



UNIVERSIDAD DE MATANZAS “CAMILO CIENFUEGOS”

FACULTAD DE INGENIERIAS

DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

**Recuperación de hidrocarburos en la emulsión de la sosa agotada
aplicando desemulsionantes en la planta de endulzamiento de Jet A-1.**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de
Refinación de Petróleo**

Autor: Lic. Lucy Cepero Pombert.

Tutor: MSc.Ing. Ramiro Rodríguez Tabares.

Asesor: Ing. Vilma Betancourt Colas

REFINERÍA DE PETRÓLEO “CAMILO CIENFUEGOS”

Matanzas

2013.

Pensamiento:

“... Creo en el milagro de lo que puede hacer el trabajo, de lo que puede hacer la ciencia y de lo que pueden hacer los hombres”.

Fidel Castro Ruz.

Declaración de autoridad

Yo, Lucy Cepero Pombert, me declaro como único autor de este trabajo realizado en la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, como requisito parcial para optar por el Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo y autorizo que el mismo sea utilizado como material de consulta. Para que así conste, debajo firma:

Nombre y Apellidos. Firma

Dedicatoria

Dedico este trabajo especialmente a mis hijos, por ser la fuente de inspiración en cada paso de mi vida.

A mí querida madre por siempre brindarme todo su amor.

A todos mis familiares, pero muy especial a mis queridísimos hermanos que han sido mis guías y ejemplos.

A mi padre por brindarme siempre todo su cariño y apoyo.

A la Revolución Cubana por darme la oportunidad de desarrollarme intelectualmente.

A todos los que sinceramente, me han querido y me han brindado todo su apoyo dedicación y confianza.

Agradecimientos

Me es imposible nombrar a todas las personas a las que les estoy profundamente agradecida: Familiares, amigos, compañeros, profesores y conocidos. Sin embargo, hay algunos que no puedo dejar de mencionar porque su ayuda ha significado incondicional.

Ellos son:

Mis padres y familiares: Por su cariño y amor incondicional, quienes han contribuido a la realización de mis grandes sueños.

A mi tutor: Ramiro, y a Vilma por brindarme su tiempo y conocimientos.

Doy gracias a, Enrique Estiven y Maricela Rodríguez Alayón por asesorar mis estudios de costos y medio ambiental del nuevo sistema.

A mis amigos y compañeros de grupo por brindarme su apoyo y disposición en cualquier circunstancia, en especial a Lazara Hidalgo y Orlando Lobelles que con paciencia y cariño me ayudaron a organizar la tesis.

A mis compañeros de la dirección: Daniel, David, Adrian, Yasnely Gell, Yosvany González y en especial a Alfredo Morejón por su ayuda incondicional.

A mis compañeros de la combinada que han contribuido con mi formación profesional, transmitiéndonos, con cariño, gran parte de sus conocimientos y experiencias.

A todo el personal de la empresa que me ayudó en la realización de este trabajo final de la especialidad por su valiosa ayuda y cooperación en todo momento.

A todos mil gracias.....

Resumen

La investigación que se presenta tiene como título “Recuperación de hidrocarburos en la emulsión de la sosa agotada aplicando desemulsionantes en la planta de endulzamiento de Jet A-1”, en la cual el objetivo es lograr la mayor recuperación del combustible y así mejorar la eficiencia de la planta con la implementación de un sistema de recuperación de hidrocarburo, se aplica diferentes herramientas permitiendo encontrar rápidamente las causas que originan las pérdidas en la salida del tratador, se muestran los resultados obtenidos en el laboratorio, se realiza un análisis al combustible recuperado para su posible incorporación a la corriente de diesel comercializado por la refinería de Cienfuegos perteneciente a la empresa de cuvenpetrol, estimando que en promedio se pueden recuperar 7 594.90 barriles/año de hidrocarburos para un total 954 684.00 USD /anuales. La inversión del nuevo sistema propuesto se justifica, el valor neto tiene un costo de 370 315 .34 USD y la tasa interna de recuperación es de un 32.29 % con un periodo de recuperación de la inversión de 2 años.

ABSTRACT

The research presented is entitled **“Oil Recovery in the Spent Caustic Emulsion by Applying Demulsifying at the Jet A-1 Sweetening Plant”**, in which the objective is to recover the oil and improves the efficiency in the plant with the implementation of an oil recovery system. It applies different tools that permit to find in a quick way the causes of losses in the treater’s output, the results obtained at the laboratory are also displayed, an analysis of the oil recovered is performed so as to incorporate it into the commercialized diesel stream at the refinery. The values of the new investment are justified, the net value has a cost of 370 315 .34 USD and the recovery internal rate is of 32.29 % with a recovery period of 2 years, estimating an oil average recovery of 7 594.90 barrels/per year for a total of 954 684.00 USD /per year.

OPINION DEL TUTOR

TABLA DE CONTENIDO

ÍNDICE	Pág.
Introducción.....	1
Capítulo I Fundamentos teóricos.....	4
1.1 Tipos de hidrocarburos.....	4
1.2 Composición y caracterización del petróleo como hidrocarburo.....	5
1.2.1 Derivados y usos del petróleo.....	5
1.3 Destilación atmosférica. Generalidades.....	7
1.3.1 Destilación atmosférica en el refinado de un crudo.....	8
1.4 Caracterización del turbo combustible	11
1.4.1 Métodos para mejorar la calidad del turbo combustible.....	13
1.4.2 Comparación entre los métodos utilizados para mejorar la calidad del turbo combustible.....	15
1.4.3 Principios teóricos del tratamiento con álcalis.....	15
1.4.4 Aplicación del tratamiento con álcalis a escala industrial.....	17
1.5 Disposición de sosas gastadas en refinerías de México.....	17
1.6 Las emulsiones en los procesos de refinación.....	19
1.7 Herramientas de calidad.....	21
1.8 Conclusiones parciales I.....	23
 Capítulo II Materiales y Métodos.....	 25
2.1 Descripción del caso de estudio	25
2.2 Análisis del arrastre de hidrocarburo en la emulsión de la sosa gastada del tratado (D-01).....	27
2.2.1 Aplicación de la herramienta del Diagrama Causa y Efecto.....	28
2.2.2 Ordenar las causas que provocan el arrastre de hidrocarburo por orden de importancia.....	30
2.3 Análisis de las pérdidas de hidrocarburos en la sosa gastada.....	33
2.3.1 Procedimiento para la aplicación de las pruebas de jarras.....	34
2.3.2 Drenaje del tratador (D-01).....	35
2.3.3 Drenaje del tambor (D-03).....	35
2.4 Desarrollo del sistema de recuperación de hidrocarburos propuesto.....	36
2.5 Estudio – Económico.....	37
2.6 Valoración de impacto ambiental del sistema propuesto.....	39
Capítulo III Resultados y discusión.....	41
3.1 Análisis del arrastre de hidrocarburo en la emulsión de la sosa gastada.....	41
3.1.1 Aplicación del método de Kendall.....	42
3.2 Análisis realizados en el laboratorio para evaluar las pérdidas de hidrocarburos en el tratador (D-01).....	49
3.2.1 Drenaje del tratador (D0-1).....	49
3.2.2 Drenaje del tambor (D-03).....	50
3.3 Resultados del análisis realizado al hidrocarburo recuperado.....	51
3.4 Desarrollo del sistema de recuperación de hidrocarburo propuesto.....	53
3.4.1 Propuesta de diseño del sistema de recuperación de hidrocarburo.....	55
3.5 Estudio-Económico para la nueva propuesta tecnológica.....	59
3.6 Valoración de impacto ambiental del sistema propuesto.....	64
3.7 Conclusiones parciales III.....	67

Conclusiones.....	68
Recomendaciones.....	69
Bibliografía.....	70
Anexos.....	73

INTRODUCCIÓN

La refinación es un proceso físico químico en el cual se obtienen diferentes fracciones del petróleo que posteriormente son tratadas de forma individual hasta obtener productos con las especificaciones de calidad requeridas, esta se ha convertido en un factor de alto nivel y confiabilidad esto se debe a la actual tecnología utilizada en estos procesos, esto lleva implícito un elevado costo, el cual debe evitarse que alcance niveles mayores. El petróleo está constituido por hidrógeno y carbono. Por su composición elemental se le denomina hidrocarburo, este tiene una gran variedad de compuestos, al punto que de él se pueden obtener por encima de los 2.000 productos.

En la refinería el petróleo crudo se somete en primer lugar a un proceso de destilación o separación física y luego a procesos químicos que permiten extraerle buena parte de la gran variedad de los componentes que contienen. Obteniéndose como productos finales en la refinería el Gas Licuado (GLP), Gasolina de alto octanaje, Turbo Jet A-1, Diesel y Fuel oil. De ellos tiene gran importancia el Turbo Jet A-1 ó turbo combustible para la aviación este debe cumplir una serie de requerimientos de calidad establecidos en normativas internacionales. (DEF STAND, 2008)

El turbo Jet es el resultado del tratamiento del keroseno, es un producto de la unión de las fracciones 120-180⁰C y 180-230⁰C obtenidas en el proceso de destilación atmosférica por lo cual, en su composición los compuestos ácidos que se pueden encontrar son: ácidos nafténicos, mercaptanos y sulfuro de hidrógeno. Con el objetivo de obtener el Turbo Jet A-1 con la calidad adecuada, la Refinería "Camilo Cienfuegos" montó una Planta de Tratamiento de Turbo Jet A-1 de tecnología italiana basada en un proceso de endulzamiento con álcalis. Uno de los procesos más conocidos y ampliamente aplicados en la industria del petróleo para la eliminación de la acidez.

En estudio realizado en la planta de endulzamiento Jet A-1 sobre los contaminantes de impacto ambiental se detecta en las diferentes muestras analizadas en el laboratorio la presencia de hidrocarburos emulsionados en la sosa agotada del tratador (D-01), ocasionando pérdidas del mismo. Por lo que se hace necesario para mejora del proceso tomar acciones en los métodos de operación y control, con el objetivo fundamental de recuperar este producto que se arrastra durante el proceso.

Aunque se satisfacen las especificaciones del producto terminado, en este proceso se observan desviaciones en algunos parámetros, aumentando las concentraciones de los contaminantes, afectando la carga de los mismos. Aunque la operación ideal en la emulsión de la sosa agotada del (D-01) debe ser aquella que produzca un turbo en especificación y una fase acuosa libre de emulsión sin arrastre de hidrocarburo en su composición, en esta planta de endulzamiento Jet A-1 en ocasiones no es así. A pesar de los ajustes que se han venido realizando en las operaciones y de las mejoras que se han introducido en la planta, la problemática persiste.

Lo planteado anteriormente permite definir el siguiente **PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN**:

¿Cómo recuperar los hidrocarburos presentes de la sosa gastada en la planta de endulzamiento de turbo combustible?

Como criterio de solución de este problema se propone la siguiente **HIPÓTESIS**:

Si se emplea un sistema para la recuperación de hidrocarburos y la adición de un desemulsionante a la emulsión de la sosa gastada en la planta de endulzamiento Jet A-1 es posible recuperar los hidrocarburos presentes en la misma, lográndose la disminución de las pérdidas durante el proceso y una mejor eficiencia de la planta.

Para darle solución a la misma, se define como **OBJETIVO GENERAL** de este trabajo: Proponer un sistema para la recuperación de hidrocarburos en la planta de endulzamiento de Jet A-1.

Objetivos específicos:

- 1.- Definir el estado del arte.
- 2.- Caracterizar el proceso de estudio.
- 3.- Analizar el arrastre de hidrocarburos en la emulsión de la sosa gastada del (D-01).
- 4.- Evaluar las pérdidas de hidrocarburos en el tratador (D-01).
- 5.- Desarrollar el esquema del sistema de recuperación de hidrocarburos que se propone.
- 6.- Estudio económico y valoración del impacto ambiental del nuevo sistema.

El trabajo está estructurado en tres capítulos:

Capítulo I: Fundamentos teóricos

Se realiza una caracterización de los hidrocarburos en el proceso de refinación, se dan a conocer los usos y derivados del petróleo, se tratan aspectos acerca de la destilación atmosférica como primer tratamiento de refinación, su fraccionamiento llevado a cabo

mediante su destilación primaria, obteniéndose cortes que pueden ser comercializados directamente o tratados para obtener otros productos. Se explican los métodos para mejorar la calidad del turbo, se realiza una búsqueda acerca de la disposición de sosa agotada en refinerías de México, se refiere al tema de las emulsiones y de los agentes surfactantes como rompedores de emulsión en los procesos de refinación, se da a conocer la existencia en el mercado de un importante número de herramientas para el análisis de problemas en el proceso productivo que permiten visualizar y tomar decisiones empleando una de ellas en el capítulo II.

Capítulo II: Materiales y métodos

Se presenta el caso de estudio con la descripción del proceso tecnológico de la planta de endulzamiento del Jet A-1, se detalla la metodología a seguir para la aplicación de la herramienta del Diagrama Causa y Efecto e identificar las causas contribuyentes al arrastre de hidrocarburos en la emulsión de la sosa agotada. Se da a conocer el procedimiento aplicado de las pruebas de jarras en el laboratorio para evaluar las pérdidas del combustible, se procesan datos para el desarrollo de la propuesta del esquema de recuperación de hidrocarburo, se realiza una panorámica acerca de los indicadores financieros y de los parámetros fundamentales para apoyar la inversión teniendo en cuenta qué beneficios económicos se derivan de la ejecución del proyecto a través del costo de inversión y su plazo de amortización, así como la valoración del impacto ambiental del sistema.

Capítulo III: Resultados y discusión

En este capítulo se presentan los resultados de la aplicación del Diagrama Causa- Efecto y el Método de *Kendall*, se calcula las pérdidas de hidrocarburos en el tratador (D-01), se muestran los valores obtenidos en los ensayos realizados al combustible recuperado, el diagrama de flujo y de diseño del nuevo sistema de recuperación de hidrocarburo así como se ofrece la propuesta de utilizar un método de incineración de la sosa agotada, realizándose el estudio económico y valoración del impacto ambiental de la inversión.

CAPÍTULO I: FUNDAMENTOS TEÓRICOS.

En este capítulo se realiza una caracterización de los hidrocarburos en el proceso de refinación, se dan a conocer los usos y derivados del petróleo, se tratan aspectos acerca de la destilación atmosférica como primer tratamiento de refinación experimentado por los crudos en refinerías, su fraccionamiento llevado a cabo mediante su destilación primaria, obteniéndose cortes que pueden ser comercializados directamente o tratados para obtener otros productos. Se explican los métodos para mejorar la calidad del turbo, se realiza una búsqueda acerca de la disposición de sosas gastadas en refinerías de México, se refiere al tema de las emulsiones y de los agentes surfactantes como rompedores de emulsión en los procesos de refinación, se da a conocer la existencia en el mercado de un importante número de herramientas para el análisis de problemas en el proceso productivo que permiten visualizar y tomar decisiones empleando una de ellas en el capítulo II.

1.1 Tipos de hidrocarburos.

La mayoría de los compuestos del petróleo son los hidrocarburos (parte orgánica). Existen toda clase de hidrocarburos en el petróleo: hidrocarburos parafínicos, nafténicos y aromáticos. Dentro de estos pueden ser lineales o ramificados.

- Parafínicos o alcanos: C_nH_{2n+2} : CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5H_{12} e isómeros correspondientes
- Cicloalcanos
- Aromáticos

Dependiendo de la zona donde se forma el crudo tendríamos más proporción de un compuesto u otros. Es importante saber la composición del crudo, puesto que según su composición podremos obtener unos productos u otros del crudo. Sin embargo, sea cual sea la procedencia del crudo, se va a mantener constante el contenido en C y H₂, aunque tengan distintos compuestos hidrocarbonados (siempre dentro de una familia de crudos). Los compuestos de naturaleza inorgánica son los que contienen N, S, O₂ y elementos metálicos. Se encuentran en menores proporciones que, las cuales van a depender de la naturaleza del crudo. Es interesante conocer la composición en

elementos orgánicos, porque dependiendo de esta, someteremos al crudo a uno u otro tratamiento, y obtendremos unos productos u otros. (Muñecas, 2005)

1.2 Composición y caracterización del petróleo como hidrocarburos.

Debido a este origen tan diverso del petróleo, ya sea por organismos de los procesos naturales inicialmente existentes como por las condiciones del proceso de transformación, los crudos de petróleo presentan una enorme variedad. Desde el punto de vista químico, se encuentran diferencias de estos en cuanto a composición hidrocarbonada, propiedades físicas y presencia de impurezas y heteroátomos. Los crudos de petróleo también pueden clasificarse en función del tipo de cadenas orgánicas hidrocarbonadas predominantes, que serían: parafinas (alcanos C_nH_{2n+2}), naftenos (cicloalcanos C_nH_{2n}) y aromáticos C_nH_n . Asimismo, el peso molecular medio de las cadenas que componen los crudos es sumamente variable, desde las más simples (parafinas ligeras) hasta las más complejas (compuestos aromáticos polinucleares), sumamente deflactarías y difíciles de procesar. (Muñecas, 2005)

La proporción de hidrocarburos ligeros a pesados tiene un impacto muy importante en el precio del crudo, ya que guarda relación directa con el costo de tratamiento y el rendimiento de los productos finales de gasolinas, gasóleos, etc. que se obtienen en la refinería.

En varios lugares del mundo son reconocidos diferentes crudos de referencia: en Europa es el Brent del Mar del Norte, mientras que en Estados Unidos es el West-Texas. Los crudos más pesados son: Irán Pesado, Maya, Marlim etc. Los que tienen un precio de mercado inferior.

1.2.1 Derivados y usos del petróleo.

Un derivado del petróleo es un producto procesado en una refinería, usando como materia prima el crudo. Según la composición del mismo y la demanda, las refinerías pueden producir distintos productos derivados del petróleo, producen sustancias químicas, que se pueden utilizar en procesos químicos, a continuación se relacionan diferentes productos derivados del petróleo y su utilización:

- Gasolina motor corriente y extra - Para consumo en los vehículos automotores de combustión interna, entre otros usos.

- Turbo combustible o turbosina - Gasolina para aviones jet, también conocida como Jet-A.
- Gasolina de aviación - Para uso en aviones con motores de combustión interna.
- Diesel - De uso común en camiones y buses.
- Keroseno - Se utiliza en estufas domésticas y en equipos industriales. Es el que comúnmente se llama "petróleo".
- Cocinol - Especie de gasolina para consumos domésticos. Su producción es mínima.
- Gas propano o GLP - Se utiliza como combustible doméstico e industrial.
- Bencina industrial - Se usa como materia prima para la fabricación de disolventes alifáticos o como combustible doméstico
- Combustóleo o Fuel Oil - Es un combustible pesado para hornos y calderas industriales.
- Disolventes alifáticos - Sirven para la extracción de aceites, pinturas, pegantes y adhesivos; para la producción de thinner, gas para quemadores industriales, elaboración de tintas, formulación y fabricación de productos agrícolas, de caucho, ceras y betunes, y para limpieza en general.
- Asfaltos - Se utilizan para la producción de asfalto y como material sellante en la industria de la construcción.
- Bases lubricantes - Es la materia prima para la producción de los aceites lubricantes.
- Ceras parafínicas - Es la materia prima para la producción de velas y similares, ceras para pisos, fósforos, papel parafinado, vaselinas, etc.
- Polietileno - Materia prima para la industria del plástico en general
- Alquitrán aromático (Arotar) - Materia prima para la elaboración de negro de humo que, a su vez, se usa en la industria de llantas. También es un diluyente
- Acido nafténico - Sirve para preparar sales metálicas tales como naftenatos de calcio, cobre, zinc, plomo, cobalto, etc., que se aplican en la industria de pinturas, resinas, poliéster, detergentes, tensoactivos y fungicidas
- Benceno - Sirve para fabricar ciclohexano.
- Ciclohexano - Es la materia prima para producir caprolactama y ácido adípico con destino al nylon.

- Tolueno - Se usa como disolvente en la fabricación de pinturas, resinas, adhesivos, pegantes, thinner y tintas, y como materia prima del benceno.
- Xilenos mezclados - Se utilizan en la industria de pinturas, de insecticidas y de thinner.
- Ortóxileno - Es la materia prima para la producción de anhídrido ftálico.
- Alquilbenceno - Se usa en la industria de todo tipo de detergentes, para elaborar plaguicidas, ácidos sulfónicos y en la industria de curtientes.
- El azufre que sale de las refinerías sirve para la vulcanización del caucho, fabricación de algunos tipos de acero y preparación de ácido sulfúrico, entre otros usos.
- En Colombia, se extrae un petróleo pesado que se llama Crudo Castilla, el cual se utiliza para la producción de asfaltos y/o para mejoramiento directo de carreteras, así como para consumos en hornos y calderas.
- El gas natural sirve como combustible para usos doméstico, industriales y para la generación de energía termoeléctrica. En el área industrial es la materia prima para el sector de la petroquímica. A partir del gas natural se obtiene, por ejemplo, el polietileno, que es la materia prima de los plásticos. (Cortázar.et.al, 2000)

1.3 Destilación atmosférica. Generalidades

Puesto que el crudo de petróleo es una mezcla de hidrocarburos y sus componentes tienen diferentes puntos de ebullición (es decir, diferentes presiones de vapor), la destilación es el proceso más adecuado para proceder a su separación, agrupándose los productos obtenidos en una serie de corrientes o cortes, por intervalos de punto de ebullición. El tipo exacto de procesamiento ya depende de cada refinería y de su esquema de refino. En general, puede afirmarse que en las refinerías el procesamiento directo del crudo conlleva a tres etapas: un pre tratamiento, una destilación atmosférica y una destilación al vacío. (Gary & Handwerk, 2001)

La destilación es un proceso físico de transferencia de materia y energía entre una fase líquida y una fase de vapor. Los componentes más ligeros (mayor presión de vapor) se concentran en la fase vapor y los más pesados (menor presión de vapor) se concentran en la fase líquida, hasta que se alcanza un equilibrio termodinámico, que únicamente es función de la temperatura y de la presión del sistema.

Para alcanzar este equilibrio, las columnas de destilación a escala industrial disponen de una serie de bandejas o platos diseñados para alcanzar rápidamente este equilibrio. En una columna de destilación atmosférica industrial, el número de platos oscila entre 20 y 50. Cada plato retiene un cierto nivel de líquido. Cuando un exceso de vapor condensa y el plato rebosa, el líquido cae hacia el plato inmediatamente inferior. A su vez, como el plato inferior está más caliente, se produce un flujo de vapor ascendente hacia el plato superior que tiene que difundir a través de la capa de líquido, estableciéndose finalmente un equilibrio dinámico. En general, un proceso de destilación se trabaja a presión fija (sea atmosférica o a vacío), existiendo un gradiente de temperaturas a lo largo de la altura de la columna. (Muñecas, 2005)

1.3.1 Destilación atmosférica en el refinado de un crudo.

La destilación constituye la primera etapa del refinado de un crudo, el objetivo es su vaporización parcial y separación por condensación a diferentes temperaturas de distintas fracciones. Se realiza en una columna de destilación o fraccionamiento en cuyo interior están dispuestas de forma ordenada una serie de “platos” en los que se recogen los líquidos condensados. El número de platos es del orden de 36. La temperatura de la columna es alta en el fondo y más fría en cabeza de forma que cada plato tiene una temperatura inferior a la del situado inmediatamente debajo. La destilación se realiza a una presión ligeramente superior a la atmosférica. El calor necesario para la destilación lo proporciona un horno al que entra el crudo precalentado después de circular por una serie de intercambiadores de calor con productos más calientes obtenidos en la propia torre de destilación de forma que se consiga la máxima eficiencia energética. (Kraus, 1994)

Debido a la presencia de sales inorgánicas (cloruro sódico, magnésico y otras, que producirían corrosión en el sistema), el crudo debe ser desalado antes de su procesamiento, porque tal como se encuentra en el tanque todavía contiene una serie de impurezas que podrían dañar seriamente al equipamiento utilizado, así como a la propia calidad de los productos obtenidos. Este desalado se consigue por mezcla con agua para disolver las sales. La mezcla se calienta a una temperatura entre 120 y 150 °C de forma que no se sobrepase su punto de vaporización a la presión de trabajo. Se produce una separación entre las fases orgánica e inorgánica, en la que se encuentran disueltas las sales, con la ayuda de unos aditivos específicos y posteriormente la fase acuosa se decanta mediante la acción de un campo electrostático. Toda esta operación se realiza en un equipo denominado Desalador.

Después del Desalador, se pueden presentar varias configuraciones, según exista o no una columna pre flash antes del horno de crudo. En el primer caso, el crudo se calienta intercambiando calor con las extracciones calientes que salen de la propia columna de destilación hasta unos 170 – 200 °C y se introduce en un vaporizador o pre flash que trabaja entre dos y cinco atmósferas. Producida la vaporización, los ligeros se introducen directamente a la columna de fraccionamiento y el líquido se alimenta al horno. Con esta operación se reduce el caudal de líquido al horno con el consiguiente ahorro energético y de dimensionamiento del mismo. En el caso de no existir la columna de pre flash, la totalidad del crudo se alimenta al horno, en el que el crudo incrementa su temperatura hasta unos 330 – 370 °C. El crudo caliente se introduce en la parte inferior de la torre atmosférica en la denominada “zona flash”, a 350 °C y a aproximadamente una atmósfera en la que parte de las fracciones del crudo vaporizan ascendiendo los vapores por la columna a través de los platos perforados situados en su interior, a medida que ascienden se van enfriando hasta que en función de su volatilidad condensan en el plato correspondiente. A medida que el plato rebosa, el líquido va descendiendo plato a plato intercambiando calor con los vapores ascendentes. Las fracciones más pesadas condensan en los platos inferiores y las más ligeras en los de la parte alta de la columna. A diferentes alturas de la columna unos platos especiales permiten la extracción lateral, fuera de la columna, del líquido. En la parte superior de la columna, los vapores la abandonan y condensan mediante aerorefrigerantes o con agua de refrigeración. El líquido de cabeza se recoge en un acumulador, en este se producen unos incondensables, es el gas ácido formado por metano, etano y sulfhídrico que se envía al sistema de Fuel Gas y el líquido se envía, parte como reciclo de cabeza y parte a la columna estabilizadora para separar el gas licuado del petróleo (propano y butano) de la Nafta. El reciclo de cabeza de la torre sirve para proveer el reflujo necesario para la condensación de las fracciones ligeras ascendentes. (Gary & Handwerk, 2001)

Para que el fraccionamiento funcione correctamente es necesario un flujo de líquido frío descendente. En la parte superior de la columna este líquido es el reciclo del acumulador de cabeza. A lo largo de la columna el reflujo se obtiene con el reciclo de las extracciones laterales, después de que éstas hayan perdido parte de su calor latente en el intercambio con la alimentación. El reflujo frío se introduce en la columna en un punto superior al de su extracción de forma que siempre entre en contacto con los vapores calientes. El número de reflujos depende de las extracciones laterales, normalmente entre tres y cuatro.

En la Columna estabilizadora se produce la separación del gas licuado del petróleo, mezcla de Propano y Butano, de la Nafta. Esta última se redestila en una fraccionadora adecuada en la que se obtienen dos productos: la Nafta ligera por cabeza y la Nafta pesada por fondo. (Perry, 1999), (Ludwing, 1999) , (Speight, 2002)

La Nafta ligera tiene un punto inicial de destilación equivalente al de los pentanos y un punto final entre los 60 a 90 °C, dependiendo de las necesidades en la formulación de gasolinas comerciales. La Nafta pesada tiene como punto inicial el de final de la Nafta ligera y como punto final entre 140 y 180°C. El corte de Nafta pesada es función de las necesidades de Gasolinas y las de Keroseno de aviación.

La fracción más ligera de las extracciones laterales es la primera extracción o keroseno con un intervalo de destilación aproximado entre 160 – 260 °C. Puesto que el fraccionamiento no es ideal, después de abandonar la columna la corriente se somete a una torre despojadora lateral para eliminar los restos de hidrocarburos más ligeros. El despojado puede ser con arrastre de vapor de agua o bien mediante calentamiento con un rehervidor. Los vapores de hidrocarburo se reciclan a la columna de fraccionamiento mientras que el líquido constituye en parte la extracción neta de la columna y parte el recicló frío. (Varadi, 1999)

La segunda y tercera extracción atmosférica la constituyen el Diesel y el Gasoil atmosférico con un intervalo de destilación global entre los 240 – 360 °C. Al igual que el caso de la primera extracción, una torre despojadora permite la eliminación de ligeros y ajuste del Punto de Inflamación de las extracciones. La segunda extracción suele tener un punto final del orden de los 300 °C, mientras que el punto final de la tercera extracción viene limitada por las propiedades de destilación y de frío para cada crudo, el Punto de Niebla y el POFF, suelen ser de las más críticas en la formulación de Gasóleos comerciales y normalmente son limitantes en el punto final de la tercera extracción ya que el valor de estas propiedades aumenta a medida que aumenta el punto final de destilación. (Delgado, 2005)

Las columnas de destilación de crudo suelen disponer también de una cuarta extracción, con un intervalo de destilación muy corto, entre cinco y diez °C, entre 360 – 370 °C y con un rendimiento sobre crudo del orden del dos % volumen, dependiendo de la temperatura de corte y el crudo y cuya finalidad es asegurar un valor adecuado de las características de frío de la tercera extracción. Por el fondo de la columna, se obtiene el

residuo no destilado por encima de los 370 °C., parte del mismo constituye la producción neta y parte se recicla al fondo de la columna que posee unos platos especiales que mediante la inyección por fondo de vapor (uno a tres %) mejoran el fraccionamiento de esta zona vaporizando los ligeros. Su destino es la formulación de Fuel oil o como alimentación a las unidades de destilación a vacío para la obtención de destilados a procesar en unidades de conversión.

1.4 Caracterización del turbo combustible.

Uno de los productos finales de gran importancia para la refinería es el Turbo Jet A-1 ó turbo combustible para aviación, destilado medio proveniente de la destilación atmosférica que posee características especiales de calidad.

El combustible para un avión accionado por pistón motor tiene un punto de destello bajo para mejorar sus características de la ignición. Los motores de turbina pueden funcionar con una amplia gama de combustibles, y los motores del Jet-avión utilizan típicamente los combustibles con puntos de destello más altos, que son menos inflamables y por lo tanto más seguro transportar y dirigir. Los primeros combustibles de jet fueron basados en el keroseno o una mezcla de gasolina-keroseno, y la mayoría de los combustibles de Jet todavía se basan en el keroseno. Este producto tiene especificaciones muy estrictas y las más importantes son el punto de congelación y el de flasheo. El punto inicial de ebullición es ajustado para obtener la temperatura mínima de flasheo aproximadamente de 100 °F (37.8°C) y el punto final de ebullición es ajustado para obtener el punto máximo de congelación requerido aproximadamente de -52 °F (-11 °C). Los jet fuel básicos son: el Jet A, Jet A-1, Jet B. (Parkash, 2003)

Los combustibles de Jet se clasifican como tipo keroseno o tipo nafta. El tipo Keroseno incluye el Jet A, el Jet A-1, JP-5 y JP-8. El tipo Nafta incluye el Jet B y JP-4.

El Jet A es un tipo de keroseno similar al Jet A-1, a excepción de su punto de congelación más alto de -40° c. es usado mayormente por aerolíneas comerciales de varios países, donde el punto de congelación no impone limitaciones. El Jet B es un combustible que tiene un amplio rango, es decir su punto inicial de ebullición está en el rango de las gasolinas, y por ende tiene mayor contenido de ligeros que los restantes combustible con punto de congelación de -50 a -58 °c y es mayormente utilizado por los aviones militares. El Jet A-1 también conocido como Turbo combustible, Turbosina tiene características parecidas al Jet A pero un máximo punto de congelación de - 47 ° c

y el punto de flasheo de ambos de 38 °c. Este tipo de combustible es usado por muchas aerolíneas internacionales.

En la Tabla 1.1 se muestra las especificaciones regidas a nivel mundial del Jet A-1. (Ecopetrol, 2005)

Tabla 1.1 Especificaciones del turbo Jet A-1.

Especificaciones típicas del Jet A-1 (Marzo 2005)	
Propiedades	Especificaciones
Composición.	
✘ Apariencia	Reportar
✘ Color Saybolt	Mín. +20
✘ Acidez Total (mg KOH/g)	Máx. 0.015
✘ Aromáticos (% volumen)	Máx. 25
✘ Aromáticos totales (% volumen)	Máx. 26.5
✘ Azufre totales (% peso)	Máx. 0.30
✘ Azufre mercaptano (% peso)	Máx.0.0030
Volatilidad.	
✘ Temperatura de destilación	Reportar
✘ Punto inicial de ebullición (°C)	Reportar
✘ 10 % de recobrado (°C)	Máx. 205
✘ 50 % de recobrado (°C)	Reportar
✘ 90 % de recobrado (°C)	Reportar
✘ Punto final de ebullición (°C)	Máx.300
✘ Residuo de destilación (% volumen)	Máx.1.5
✘ Pérdidas en destilación (% volumen)	Máx.1.5
✘ Punto de flasheo (°C)	Mín. 38
✘ Densidad a 15 °C (kg/m ³)	775-840
Fluidez	
✘ Punto de Congelación (°C)	Máx. -47
✘ Viscosidad a -20°C (cSt)	Máx. 8
Combustión	
✘ Energía específica neta (MJ/kg)	Mín. 42.80
✘ Punto de humo (mm)	Mín. 25-19

✘ Naftenos (% volumen)	Máx. 3
Corrosión	
✘ Placa de cobre (2h ± 5 mín. a 100°C ± 1°C)	Máx. 1
Contaminantes	
✘ Partículas (mg/L)	Máx. 1
✘ Goma existente(mg/100mL)	Máx. 7
✘ Reacción agua en interfase	Máx. 1b
✘ Conductividad eléctrica (pS/m)	50-450

1.4.1 Métodos para mejorar la calidad del turbo combustible.

Los métodos para mejorar la calidad del turbo combustible como uno de los procesos de mayor uso general en varias refinerías son:

- **La hidrofinación**

Esta tecnología se diseña para disminuir los contaminantes tales como sulfuros, el nitrógeno, los compuestos aromáticos condensados de anillo, o los metales. Tiene una historia larga de uso comercial, desde los años 50, con más de 500 unidades licenciadas en funcionamiento colocadas a nivel mundial. El proceso de hidrofinación del turbo combustible se basa en las reacciones de hidrogenación moderada en cuyo resultado los compuestos oxigenados, sulfurosos y nitrogenados se convierten en presencia de hidrogeno y catalizador en hidrocarburos con desprendimiento de sulfhídrico, agua y amoníaco; las olefinas se convierten en hidrocarburos más estables de la serie parafinita o nafténica en función de la naturaleza de olefinas en la materia prima inicial.

La velocidad relativa y profundidad de reacciones depende de las condiciones de realización del proceso que dependen de las propiedades físico químicos de la materia prima que se procesa, del catalizador utilizado y de la composición fraccionada y química del inyector. Los parámetros fundamentales que caracterizan la hidrofinación son la temperatura, presión, velocidad espacial de suministro del inyector, relación de recirculación de gas rico en hidrogeno con respecto al inyector y actividad del catalizador. Las principales reacciones que ocurren son reacciones de los compuestos sulfurosos, compuestos oxigenados y nitrogenados y a la vez se efectúan numerosas reacciones de hidrocarburos. (Muñecas, 2005)

- **El tratamiento cáustico**

Es un proceso catalítico usado en refinerías de petróleo para endulzar el jet fuel. Los mercaptanos se convierten a disulfuros. Estos pueden permanecer en la corriente del hidrocarburo pues son solubles en productos de petróleo y menos corrosivos. El proceso de endulzamiento del tratamiento del turbo se utiliza en lugar de un hidrotatamiento cuando el azufre total es inferior a lo normado, es una planta con bajos costos de operación y se aplica a combustibles livianos. (Suarez, 2001)

En el tratamiento cáustico del jet fuel hay dos pasos importantes que son la reducción de la acidez total y la oxidación de mercaptanos. La acidez de los hidrocarburos es medida por su número de neutralización o por el valor de los ácidos totales que puede estar relacionado con su potencial de corrosión en el equipo. Los ácidos nafténicos son el principal contribuyente de la acidez en las fracciones de destilados. Su nombre es genérico para familia de compuestos que pertenecen a la amplia categoría de los ácidos carboxílico en donde uno o la combinación de hidrocarburos saturados tienen un radical de ácido orgánico unido a uno de los átomos de carbono. El mercaptano es el nombre genérico para una familia de compuestos orgánicos donde el átomo SH se une a uno de los átomos de carbono en la molécula. El átomo de hidrogeno en el radical SH puede ionizarse y producir un ambiente ligeramente ácido pero en menor grado que los ácidos nafténicos. La más notable característica de los mercaptanos es su olor desagradable fuerte, incluso cuando su concentración es muy pequeña. Es interesante notar que las fracciones que se derivan de crudos que contienen grandes cantidades de ácidos nafténicos rara vez contienen significativas cantidades de mercaptanos. Igualmente lo opuesto es verdadero, por lo que la mayoría de las refinerías procesan una variedad de crudo mixto, esto requiere que se le realice tratamientos químicos para ambos tipos de impurezas. (Marcilla D.et.al, 2001)

El proceso de tratamiento cáustico cuenta de varios pasos y antes es necesario conocer la acidez, el contenido de mercaptano y otras especificaciones requeridas para decidir la magnitud del mejoramiento de la fracción jet fuel objeto de estudio. Por lo que el empleo de la simulación del proceso será una herramienta de vital importancia, para obtener datos de las corrientes laterales con una fiabilidad alta, así como para acordar su posterior tratamiento.

La producción de turbo combustible varía desde un simple producto de corriente lateral por extracción de un fraccionador de crudo que no requiere tratamiento adicional ni limpieza, y en otros que sólo requiere limpieza mínima con técnicas de filtración con arcilla; otro caso puede ser obtener un producto que requiere tratamiento cáustico seguido de lavado con agua, secado con sal y filtración con arcilla; y finalmente en algunos casos por un hidrotratamiento. (Suarez, 2001)

1.4.2 Comparación entre los métodos utilizados para mejorar la calidad del turbo combustible.

El hidrotratamiento involucra una inversión de capital muy grande (10 a 20 veces) y requiere costos de operación altos (20 a 50 veces) en comparación con el tratamiento húmedo, frase que frecuentemente se usa para denotar el tratamiento cáustico con el proceso de limpieza acompañante. Por esta razón las refinerías evitan el hidrotratamiento siempre que sea posible. (Varadi, 1999)

Sin embargo el hidrotratamiento puede producir jet fuel de la mayoría de los crudos, pues destruye los ácidos nafténicos y fenoles; mientras que el tratamiento húmedo está limitado para jet fuel que tengan especificaciones apropiadas que no se afecten por dicho tratamiento.

El tratamiento cáustico posee otras ventajas, ya que usa un material convencional (acero al carbón) por no existir un ambiente corrosivo; tiene facilidad operativa; baja cantidad de desechos químicos, ausencia de reacciones colaterales y de contaminantes de la corriente tratada; además es un proceso altamente empleado a nivel mundial. (Suarez, 2001)

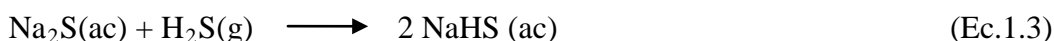
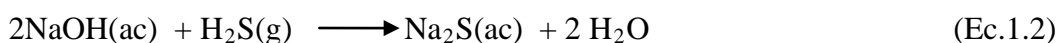
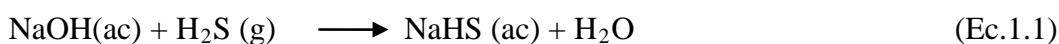
1.4.3 Principios teóricos del tratamiento con álcalis.

Los destilados obtenidos por la destilación primaria de los petróleos, en función de su composición, contienen ácidos de petróleo (nafténicos), fenoles y otros compuestos oxigenados. Con el fin de eliminar estos compuestos se aplica la depuración alcalina. Entre los compuestos sulfurosos eliminados por medio de álcalis se cuentan el sulfuro de hidrógeno y los mercaptanos livianos, con otros componentes derivados del petróleo el álcali no reacciona. Los ácidos libres presentes en el destilado, independientemente de su naturaleza, entran en reacción con álcalis formando sales que se concentran en lo fundamental, en la solución alcalina dando lugar a la formación de fenolatos y agua al combinarse con el fenol. Una parte de las sales se retiene en el producto derivado del petróleo (keroseno) y para eliminarlas del destilado tratado con álcalis se lava con agua.

La reacción de neutralización por medio de álcalis de los ácidos nafténicos y fenoles tiene carácter reversible. En presencia de agua los naftenatos y fenolatos se hidrolizan formando los productos iniciales. El grado de hidrólisis depende de las condiciones del proceso. Este crece con el ascenso de la temperatura y disminuye a medida que aumenta la concentración de la solución de álcalis. Es conveniente realizar la depuración por álcalis lo más cercano a los 40 °C. Sin embargo en estas condiciones óptimas de neutralización se forman emulsiones estables del tipo de “petróleo ácido en álcalis acuoso” que tienen agua como fase continua y se denominan hidrófilas.

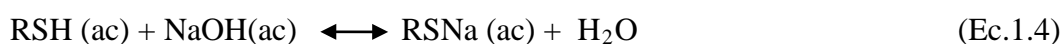
A la formación de las emulsiones contribuyen los propios productos de neutralización, a saber las sales sódicas de los ácidos nafténicos y sulfónicos. Esta es la razón de que las emulsiones hidrófilas estables se forman, frecuentemente durante el tratamiento de los productos que contienen muchos ácidos nafténicos en particular en la depuración alcalina de los aceites. Para impedir que se formen emulsiones se tiene que efectuar la depuración alcalina de los aceites empleando soluciones alcalinas de baja concentración a temperaturas elevadas. En algunos casos la depuración alcalina viene acompañada de formación de emulsiones hidrófobas en las cuales el medio continuo es el petróleo. Sirven de agentes emulsionantes hidrófobos sustancias asfálticas, así como sales de calcio, magnesio y hierro de los ácidos nafténicos. Estas sales aparecen cuando en la preparación de la solución alcalina se utiliza agua dura. A veces, la formación de las emulsiones durante la depuración alcalina es inhibida por la presencia conjunta de agentes emulsionantes hidrófilos e hidrófobos. (Suarez, 2001)

El sulfuro de hidrógeno reacciona con álcalis dando lugar a sales ácidas y neutras:



El sulfuro de sodio se forma con el exceso de álcalis y el hidrosulfuro, si su cantidad es insuficiente.

Los mercaptanos (RSH), al reaccionar con álcalis, forman mercáptidos (RSNa):



La eliminación de los mercaptanos mediante el lavado alcalino presenta grandes dificultades. Las propiedades ácidas de los mercaptanos disminuyen al aumentar la longitud de la cadena carbonada por ello los mercaptanos superiores, en general,

difícilmente se eliminan por álcalis. Los mercáptidos se disuelven bien en álcalis y debido a ello pueden eliminarse de los destilados pero, se hidrolizan con facilidad obstaculizando la eliminación de los mercaptanos. Los disulfuros son insolubles en agua y pasan al destilado que se somete a la depuración, disminuyendo aún más el efecto de extracción de los mercaptanos. En presencia del oxígeno del aire, además de las reacciones de formación de los mercáptidos tiene lugar la oxidación de los mercaptanos formándose los disulfuros. (Smith, 2003)

1.4.4 Aplicación del tratamiento con álcalis a escala industrial.

En este proceso a escala industrial habitualmente se emplea una disolución de hidróxido de sodio con una temperatura de la depuración alcalina de 40 a 50 °C. La elevación de esta reduce la eficiencia de extracción de los ácidos nafténicos en el proceso y facilita la sedimentación del producto del petróleo, separándolo de la disolución alcalina, pero por otra parte ayudan a disminuir la formación de emulsión. La temperatura del Keroseno de alimentación, la concentración de sosa fresca, y el grado de consumo de la sosa son los parámetros más importantes que deben ser regularmente monitoreados para evitar problemas operacionales. Es importante que la temperatura del sistema de tratamiento se mantenga siempre por encima de 20°C para evitar la formación de sales y su ulterior precipitación como sólidos.

El consumo de álcalis depende tanto de la concentración final en la solución fresca como de la cantidad de compuestos que contienen azufre u oxígeno en el producto sometido a depuración. El inconveniente considerable de la depuración alcalina son las pérdidas irreparables de reactivo costoso y la formación de una cantidad grande de desechos líquidos sulfuroso-alcálicos de difícil utilización. (Suarez, 2001)

1.5 Disposición de sosas agotadas en refinerías de México.

Las sosas agotadas son corrientes alcalino residuales que se generan en la industria petrolera en distintos procesos de refinación, estas corrientes se caracterizan por su valor alto de pH (entre 12 y 13), color de ámbar a negro, olor muy desagradable y alta toxicidad, consideradas como residuos peligrosos. La generación de sosas gastadas depende del tamaño y tipo de procesos de las refinerías, los efluentes de sosas gastadas se generan en los procesos de tratamiento cáustico para la producción de nafta, gas LP, turbosina, queroseno, gasolina, en los procesos de endulzamiento ó desulfuración de gas

destilados intermedios y ligeros. Dependiendo del proceso que provengan, las sosas gastadas se pueden clasificar en tres grupos: sulfurosas, fenólicas, nafténicas.

Las sosas agotadas sulfurosas: provienen de corrientes que han sido usadas para remover H_2S y mercaptanos de hidrocarburos, de estos los metil y etil mercaptanos son solubles en la disolución de sosa; en el caso de los mercaptanos de más de siete carbonos su solubilidad es muy baja. La densidad de ésta es de 6.6 a 10 % en peso para prevenir formación de cristales de Na_2S (sulfuro de sodio) en tanque de almacenamiento.

Las sosas agotadas nafténicas: provienen de disoluciones que han sido utilizadas para remover ácidos nafténicos de kerosina y diesel. Estos ácidos están contenidos naturalmente en fracciones de petróleo, son ácidos carboxílicos cicloparafínicos que ebullicen a temperaturas mayores a $175^{\circ}C$ ($350^{\circ}F$), se encuentran en el crudo y contenido varía de 0.03 a 1.6 % en peso. (Bermúdez, 1998)

Los ácidos nafténicos reaccionan con la sosa formando naftenatos de sodio que son solubles en agua cuando la concentración de sosa es baja, pero forman emulsiones estables si el límite de solubilidad es excedido. Por esta razón la concentración de sosa gastada con ácidos nafténicos se controla por debajo de $3^{\circ} BE$. Para la recuperación de estos ácidos se hace mediante la acidificación del efluente cáustico hasta un pH de 2.5 aproximadamente y se recupera la fase orgánica formada.

En México debido a la naturaleza de las sosas agotadas se les da la clasificación de residuos peligrosos, esto por ser una corriente con naturaleza tóxica reactiva, en algunos casos explosivos y de difícil destrucción. Se considera un residuo peligroso a aquellos residuos que por sus características corrosivas, tóxicas, venenosas, reactivas, explosivas, inflamables, biológico infecciosas o irritantes representen un peligro ecológico. (INE, 1998)

En los incineradores de lecho fluidizado el efluente cáustico se quema a cenizas de óxido de sodio en presencia de un lecho caliente de arena o arcilla fluidizado, el gas generado se trata en un lavador de gases húmedos. Sin embargo esta opción no es muy atractiva debido a sus altos costos de capital, operación y alto volumen de gas requerido para producir altas temperaturas y oxidar la materia orgánica, en la tabla 1.2 se muestra el tratamiento de las sosas agotadas en algunas refinerías mexicanas. En este momento la disposición actual de las sosas agotadas en algunas de las refinerías de México, se da por incineración, debido a que la incineración es un método térmico que permite la

destrucción completa de los residuos al someterlos a altas temperaturas mayores a 500 °C en presencia de oxígeno. (IMP, 1997)

Esta es una forma de disposición última de las sosas agotadas, es decir no permite la reutilización o recuperación del efluente, que para nuestro tiempo es algo muy importante debido a la escasez de recursos. La mitad de los casos reportados en (Refinerías en México) se aplica la incineración de las sosas agotadas, en la otra mitad se aplica la oxidación con aire combinado con la neutralización. En el caso de la oxidación con aire varía un poco según la tecnología aplicada, sin embargo, el agente oxidante utilizado es oxígeno del aire u oxígeno presurizado. El proceso consiste en que los sulfuros y mercaptanos al ser oxidados pasan a sulfatos, también son removidos por oxidación parte considerable de los fenoles, aceites y polímeros presentes. (Copa, 1991)

Tabla 1.2 Tratamiento actual de las sosas agotadas en México.

Refinería	Tratamiento
Refinería Miguel Hidalgo -Tula	Incineración
Refinería Salamanca	Incineración
Refinería Salina Cruz Oaxaca	N.D
Complejo Petroquímico Pajaritos	Oxidación con aire/ Neutralización
Complejo Petroquímico la cangrejera	Oxidación con aire/ Neutralización
Complejo Petroquímico Poza Rica	Oxidación con aire/ Neutralización
Refinería Cd. Madero Tamaulipas	Incineración
Refinería Minatitlan Veracruz	N: D
Refinería Cadereyta Nuevo León	N.D

N.D= No disponible

1.6 Las emulsiones en los procesos de refinación.

Es como dice (Marfisi, 2004) en su cuaderno Deshidratación de Crudo - Principios y Tecnología “Una emulsión es una suspensión casi-estable de finas gotas de un líquido disperso en otro líquido...” O también se la puede definir como la unión heterogénea de dos líquidos inmiscibles con uno de los líquidos íntimamente disperso en forma de pequeñas gotas en el otro líquido.

Una emulsión es una mezcla de dos líquidos inmiscibles, uno de los cuales está disperso en forma de pequeñas gotas en el otro y estabilizado por un agente emulsionante. La presencia de dos líquidos inmiscibles como son el agente emulsionante que estabiliza la

emulsión y agitación suficiente para dispersión de la fase interna son condiciones básicas para la formación de una emulsión. La estabilidad de esta depende del número de gotas por unidad de volumen, del tamaño de las gotas de agua, de la temperatura de la emulsión, de la viscosidad de la fase externa del petróleo, de la capa protectora que cubre la gota, de la diferencia de gravedad específica del agua y del petróleo, del tipo de agente emulsionante, del envejecimiento así como de la presencia de sólidos.

Existen diferentes métodos para el tratamiento de emulsiones dentro de los que se encuentran:

- **Método gravimétrico:** Consiste en la medición muy precisa de la aceleración de la gravedad en distintos puntos, registrando variaciones anómalas de dicha aceleración, que pueden suponer cambios bruscos en la densidad de un terreno.
- **Método mecánico/térmico:** Aplicación de agitación y calor para reducir viscosidad del crudo, aumentar diferencia de densidad de las fases y aumentar velocidad browniana.
- **Método eléctrico:** Aplicación de un campo electrostático continuo y calor para elongar las gotas de agua, aumentar la velocidad browniana y debilitar película del agente emulsionante.
- **Método químico:** Aplicación de un demulsificante para interactuar directamente en la interfase aceite/agua contra el agente emulsionante y favorecer la coalescencia de las pequeñas gotas de agua.

Los rompedores de emulsión son agentes surfactantes que interactúan en la interfase aceite/agua y tiene como función principal desestabilizar la acción de los agentes emulsionantes. Para un buen rompimiento de emulsiones debe tenerse en cuenta los siguientes requerimientos: producto químico apropiado para remover el agente emulsionante, agitación adecuada para un buen contacto con las gotas de agua y producir la coalescencia y asentamiento quieto para permitir separación de fases.

Obtener un crudo dentro de sus especificaciones, mantener la interfase agua/aceite bien definida teniendo en cuenta la eficiencia así como el agua sedimentada cristalina sin emulsión inversa, son requisitos que debe cumplirse en la selección de un desemulsificante.

Dentro de los principales agentes emulsionantes se encuentran los surfactantes naturales del petróleo como las (resinas, cresoles, fenoles, ácidos y jabones orgánicos), asfáltenos

y compuestos orgánicos de alto peso molecular, sólidos como las (arcillas, silicatos de formación, productos de corrosión, óxidos, sulfuros e incrustamientos. Debido a que estos agentes desmenuzantes son tan numerosos y complejos para permitir su completa identificación, seleccionar el desmenuzantes mas adecuado es un arte, una ciencia. La selección está basada en pruebas de laboratorio conocidas como pruebas de jarras, la cual reproduce en lo posible las condiciones del sistema, el tiempo de retención, la temperatura y la proporción de fluidos, cuyo procedimiento específico es descrita en el método (API.MPMS 10, 1988)

La prueba de jarras:

La prueba de jarras es un procedimiento común de laboratorio para determinar las condiciones óptimas de funcionamiento de las corrientes residuales. Este método permite realizar ajustes en el pH, las variaciones en la dosis de coagulante o polímero, alternando velocidades de mezclado, o la prueba de coagulante o diferentes tipos de polímeros, a pequeña escala con el fin de predecir el funcionamiento de una operación a gran escala de tratamiento. Una prueba de jarras simula los procesos de coagulación y floculación que fomentan la eliminación de los coloides en suspensión y materia orgánica que puede conducir a problemas de turbidez, olor y sabor. Según anexo sobre procedimiento de la prueba en jarras que se encuentra en el sitio. (uson.mx/digital)

1.7 Herramientas de calidad.

Todo proceso productivo es un sistema formado por personas, equipos y procedimientos de trabajo. El proceso genera una salida, que es el producto que se quiere obtener. La calidad del producto obtenido está determinada por sus características, es decir por sus propiedades físicas, químicas, mecánicas, estéticas, durabilidad, funcionamiento, etc. que en conjunto determinan el aspecto y el comportamiento del mismo. Por lo general, existen algunas características que son críticas para establecer la calidad del producto. Normalmente se realizan mediciones de estas características y se obtienen datos numéricos. Si se mide cualquier característica de calidad de un producto, se observará que los valores numéricos presentan una fluctuación o variabilidad entre las distintas unidades del producto fabricado. El valor de una característica de calidad es un resultado que depende de una combinación de variables y factores que condicionan el proceso productivo. El análisis de los datos medidos permite obtener información sobre la calidad del producto, estudiar y corregir el funcionamiento del proceso y aceptar o

rechazar lotes de producto. En todos estos casos es necesario tomar decisiones y estas dependen del análisis de los datos. Los valores numéricos presentan una fluctuación aleatoria y por lo tanto para analizarlos es necesario recurrir a técnicas estadísticas que permitan visualizar y tener en cuenta la variabilidad a la hora de tomar las decisiones. Existen diferentes técnicas, que se conocen como las herramientas de la calidad dentro de los que se encuentran:

- **Diagramas de Causa-Efecto**

Nos permite conocer con profundidad el proceso con que se trabaja, visualizando con claridad las relaciones entre los efectos y sus causas. Así también para guiar las discusiones, al exponer con claridad los orígenes de un problema de calidad permitiendo encontrar rápidamente las causas asignables cuando el proceso se aparta de su funcionamiento habitual. (Robert, 2001)

- **Planillas de Inspección**

Se utilizan para anotar los resultados a medida que se obtienen y al mismo tiempo observar cual es la tendencia central y la dispersión de los mismos, no es necesario esperar a recoger todos los datos para disponer de información estadística.

- **Gráficos de Control**

Carta o diagrama especialmente preparado donde se van anotando los valores sucesivos de la característica de calidad que se está controlando. Los datos se registran durante el funcionamiento del proceso de fabricación y a medida que se obtienen.

- **Diagramas de Flujo**

Es una representación de los pasos en un proceso, útil para determinar cómo funciona realmente este para producir un resultado que puede ser un producto, un servicio, información o una combinación de los tres.

- **Histogramas**

Es un tipo especial de grafica de barras que despliega la variabilidad dentro de un proceso, un histograma toma datos variables y despliega su distribución. Los patrones inusuales o sospechosos pueden indicar que un proceso necesita investigación para determinar su grado de estabilidad.

- **Gráficos de Pareto**

Es un histograma especial, en el cual las frecuencias de ciertos eventos aparecen ordenadas de mayor a menor.

- **Diagramas de Dispersión**

Este se utiliza cuando se quiere verificar si el desempeño de un factor está relacionado con otro factor así como cuando se quiere demostrar que un cambio en una condición afectara la otra.

- **Método de Kendall**

Este método estadístico y probabilístico se utiliza con la presencia de un grupo de expertos previamente seleccionados, atendiendo a su experiencia y conocimiento del problema que se está analizando, se ordena en grado de importancia cada una de las características, generalmente participan de siete a quince expertos. (Sánchez, 1984)

Programa estadístico **SPSS:**

Este programa estadístico informático permite trabajar con gráficos y estadísticas, es muy usado en las empresas de investigación de mercado, su uso es muy popular debido a la capacidad de trabajar con bases de datos de gran tamaño. En la versión 12 es de 2 millones de registros y 250.000 variables. Además permitir la recodificación de las variables y registros según las necesidades del usuario. El programa consiste en un módulo base y módulos anexos que se han ido actualizando constantemente con nuevos procedimientos estadísticos. (Pardo, 2002)

1.8 CONCLUSIONES PARCIALES I.

1- La destilación atmosférica es la primera etapa del refinado de un crudo, en el cual se obtienen diferentes fracciones tratadas de forma individual, hasta obtener productos con las especificaciones de calidad requeridas, siendo el Jet A-1 un destilado medio proveniente de esta destilación, con características especiales de calidad.

2- En estudio realizado para la reactivación de la planta se demostró que el tratamiento con álcalis es un proceso altamente empleado a nivel mundial, factible técnica y económicamente, con bajos costos de operación, aplicándose a combustibles livianos.

3- En los procesos tecnológicos de la industria petrolera la corriente de sosa gastada que se generan son alcalinos residuales.

4- Existen diferentes métodos para el tratamiento de las emulsiones, empleándose el método químico, en esta investigación ya que se aplica un demulsificante para interactuar directamente en la interfase contra el agente emulsionante.

5- Existe en el mercado un importante número de herramientas de calidad para el análisis de problemas en los procesos productivo, seleccionándose para esta investigación la herramienta causa y efecto ya que es la más utilizada, nos permite conocer con profundidad el proceso con que se trabaja, visualizando con claridad las relaciones entre los efectos y sus causas.

CAPÍTULO II: MATERIALES Y MÉTODOS.

En este capítulo se realiza una descripción de los métodos utilizados para determinar la problemática, del caso de estudio (planta de endulzamiento del Jet A-1), se detalla la metodología a seguir para la aplicación de la herramienta del Diagrama Causa y Efecto e identificar las causas contribuyentes al arrastre de hidrocarburos en la emulsión de la sosa agotada en el tratador (D0-1). Una vez de identificadas las causas se define un orden de importancia mediante el método de los expertos utilizando el coeficiente *Kendall*. Se da a conocer el procedimiento aplicado en las pruebas de jarras en el laboratorio al evaluar las pérdidas del combustible en el tratador (D0-1) y en el tambor (D0-3). Para el desarrollo del sistema de recuperación de hidrocarburo se consideró las experiencias de algunas Refinerías de México (según Tabla 1.2 del Capítulo I), se realiza una panorámica acerca de los indicadores financieros y de los parámetros fundamentales para apoyar la inversión teniendo en cuenta qué beneficios económicos se derivan de la ejecución del proyecto a través del costo de inversión y su plazo de amortización utilizando como herramienta el Microsoft Office Excel 2007. Se aborda de forma general una valoración del impacto ambiental del sistema, partiendo de la aplicación de las normas cubanas (NC-521:07) y (NC-19-01-63: 1991).

2.1. Descripción del caso de estudio.

En la Figura 2.1 se muestra el diagrama de flujo de la Planta de endulzamiento de Turbo Jet A-1 según el Manual operativo entregado por (*Chematek*, 2008) a PDV CUPET S.A. Refinería de Cienfuegos.

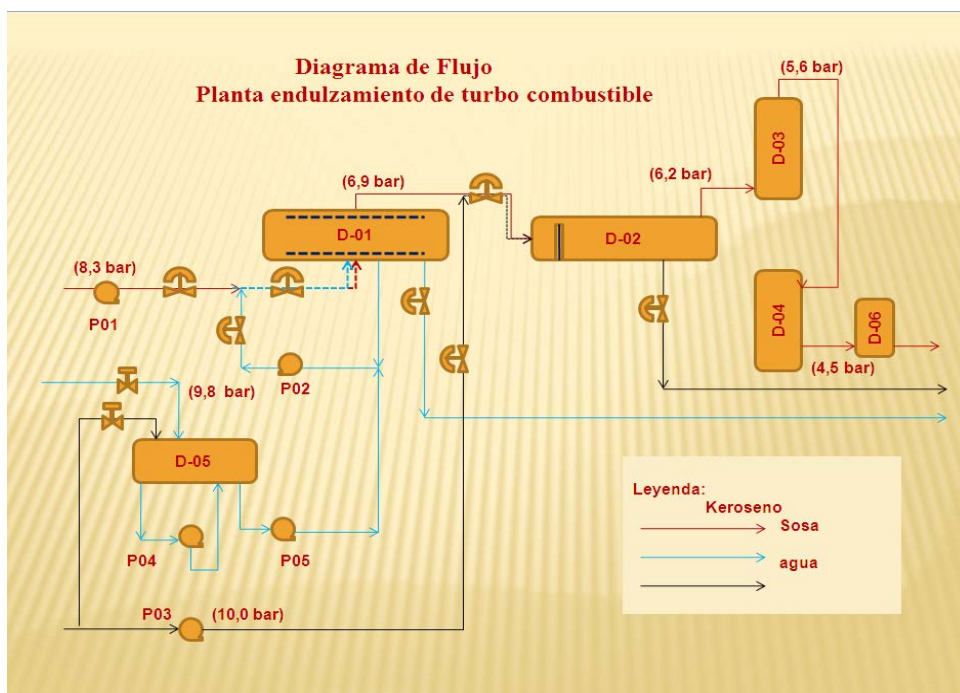


Figura 2.1 Diagrama de flujo de la Planta de endulzamiento de Turbo Jet A-1.

La unidad de objeto de estudio está diseñada para el tratamiento del turbo combustible y procesar 11 000 BPD, con el objetivo de satisfacer las especificaciones de acidez, contenido de mercaptano y de otros parámetros entre los cuales está la presencia de agua y de sólidos en suspensión, la misma está compuesta por varias secciones: sección de tratamiento cáustico, sección de lavado con agua, sección de tratamiento con sal, sección de tratamiento con arcilla, sección de almacenaje y preparación de solución cáustica.

Dentro de los equipos que componen la unidad se encuentran:

Las bombas

(P-01 A/B) Bomba de Alimentación a la planta

(P-02 A/B) Bomba de Reciclaje de la sosa.

(P-03 A/B) Bomba de alimentación de agua.

(P-04 A/B) Bombea la solución al 1%.

(P-05 A/B) Bombea la Solución de sosa fresca

Tambores

Tratador cáustico (D-01): Provee el tiempo de residencia requerido, para la separación de las fases, en la sección de tratamiento cáustico, es donde se lleva a cabo el lavado con la sosa permitiendo la extracción de los ácidos nafténicos.

Tambor de lavado con agua (D-02): Es el tambor donde ocurre el lavado con agua. La función es eliminar los rastros de sosa cáustica, nafténicos, de jabones y de las emulsiones estables provenientes del D-01.

Tambor del secado con sal (D-03): Se lleva a cabo el secado con sal. La función es eliminar el agua libre y parte del agua de saturación del turbo.

Tambor del filtrado con arcilla (D-04): El filtro con arcilla tiene la finalidad de completar el tratamiento mediante la remoción de los últimos rastros de agua de saturación, de partículas sólidas y de jabones.

Tambor de preparación de sosa (D-05): Es el tambor donde se realiza la preparación de sosa.

Tambor (D-06): Es el filtro de salida de turbo a tanque.

Válvulas

Válvula control de flujo – FCV-001

Válvula control de flujo – FCV-002

Válvula control de flujo – FCV-003

Válvula de control de nivel-LCV- 001

Válvula de control de nivel- LCV-002

Válvula mezcladora – PDCV- 002

Válvula mezcladora – PDCV- 001

XV-001 Válvula de alimentación de sosa al D-05

XV-002 Válvula de alimentación de agua al D-05

2.2 Análisis del arrastre de hidrocarburo en la emulsión de la sosa agotada del tratador (D-01).

Para analizar el arrastre de hidrocarburo en la emulsión de la sosa gastada del tratador (D-01) en la planta de endulzamiento Jet A-1 y determinar posibles soluciones que permitan mejorar el proceso productivo, se priorizan por orden de importancia las causas de mayor incidencia, se crea un sistema metodológico y organizativo alrededor de esta problemática, para garantizar una solución racional y lograr tales propósitos se siguen los pasos y etapas que se muestran en la Figura 2.2.



Figura 2.2 Esquema metodológico para el análisis del arrastre de hidrocarburos.

2.2.1 Aplicación de la herramienta del Diagrama Causa y Efecto.

El diagrama Causa-Efecto Según (*Juran, 1991*), (*Leiva, 1996*) y (*Robert, 2001*) constituye una técnica de investigación de elevada organización para la determinación y localización de los problemas. La Fig. 2.3, sintetiza el procedimiento para la aplicación de esta técnica.

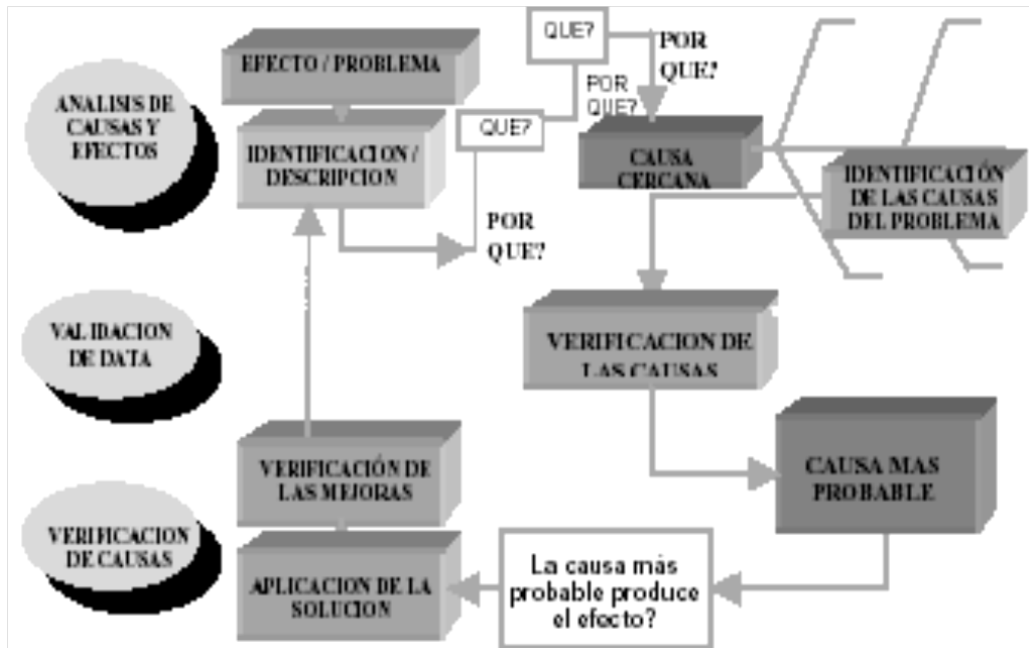


Figura 2.3 Pasos para la aplicación del Diagrama Causa - Efecto.

Esta se construye con la apariencia de una espina de pescado, donde se incorporan con claridad todas las causas principales y secundarias de dispersión acerca del tema. Esta técnica gráfica permite enriquecer el análisis del problema y poder identificar posibles soluciones que permitan mejorar el proceso. Se diseña una flecha horizontal apuntando a la derecha y se escribe el problema al interior de un rectángulo localizado en la punta de la flecha.

A partir de la lluvia de ideas, técnica de grupo realizadas con la colaboración del personal competente del área y siguiendo los pasos según (Michalski, 1997), se facilita el surgimiento de nuevas ideas sobre el problema.

Se identifica el mayor número posible de causas que puedan estar contribuyendo a generar el arrastre de hidrocarburo en la emulsión de la sosa agotada, escribiendo cada una dentro de los rectángulos paralelos a la flecha principal, quedando unidos por líneas inclinadas que convergen hacia la flecha. Para definir esta situación indeseable y evitar que vuelva a presentarse el problema se aplican los cinco pasos que proporcionan un método sistemático para eliminar la causa o causas raíz del arrastre de hidrocarburo en el proceso. (Robert, 2001)

Paso1 Definir la situación.

Para identificar el problema se aplica los conocimientos de proceso, se analiza el modelo, la información de los flujos de trabajo y otros datos que son necesarios. Para decidir y resolver el problema se realiza la consulta de expertos, se aplica la encuesta

para determinar el coeficiente de competencia sobre el tema, se tienen en consideración los conocimientos, experiencias, habilidades y autoridad en la operación del proceso.

Paso 2 Remediar temporalmente.

La dirección técnica y operativa de la planta para mantener el proceso funcionando estableció realizar operaciones con concentraciones inferiores de sosa al 3% para disminuir la formación de emulsiones, dada la baja acidez de entrada del keroseno. El exceso de sosa puede provocar la formación de una capa de emulsión mayor y además pasar en la corriente del keroseno hacia el tratador (D-02). También se decidió establecer el drenaje de la sosa emulsionada, manteniendo el nivel estable en el tratador (D-01).

Paso 3 Identificar la causa raíz.

Para Identificar la causa raíz se desarrolla un plan donde se recolectan datos específicos sobre el proceso de endulzamiento del turbo JetA-1 con el fin de lograr información del mismo, luego estos se organizan y se realiza un análisis final.

Paso 4 Tomar acción correctiva.

Se toman acciones correctivas con el objetivo de implantarse una solución permanente para el problema. Se reúne al personal con conocimientos, experiencias, habilidades y autoridad en la operación del proceso, generando como consecuencia diferentes opciones para seleccionar la acción correctiva.

Paso 5 Evaluar y dar seguimiento.

Al evaluar la acción correctiva se determina si el problema está resuelto o no, se examina la solución temporal, se recolecta y se analiza los datos, observándose si el criterio de resolución se ha cumplido o no.

2.2.2 Ordenar las causas que provocan el arrastre de hidrocarburo por orden de importancia.

Con el objetivo de ordenar las causas que provocan el arrastre de hidrocarburo por orden de importancia después de identificadas se parte del trabajo en equipo con expertos en la materia para establecer criterios aplicando el método de *Kendall*.

Aplicación del método de *Kendall*. (Sánchez, 1984)

En correspondencia con el método de *Kendall*, se desarrollan los pasos que se describen a continuación:

Paso 1 Formación del equipo de trabajo.

Este paso comprende la formación del equipo de trabajo interdisciplinario provenientes del panel de expertos, los cuales deben ser altamente calificados, poseer capacidad de análisis, espíritu colectivista y autocrítica, disposición a participar en la encuesta, creatividad y efectividad de su actividad profesional.

Debe existir una persona como mínimo por cada uno de las áreas que realizan actividades en el proceso como se muestra en el Anexo # 1. Se recomienda incluir algunas personas que actúen como facilitadores, que posean información en esta materia y dominen las herramientas de trabajo en grupo.

La determinación del coeficiente de competencia de los candidatos es un método de auto evaluación totalmente anónimo. Según (Pupo, 2002)

En el Anexo # 2 se muestra la encuesta en la cual el candidato expresa el grado de conocimiento que posee sobre proceso de refinación de hidrocarburos, parámetros del proceso, problema operacional presentado, funcionamiento de equipos e instrumentos.

Para la selección de los expertos se determina la cantidad (n) y la correspondencia de los aspirantes atendiendo a los criterios de idoneidad, competencia y creatividad, disposición a participar, su capacidad de análisis y su espíritu autocrítico.

El número de expertos se calcula por la siguiente expresión:

$$N = \frac{P(1-p)K}{i^2} \quad (\text{Ec.2.1})$$

Donde:

i: nivel de precisión deseado. ($i \leq 12\%$)

p: proporción estimado de errores.

K = parámetro cuyo valor está asociado al nivel de confianza que sea elegido en la Tabla. 2.1.

Tabla 2.1 Elección del nivel de confianza.

Nivel de confianza (1- α) (%)	Valores de K
99	6.6564
95	3.8416
90	2.6896

Paso 2 Relación de las causas que provocan el arrastre de hidrocarburo.

A través del cuestionario los expertos realizan las propuestas de las causas que provocan el arrastre de hidrocarburo en la emulsión de la sosa gastada en el tratador del (D-01). A partir de esta relación se determinará un orden de importancia que permitirá facilitar la toma de decisiones para establecer niveles jerárquicos como se muestra en el Anexo #3.

Objetivo de otorgar prioridades:

Unificar criterios en función del impacto global que generen y faciliten la toma de decisiones para establecer niveles jerárquicos a las causas que provocan el arrastre de hidrocarburos, orientando los recursos y esfuerzos donde sea más importante o necesario.

Criterios a considerar:

- Mejorar la eficiencia de la planta.
- Mayor rendimiento de producto.

Cada experto relaciona las causas asignándoles un rango que expresa el orden de importancia que para él/ella posee estas. Las causas según su importancia puede enmarcarse del 3 al 5 donde:

El número 5 es el de mayor orden de importancia, su influencia puede provocar un mayor arrastre de hidrocarburo en la emulsión de la sosa gastada en el tratador (D-01) y por lo tanto un menor rendimiento del combustible, y menor eficiencia del proceso.

El número 3 es el de menor importancia, su influencia puede provocar un menor arrastre de hidrocarburo en la emulsión de la sosa gastada en el tratador (D-01) y por lo tanto un mayor rendimiento del combustible, y mayor eficiencia del proceso.

Luego de relacionar las causas, de acuerdo a lo expuesto anteriormente, se determina la prioridad de cada una para mejorar el proceso. Para la aplicación de este paso se toman todas las causas y se evalúan atendiendo a los puntos evaluativos, de acuerdo al criterio de los expertos, además de datos propios de archivos existentes, se aplica una encuesta partiendo del trabajo en equipo con expertos en la materia para establecer criterios.

Paso 3 Concordancia entre experto.

Seguidamente se verifica la concordancia entre los implicados y relacionar las causas, se utilizará el Método del Coeficiente de *Kendall*. Para ello, los expertos deberán reflexionar acerca de los datos e información aportados durante los análisis, establezcan prioridades y se enfoquen los esfuerzos donde puedan tener mayor impacto.

Paso 4 Se construye la matriz.

Paso 5 Se calcula el coeficiente de concordancia de *Kendall*. (W)

$$D = \sum^M a_{ij} - T \quad (\text{Ec.2.2})$$

$$T = \frac{1}{2}M(k+1) \quad (\text{Ec.2.3})$$

Donde:

M = Número de expertos.

K = Número de causas a evaluar.

D = Desviación del valor medio de los rangos

T = Valor medio de los rangos

Paso6 Se evalúa la consistencia del juicio de los expertos (W) mediante la prueba de la hipótesis estadística siguiente;

H₀; el juicio de los expertos no es consistente.

H₁; el juicio de los expertos es consistente.

CASO I (K ≥ 7)

Estadígrafo: $X^2 = n(K-1)w$ (Ec.2.4)

Región crítica: $X^2 \text{ calculado} > X^2 \text{ tabulada}$

$X^2 \text{ calculado} > X^2$

CASO II (K ≤ 7)

Estadígrafo: $S^2 = \sum D^2$ (Ec.2.5)

Región crítica $S^2 > S^2 \text{ tabulada}$

El valor de S^2 tabulada se obtiene de la tabla de *Friedman, M.1940*. (Para niveles de significación del 1% y 5%).

Paso 7 Clasificar las causas en orden de importancia.

2.3 Análisis de las pérdidas de hidrocarburo en la sosa agotada.

Se evalúan las pérdidas de hidrocarburos en la emulsión de la sosa agotada en el (D-01) de la planta de endulzamiento de Jet A-1, según los resultados experimentales realizados en el laboratorio (refinería actual Camilo Cienfuegos). Para el desarrollo de esta investigación se aplica el procedimiento de las pruebas de jarras, el objetivo de éste es determinar la dosis de coagulante. El tiempo de residencia es de 20 minutos, el coagulante considerado fue el sulfato de aluminio con una dosis máxima de 30 mg/l. Se trabaja con proporciones de 3,0; 15; 20 y 30 mg/l, estos valores se toman por referencia de estudios realizados a las corrientes que llegan a la planta de tratamiento

residual en la refinería de Cienfuegos en el año 2008. Se tiene en cuenta los pasos establecidos en el plan de diseño de experimentos para las pruebas de jarras.

En los análisis que se realizan en el laboratorio se mide el flujo de la sosa agotada y el contenido de hidrocarburo en la emulsión. Se determina el flujo de la materia prima en el año y la pérdida de hidrocarburo en la sosa, se analiza los resultados del hidrocarburo recuperado para corroborar que se encuentra dentro la especificación del diesel regular, valorándose la necesidad del combustible recuperado a la venta directa como diesel al mercado.

2.3.1 Procedimiento para la prueba de jarras.

Para el desarrollo de esta investigación se aplicó el procedimiento de las pruebas de jarras que consiste básicamente en preparar varias jarras graduadas añadiéndose 800 ml de la emulsión, preparada en el laboratorio de la refinería, se dosifican diferentes concentraciones del producto deshidratante a cada una, dejando una sin deshidratante que sería la jarra patrón, se homogeniza la mezcla colocándose estas a la temperatura deseada, observándose el volumen y la calidad de la interface. Según anexo sobre procedimiento de la prueba en jarras que se encuentra en el sitio. (uson.mx/digital)

Pasos a seguir:

- Llenar las jarras con 0.8 L de la muestra e instalarlas en los cuatro puestos del equipo de jarras.
- Tener listos y medidos para cada jarra, las cantidades de reactivo, en dosis ascendentes.
- La selección de la mejor jarra y de la dosis más apropiada de químicos se basó en la medición de la turbidez en razón a la dificultad para reconocer con la rapidez del ensayo la jarra que ofrece las remociones deseadas.

Sitios y toma de muestras.

Para los ensayos efectuados se recolectaron muestras compuestas durante un ciclo completo de 24 horas en el colector de la corriente:

- Drenaje de Sosa Gastada (D-01)
- Drenaje de Tambor (D-03)

Materiales, equipos y reactivos utilizados.

A continuación relacionamos los materiales, equipos y reactivos utilizados en los ensayos realizados en el laboratorio.

- Agitador de cuatro puestos para prueba de jarras de 0.8 litros, marca VELP con variación de velocidad entre 0 y 200 rpm.
- Turbidímetro portátil *Hach* Modelo 2100 P. Rango hasta 1000 NTU
- Reactor *Hach* Modelo DRB200
- Colorímetro portátil *Hach* Modelo DR-890
- Cono *Imhoff*, 1000 mL, polycarbonato, graduado.
- Pipetas automáticas *Hach TenSette Pipet*. Rangos de 0.1 a 1 mL con incrementos de 0.1 mL.
- Pipetas automáticas *Hach TenSette Pipet*. Rangos de 1 a 10 mL con incrementos de 1 mL.
- *Kit* para medir Fenol, Modelo PL-1, Rango 0-1, 0-5 mg/L, método de la 4-aminoantipirina.
- Pipetas para la medición de los reactivos coagulantes
- Material de vidrio para análisis, como *erlenmeyers*, pipetas, buretas, vasos.
- Coagulantes y floculantes: Rompedor QZ-1797

2.3.2 Drenaje del tratador (D-01).

Se realiza un análisis en la sosa agotada con la adición de diferentes dosis del rompedor de emulsión (QZ-1797) con el objetivo de determinar la presencia de hidrocarburo en correspondencia a las muestras por lote, se analiza la variación de las dosis del rompedor por el mayor porcentaje de hidrocarburo separado y de acuerdo con el procedimiento descrito en las pruebas de jarras.

2.3.3 Drenaje del tambor (D-03).

Para constatar la respuesta de esta corriente se corrieron ensayos de Pruebas de Jarras mediante las cuales se determinaron las dosis de reactivos químicos. Según los resultados obtenidos se seleccionaron las concentraciones de los contaminantes en el laboratorio de la refinería Camilo Cienfuegos (2012), se realizó análisis en el drenaje del tambor (D-03) en proceso de flotación, donde se analiza el volumen vertido de hidrocarburo y el aporte en carga para el sistema a implementar, se calcula los valores de flujos de drenaje a la salida del tratador D-01 y del tambor D-03 según manual operativo de la planta actual.

2.3.4 Análisis realizados al hidrocarburo recuperado.

Se analiza el tránsito de recuperación de hidrocarburo del volumen tratado, dependiendo de la dosis aplicada del rompedor de emulsión, partiendo del promedio de recuperación de hidrocarburo y de la dosis máxima se estima el volumen diario recuperado en el flujo del residual. Se calcula la venta del combustible recuperado como diesel y como turbo Jet A-1 en barriles por día mes y año así como el valor en USD / año.

Para corroborar que el combustible recuperado se encuentra dentro de la especificación del diesel regular se le realiza diferentes análisis como son: la densidad a 15⁰C (g/cm³), azufre total (% m/m), viscosidad a 40⁰C (mm²/s), temperatura de inflamación (⁰C), color ASTM, destilación IBP, 10%, 50%, 90% y número de neutralización (mg KOH/g).

2.4 Desarrollo del Sistema de recuperación de hidrocarburo propuesto.

Cuando el hombre de la industria del petróleo conoce el diagrama correspondiente al fluido que maneja, estará en condiciones de predecir el estado de la mezcla en cualquier momento, dependiendo de la presión y temperatura a la que esté trabajando. Eso le permitirá tomar las acciones que correspondan en cada momento. Obviamente la forma del diagrama y el comportamiento de la mezcla estarán en función de la composición del fluido; al cambiar dicha composición también cambiará la forma del diagrama y el comportamiento del fluido remanente. (Martinez , 2005)

En este epígrafe se realiza una descripción del proceso tecnológico del nuevo sistema, se presenta el diagrama de flujo y de diseño así como se tiene en cuenta la aplicación del método de incineración de la sosa agotada siguiendo como referencia algunas refinerías de México como la de Salamanca, Refinería Cd. Madero Tamaulipas y Miguel Hidalgo del Instituto Mexicano del Petróleo, mostrándose esta información en el epígrafe 1.5 en la Tabla 1.2.

Para confeccionar el diseño del nuevo sistema de recuperación de hidrocarburos en la refinería de Cienfuegos, se tiene en cuenta la experiencia de los tecnólogos y especialistas de las diferentes áreas así como las reglas de instalación segura de recipientes y aparatos.

2.5 Estudio- económico para la nueva propuesta tecnológica.

El objetivo de este estudio económico es proporcionar los parámetros fundamentales para apoyar, la inversión teniendo en cuenta qué beneficios económicos se derivan de la ejecución del proyecto a través del costo de inversión.

En este trabajo se refiere al método de análisis del costo utilizado y se calculan los que generan la nueva inversión, para el mismo se tiene en cuenta los costos directos e indirectos que intervienen en la operación. Entre los costos se encuentran los de inversión, los gastos por mantenimiento, los correspondientes a las materias primas, mano de obra, salarios del personal y costos de los sistemas auxiliares. Según (Perry, 1997)

El análisis técnico económico permite determinar si la inversión proyectada es capaz de satisfacer los requerimientos que la han originado y si la misma es factible, valorando objetivamente los resultados y determinando cuales son los factores que más afectan la eficiencia económica. Los métodos para estimar costos son importantes en el cálculo de la factibilidad de este proyecto, los costos de inversión y de producción estimados son utilizados en el cálculo de indicadores económicos. Según la revista (Peters M.et.al., 2003)

En este estudio se emplean los precios establecidos en la propuesta del Estimado de Costo Clase II del proyecto expansión de la Refinería Camilo Cienfuegos entregado por (HQC/TPIT, 2012). Se estimó un costo de inversión inicial de adquisición de equipamiento de 150,000.0 USD, sobre esta base se realiza el análisis económico.

Se tuvo en cuenta los consumos energéticos de los equipos, el consumo de desemulsionante para el sistema que se propone. Se realizó una hoja de cálculo donde se determina el flujo de caja durante la vida del proyecto, como es el flujo de efectivo positivo que se ingresa (ventas, intereses acumulados y acciones) el flujo de efectivo negativo que se gasta (adquisiciones, salarios e impuestos) y el flujo de efectivo neto.

Se analiza:

- Valor presente neto (VAN)
- Tasa interna de rentabilidad (TIR)
- Período de recuperación (PR)
- Ganancia

La vida útil para una planta de recuperación de hidrocarburo se tomó como 10 años, se consideró que la empresa no cuenta con el capital para la inversión, el cual se obtendrá

por un préstamo a pagar en un periodo de 8 años, según convenios utilizándose una tasa de interés de 15 %, con estos datos se calcula el valor de la devolución financiera.

Este valor fluye en los flujos de caja de cada año del proyecto, hasta que se pague la suma total que constituye el préstamo. Una vez terminado el análisis, en el Capítulo III se realiza un resumen e interpretación del resultado económico obtenido. Además se identifica si la propuesta del proyecto es aceptable para implementarla.

Se analizan los siguientes criterios: Según (Borroto A.et.al., 2006)

- **Valor presente neto:**

Es la suma de los flujos netos de caja actualizados, incluyendo la inversión inicial. El proyecto de inversión, según este criterio, se acepta cuando el valor presente neto es positivo, dado que agrega capital a la empresa. El valor presente neto devuelve el valor neto de los flujos de efectivo, en dólares actuales. Dado el valor temporal del dinero. Se calcula el valor actual de cada serie de flujos de efectivo y la suma para obtener el valor actual neto. Este se calcula por la siguiente expresión:

$$VNA = \sum_{j=1}^n \frac{\text{valores}_j}{(1 + \text{tasa})^j} \quad (\text{Ec.2.6})$$

Donde:

n: es el número de flujos de efectivo **i:** es el tipo de interés o descuento

- **Rentabilidad:**

Tasa que hace que el valor presente neto sea igual a cero, o tasa que iguala la inversión inicial con la suma de los flujos netos actualizados. Según la tasa interna, el proyecto es rentable cuando la tasa interna es mayor que la tasa de costo de capital, dado que la empresa ganará más ejecutando el proyecto, que efectuando otro tipo de inversión. La tasa interna es una tasa que surge de la relación entre la inversión inicial y los flujos netos de caja. Se la define como el rendimiento de una unidad de capital invertido en una unidad de tiempo. Para obtenerla, debe tenerse en cuenta que la tasa interna es la tasa que hace que el valor presente neto sea igual a cero. El valor presente neto positivo aumentará el capital de la empresa, por lo tanto el proyecto es aceptable, si es negativo disminuirá el capital de la empresa, por lo tanto es inaceptable y si es nulo, no aumentará ni disminuirá el capital de la empresa.

- **Tasa interna:**

Cuando la tasa interna es mayor que la tasa de costo de capital el rendimiento supera al costo de capital invertido, por lo tanto el proyecto es rentable. La inversión aporta dinero para solventar el proyecto y además suministra al empresario una utilidad, por lo tanto el proyecto es rentable. Cuando es menor que la tasa de costo de capital, el rendimiento no alcanza a cubrir el costo del capital invertido, por lo tanto el proyecto no es rentable y cuando es igual a la tasa de costo de capital, se cubre exactamente el capital invertido, por lo tanto el proyecto es indiferente.

- **Período de recuperación:**

Tiempo necesario para recuperar la inversión inicial. Según este criterio, el proyecto es conveniente cuando el período de recuperación es menor que el horizonte económico de la inversión, dado que se recupera la inversión inicial antes de finalizado el plazo total. Si el período de recuperación es menor que el horizonte económico, la inversión inicial se recupera antes del plazo total, por lo tanto el proyecto es aceptable. Mientras menor sea el período de recuperación, mayor liquidez proporcionará el proyecto y será más conveniente. Si es mayor que el horizonte económico, la inversión inicial no se recupera antes del plazo total, por lo tanto el proyecto no es aceptable. Según el criterio de período de recuperación, se acepta el proyecto cuando es menor que el horizonte económico de la inversión, puesto que de esa forma se recupera la inversión inicial antes del plazo total previsto para la inversión. Si el período de recuperación es igual al horizonte económico, se cubre la inversión inicial en el plazo total, por lo tanto el proyecto es indiferente.

- **Ganancia:**

Beneficio económico obtenido por la nueva inversión, el capital invertido; la ganancia neta que se percibiría y en que periodo de recuperación esta se favorece.

2.6 Valoración de impacto ambiental del sistema propuesto.

Los nuevos conceptos sobre el desarrollo sostenible y sustentable (*Brundtland, 1987*) establecen relaciones fundamentales entre la energía, el agua y el medio ambiente en un contexto de equidad y justicia social, lo que ha generado nuevos paradigmas en el manejo y aprovechamiento eficiente de los recursos naturales y energéticos, con el objetivo de alcanzar un ritmo sostenido y equitativo del crecimiento económico.

La industria petrolera, desde la extracción hasta la refinación y posterior comercialización de sus productos es una de las que mayor aporte negativo genera para el medio ambiente, en ocasiones sus daños son irreparables. Por consiguiente toda acción que se tome al respecto, será bienvenida para el mejoramiento del medio ambiente.

La contaminación del medio ambiente es uno de los problemas de mayor importancia en el final del siglo pasado y en el presente. La creación de una conciencia internacional acerca del daño irreparable que se está haciendo a los diferentes ecosistemas y al medio ambiente en general con tal de disminuir las corrientes contaminantes o eliminarlas es un paso de avance en los últimos tiempos. Las corrientes residuales contienen normalmente hidrocarburos, materiales disueltos, sólidos en suspensión, fenoles, sulfuros, ácidos, álcalis y otros contaminantes. Según (Ramos Carpio, 1997)

Para la valoración del impacto ambiental se parte de lo planteado en las bases del protocolo de *Kyoto* que establecen normativas de emisiones cada vez más exigentes en cuanto a los gases emitidos al medio. Se considera los valores de estudios realizados en laboratorios especializados, sobre caracterización de las corrientes finales que llegan a la planta de tratamiento residual en la refinería de Cienfuegos en mayo del 2012. Se analiza como el nuevo sistema propuesto indica un camino factible desde el punto de vista técnico económico para revertir el impacto ambiental negativo de la planta a partir de la propuesta del método de incineración que ha sido implementada en varias refinerías de México (según Tabla 1.2 del Capítulo I). Se tiene en cuenta las normas cubana (NC-521:07), Vertimiento de aguas residuales a la zona costera y aguas marinas. Especificaciones que establece los límites máximos permisibles de pH, oxígeno disuelto, demanda biológica de oxígeno (DBO₅), demanda química de oxígeno (DQO), hidrocarburos (5 mg/l) y compuestos fenólicos (0,5 mg/l), así como también la norma cubana (NC-19-01-63: 1991) que establece los niveles y límites admisibles de las sustancias nocivas en el aire de la zona de trabajo.

CAPÍTULO III: RESULTADO Y DISCUSIÓN.

En este capítulo se presentan los resultados de la aplicación del Diagrama Causa- Efecto y el método de *Kendall*, se calcula las pérdidas de hidrocarburos en el tratador (D-01), se muestran los valores obtenidos en los ensayos realizados al combustible recuperado, el diagrama de flujo y de diseño del nuevo sistema de recuperación de hidrocarburo y se ofrece la propuesta de un método a utilizar de incineración de la sosa agotada con su estudio económico y la valoración del impacto ambiental.

3.1 Análisis del arrastre de hidrocarburo en la emulsión de la sosa agotada del tratador (D-01).

Al analizar el tema de arrastre de hidrocarburo en la emulsión de la sosa agotada del tratador (D-01), se aplica el Diagrama Causa – Efecto, según el material de referencia de (*Robert J. 2001*), observándose a continuación en la figura 3.1 la aplicación y desarrollo de esta herramienta.

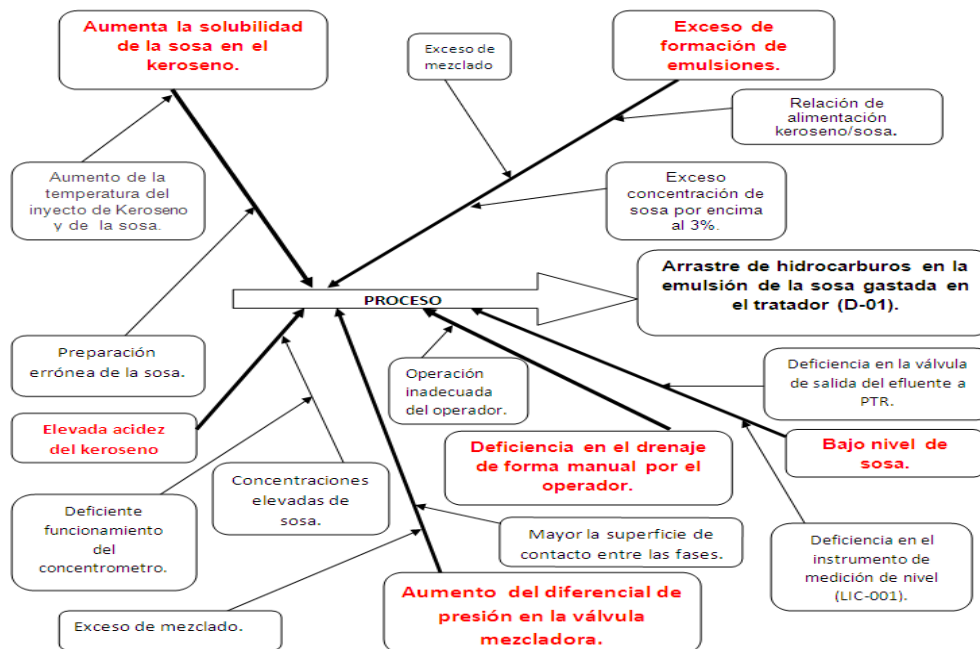


Figura 3.1 Aplicación del diagrama Causa – Efecto.

En la Tabla 3.1 que a continuación se ofrece se muestra un resumen después de aplicar el diagrama causa y efecto, identificándose las causas que provocan el arrastre de hidrocarburo en la fase acuosa.

Tabla 3.1 Resumen de la aplicación del diagrama de Causa y Efecto.

Causas	Efectos
1 Elevada acidez del combustible	El empleo de concentraciones elevadas de sosa en el proceso de tratamiento con álcalis trae como consecuencia la obtención de un mayor ancho de la capa de emulsión y posible arrastre del hidrocarburo en la fase acuosa.
2 Deficiencia en el drenaje de forma manual por el operador	Una operación inadecuada por el operador al drenar puede contribuir al arrastre del hidrocarburo con gran facilidad.
3 Aumenta la solubilidad de la sosa en el combustible	Al aumentar la temperatura del combustible de inyectado y de la sosa, aumenta la solubilidad de la sosa en el combustible haciéndose más difícil su separación final existiendo la posibilidad de arrastre del hidrocarburo.
4 Bajo nivel de sosa	El bajo nivel de sosa en el tratador D-01 puede provocar arrastre de hidrocarburo por los drenajes de la sosa agotada cuando falla válvula automática de nivel y/o el indicador de nivel.
5 Exceso de formación de emulsiones	El exceso de la formación de emulsiones es provocada por la elevada concentración de sosa. Produciendo emulsiones estables que no permiten la posterior separación de las fases, necesaria para la liberación de las impurezas del combustible.
6 Aumento del diferencial de presión en la válvula mezcladora	A través del diferencial de presión en la válvula mezcladora se regula el mezclado entre la fase combustible y la fase cáustica. Si existe un mezclado mayor la posibilidad de arrastre del hidrocarburo aumenta.

3.1.1 Aplicación del método de Kendall.

Una vez de identificadas las causas que provocan el arrastre de hidrocarburos en la fase acuosa se define un orden de importancia mediante el método de los expertos utilizando el coeficiente *Kendall*, a partir de los términos que se presentan a continuación:

Se calcula primeramente el número de expertos:

Donde:

n: número de expertos

K: constante que depende del nivel de significación estadística (1 - α)

p: proporción de error que se comete al hacer estimaciones del problema con n expertos.

i: precisión del experimento

• Datos

Solución

n = ?

P = 0,05

$$n = \frac{K(1-p)p}{i^2} \quad (\text{Ec.3.1})$$

I = 0,12

$$n = \frac{3,8416(1-0,05)0,05}{(0,12)^2}$$

K = 3,8416

$$n = \frac{3,8416(0,95)0,05}{(0,12)^2} = \frac{0,182476}{0,0144}$$

$$n = 12,67 \approx 13$$

Para determinar el coeficiente de competencia de los posibles expertos, se realiza una encuesta donde se le proporcionan respuestas a las preguntas de la forma más objetiva posible sobre el conocimiento que poseen de refinación, comportamiento de los principales parámetros y los problemas operacionales presentados en la planta de objeto de estudio, mostrándose en el Anexo 2. A los expertos seleccionados se le aplicó un cuestionario para ser consultado respecto a temas relacionados con el arrastre de hidrocarburo en la sosa gastada del tratador (D-01) en la planta de objeto de estudio, presentado en el Anexo 3, con el objetivo de tomar acciones para mejorar el proceso. A continuación en la Tabla 3.2 se muestra un resumen de los resultados.

Tabla 3.2 Resultados del cuestionario aplicado a los expertos.

Causas	Expertos												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1	4	4	4	5	5	4	5	4	4	5	4	4	4
2	5	3	4	4	4	5	5	4	4	4	4	4	4
3	4	3	4	4	4	4	5	5	5	4	4	4	4
4	5	5	3	5	4	5	4	5	5	5	5	4	5
5	5	4	5	4	4	5	4	5	5	5	5	5	5
6	5	5	5	5	5	5	4	5	4	4	4	5	3

Para el desarrollo de este método se siguen los pasos que a continuación se describen:

Paso 1 Ordenar de mayor a menor la Matriz

Se ordena la matriz agrupando de mayor a menor, teniendo en cuenta los expertos calculados anteriormente en la línea vertical, organizándose en columnas y en filas.

Paso 2 Cálculos de los rangos y las ligaduras

Se calcula los rangos según la expresión:

$$R_{ij} = \frac{\sum R_{ij}}{k} \quad (\text{desde } i=1 \text{ hasta } k) \quad (\text{Ec.3.2})$$

Donde:

R_{ij} : Rangos por cada expertos

k: Constante que depende de la significación estadística.

Se calcula las ligaduras por cada experto según la expresión:

$$T_i = \frac{\sum (t^3 - t)}{12} \quad (\text{desde } j=1 \text{ hasta } L) \quad (\text{Ec.3.3})$$

Donde:

Ligaduras del expertos i a las preguntas.

Número de observaciones dentro de cada una de los grupos para el experto

i Precisión del experimento.

L: Número de grupos con evaluaciones iguales para el experto i.

Paso 3 Cálculos de las sumatorias de los rangos $\sum R_{ij}$ y las ligaduras $\sum T_i$.

En las Tablas 3.3 y 3.4 se refleja por experto los valores de cada rango según corresponda con el valor de la tabla inicial, calculándose las sumatorias de los rangos $\sum R_{ij}$, las ligaduras $\sum T_i$ y los valores del parámetro Δ .

Tabla 3.3 Rangos en correspondencia con los de la tabla inicial.

Causas	Expertos												$\sum R_{ij}$	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		13
1	5,5	3,5	4	2	1,5	5,5	2	5	5	3	4,5	4,5	4	50
2	2,5	5,5	4	5	4,5	2,5	4	5	5	5	4,5	4,5	4	56
3	5,5	5,5	5	5	4,5	5,5	3	2	3	5	4,5	4,5	4	57
4	2,5	1,5	6	2	4,5	2,5	5	2	2	2	1,5	4,5	1,5	37,5
5	2,5	3,5	1,5	5	4,5	2,5	5	2	2	2	1,5	1,5	1,5	35
6	2,5	1,5	1,5	2	1,5	2,5	5	2	5	5	4,5	1,5	4	38,5
T_i	5,5	1,5	2,5	4	5,5	5,5	4	4	4	4	5,5	5,5	2,5	$\sum T_i$ 54

Paso 4 Cálculo del parámetro Δ .

$$\Delta = \sum R_{ij} - \hat{S} \quad (\text{desde } i = 1 \text{ hasta } n) \quad (\text{Ec.3.4})$$

Calculamos la media \hat{S} de la suma de rangos de cada causa

$$\hat{S} = \frac{n(k+1)}{2} \quad (\text{Ec.3.5})$$

Donde

n: Cantidad de expertos

K: Cantidad de causas

$$\hat{S} = \frac{13(6+1)}{2} = 45,5$$

Tabla 3.4 Valores del parámetro Δ .

Causas	ΣR_{ij}	Δ	Δ^2	$\Delta = \Sigma R_{ij} - \hat{S}$
1	50	4,5	20.25	50 – 45,5
2	56	10,5	110.25	56 – 45,5
3	57	11,5	132.25	57 – 45,5
4	37,5	-8	16	37,5 – 45,5
5	35	-10,5	110,25	35 – 45,5
6	38,5	-7	49	38,5 – 45,5
	$\Sigma \Sigma R_{ij} =$ 274	$\Sigma \Delta = 0$	$\Sigma \Delta^2 = 438$	

Paso 5 Cálculos del coeficiente de *Kendall*

Para medir el grado de concordancia entre los expertos para valores de $k \geq 7$, se calcula el coeficiente de *Kendall* con el apoyo del software (IBM SPSS 15,0). Según (Dale H, 1968), es un programa estadístico informático que permite trabajar con bases de datos de gran tamaño.

$$w = \frac{12 \Sigma \Delta^2}{n^2(k^3 - k) - n \Sigma T_i} \quad (\text{Ec.3.6})$$

Resultados del coeficiente de *Kendall*

En las tablas 3.5 y 3.6 que se muestran a continuación se observan los resultados obtenidos después de ser aplicado el programa.

Tabla 3.5 Rangos.

Número de causas	Rango promedio
Causa 1	5,15
Causa 2	5,15
Causa 3	3,92
Causa 4	2,77
Causa 5	2,15
Causa 6	1,85

Tabla 3.6 Estadísticos de contraste.

N	13
W	0,804
X ²	52,262
gl	5

Donde:

W: Coeficiente de concordancia de *Kendall*

gl: Grado de libertad

X²: Chí-cuadrado

N: número de expertos

En la Tabla 3.7 se presenta el valor de los niveles que se establecen como herramienta para interpretar los resultados estimados. (Ronda Pupo, 2002)

Tabla 3.7 Interpretación de los resultados estimados.

Valor de los niveles	Coefficiente de competencia
0,00 – 0,40	Pobre
0,41 – 0,75	Justa
0,76 – 0,85	alto
0,86 – 1,00	Excelente

Del análisis realizado se concluye que según (El coeficiente de concordancia de *Kendall* que se muestra en la Tabla 3.6), el coeficiente de competencia y los datos del cuestionario de auto evaluación indica que este se encuentra dentro del rango de 0,76 - 0,85. Según los resultados el coeficiente de *Kendall* es 0,804 considerado como un valor significativo, existiendo homogeneidad en el criterio de los expertos. De los encuestados fueron seleccionados 13 como expertos con un 100 % de coeficiente de competencia y un mínimo de 0,8 %. En los fundamentos teóricos que sostiene el método, este resultado se considera como un alto nivel de competencia. Como el coeficiente de *Kendall* es 0,804 este no es igual ni a cero ni a uno por lo que se realiza la prueba de hipótesis ($K \geq 7$).

Prueba de hipótesis ($K \geq 7$)

Estadígrafo: $X^2 = n(K-1)w$ (Ec.3.7)

Región crítica:

Si se cumple X^2 calculado $>$ X^2 tabulada; rechazo H_0 y acepto H_1 .

$$X^2 \text{ tabulada} = X^2(\alpha, K - 1)$$

$$X^2 \text{ calculado} > X^2(\alpha, K - 1)$$

- Si no hay comunidad de preferencia entre los expertos, acepto H_0
- Si existe comunidad de preferencia entre los expertos, acepto H_1
- Con: $K - 1$ grado de libertad, intervalo de confianza 95%, $\alpha = 0.05$

X^2 calculado $>$ X^2 tabulada. Si se cumple, rechazo H_0

$$X^2 \text{ calculado} = 13(6-1)0,12 = 65 \times 0,804 = 52,26$$

$$X^2 \text{ tabulada} = X^2(\alpha; K - 1) = X^2(0,05; 5) = 11,07.$$

En la tabla de la distribución de Chí-cuadrado que se muestra en el Anexo 4 se observa el valor crítico para rechazar la hipótesis alternativa, se busca la intersección obteniendo como resultado 11,070 con un nivel de confianza del 95% y un grado de libertad igual a 5.

Según la hipótesis planteada anteriormente como se cumple la región crítica X^2 calculado $>$ X^2 tabulada, (52,26 $>$ 11,07), acepto H_1 . Entonces se rechaza H_0 existiendo concordancia de criterios preferenciales entre los expertos al considerar válida la hipótesis de la alternativa H_1 .

Se usa el valor de Δ para el nivel de importancia de las diferentes causas, de modo que el menor valor significa una mayor importancia.

Δ menor = mayor importancia. (Ver Tabla 3.4)

El orden final de las causas sería: 5, 4, 6, 1, 2, 3. (Ver Anexo 3)

Se concluye que la causa de mayor importancia es: la 5.

Con los resultados obtenidos en el criterio de expertos permite exponer que existe concordancia de criterios preferenciales entre los expertos sobre el tema del arrastre de hidrocarburos en la solución acuosa en el tratador (D- 01).

De acuerdo a los resultados del procesamiento y análisis de los criterios ofrecidos por los expertos se resumen a continuación en orden de importancia las causas identificadas.

Orden de importancia de las causas identificadas.

- 1-Exceso de formación de emulsiones
- 2-Bajo nivel de sosa.
- 3-Deficiencia en el drenaje de forma manual por el operador.
- 4- Aumenta la solubilidad de la sosa en el keroseno.
- 5- Aumento del diferencial de presión en la válvula mezcladora.
- 6- Elevada acidez del keroseno

Según la herramienta aplicada al personal técnico experimentado que trabajan en el área, la causa de mayor incidencia en el arrastre de hidrocarburos en la solución acuosa en el tratador (D-01) por orden de importancia es el exceso de formación de emulsiones por lo que se convierte en una necesidad de primer orden la solución de este problema para mejorar el proceso.

Medidas para eliminar la causa principal

La concentración de sosa de diseño es 3 % y se bajó inicialmente al 2%, luego al 1 % y hasta 0.5%; obteniendo menos emulsiones. Cuando se diseñó la unidad de endulzamiento de turbo, fue con el objetivo de eliminar los ácidos nafténicos para el control de la acidez del Jet, la materia prima (Jet) no tenía en su composición fenoles. Debido a la naturaleza de los crudos procesados en la Refinería de Cienfuegos, se ha podido determinar que los fenoles están presentes en el crudo a procesar. Los fenoles reaccionan con la sosa formando fenolatos de sodio, esto trajo por consecuencia que la emulsión se hacía muy estable pues se sumaba a los naftenatos de sodio que es la eliminación del ácido nafténico objetivo de esta etapa del proceso, esta situación incrementaba el nivel de fondo y afectaba el control de nivel así como la separación de fase y como consecuencia el arrastre de los compuestos a eliminar en la siguiente etapa seguido a la pigmentación de la fracción de turbo Jet, parámetro importante a la hora de comercializarlo. El óptimo para garantizar que no ocurra lo anteriormente expuesto es una concentración de sosa de 1- 0.5 %. Se comenzó con el drenaje de las emulsiones por las tomas laterales, con frecuencia de cada 8h desde abril del 2012, registrándose las mismas, observándose una disminución considerable de estas. Se revisa el nivel de sosa en el tratador (D- 01), así como la concentración de esta a la salida del tambor de preparación. (Se analizan los datos obtenidos por el *exaquantum* y la *weblab*)

3.2 Análisis realizados en el laboratorio para evaluar las pérdidas de hidrocarburos en el tratador (D- 01).

Al evaluar las pérdidas de hidrocarburos en el tratador (D- 01) se consideró que el flujo de inyectos a la planta y de sosa agotada se mantienen estables durante el proceso. (Según análisis de los datos del *exaquantum*)

3.2.1 Drenaje del tratador (D- 01).

En el drenaje del tratador (D- 01) se toma muestra de la corriente sosa agotada que son sometidas a ensayos en el laboratorio de la refinería como se muestra en la Figura 3.2, observándose que al adicionar diferentes dosis del rompedor de emulsión (QZ-1797) la presencia de hidrocarburo.



Figura 3.2 Adición de diferentes dosis del rompedor de emulsión.

En la Tabla 3.8 que se muestra a continuación se observan los resultados del hidrocarburo recuperado en correspondencia a las muestras por lote de sosa agotada.

Tabla 3.8 Análisis de la sosa agotada con la adición de diferentes dosis del rompedor de emulsión (QZ-1797).

Cantidad de Muestras	Muestras por Lote de la mezcla en el tratador (D-01) (ml)	Resultados del hidrocarburo recuperado en cada muestra (ml)	Dosis empleada de Rompedor de emulsión (QZ-1797) (mg/l)	Resultados del hidrocarburo recuperado (%)
1	800	560	30	70
2	800	160	3,0	20
3	800	400	15	30
4	800	480	20	60

Las dosis empleadas de rompedor de emulsión, variaron entre los 3,0 mg/l y los 30 mg/l, se evaluaron un total de 4 muestras de sosa agotada, obteniéndose porciones de hidrocarburo que varió entre el 20 % y el 70 % de la muestra tratada. La mejor dosis del

rompedor QZ-1797, resulto ser 30 mg/l este se selecciono por el mayor porcentaje de hidrocarburo separado, por lo que con la máxima dosis se obtiene una mayor remoción quedando fijado el índice en 0,03 kg de desemulsionante por m³ de diesel emulsionado.

3.2.2 Drenaje del tambor (D- 03).

En la Figura 3.3 que se ofrece a continuación se muestra el resultado del ensayo realizado en el drenaje del tambor (D- 03) en proceso de flotación, donde se evidencia la poca presencia de hidrocarburo en esta corriente, razón por la cual se recomienda su mezcla con la sosa agotada del tratador (D- 01), de manera que no representa ningún aporte en carga para el sistema de tratamiento a implementar. Dentro de los contaminantes presente en esta corriente se encuentran la formación de ácidos napténicos, sulfurosos alcalinos y fenoles. En el caso de los fenoles es el contaminante de mayor incidencia cuya concentración se encuentran entre 600 ppm y 28 ppm según, (informe emitido por el laboratorio del centro de ensayos ambientales científico, la carga orgánica en esta corriente es muy alta. Sin embargo el volumen vertido de hidrocarburo es muy bajo.



Figura 3.3 Drenaje del tambor (D- 03) en proceso de flotación.

Cálculo de los valores de flujos de drenaje a la salida del tratador (D- 01) y a la salida del tambor (D- 03).

En el manual operativo de la planta actual de tratamiento cáustico de mayo 2008 muestra en la Tabla-III un resumen de los productos y efluentes donde el caudal volumétrico en m³/ h de la sosa caustica en el tratador (D- 01) es de 0,19 m³/ h y el de la salmuera en el tambor (D- 03) es de 0,02 m³/ h.

Total de flujo de drenaje a la salida del tratador (D- 01)

$$0,19 \text{ m}^3/\text{h} \times 24 \text{ h} / \text{dia} = 4,56 \text{ m}^3/\text{dia}, \text{ aproximadamente } 5 \text{ m}^3/\text{dia}$$

Total de flujo de drenaje a la salida del tambor (D- 03)

$$0,02 \text{ m}^3/\text{h} \times 24 \text{ h}/\text{dia} = 0,48 \text{ m}^3/\text{dia} \text{ aproximadamente } 0,5 \text{ m}^3/\text{dia}$$

Sumando estas dos corrientes el caudal volumétrico total en m³/día es de 5,5 m³/día.

$$5,5 \text{ m}^3 / \text{ día} \times 345 \text{ días} / \text{ año} = 1897,5 \text{ m}^3 / \text{ año}.$$

3.3 Resultados del análisis realizado al hidrocarburo recuperado en la sosa emulsionada.

La recuperación de hidrocarburo transita de 20 % a 70 % del volumen tratado, dependiendo de la dosis aplicar del rompedor de emulsión, partiendo de un promedio de recuperación del 70 % de hidrocarburo y utilizando 30 mg/L de rompedor QZ-1797, se estimó el volumen diario recuperado para un flujo de 5 m³/ día de residual.

$$5 \text{ m}^3/\text{día de residual} \times 70 \% / 100 \% = 3,5 \text{ m}^3 / \text{día}$$

$$3,5 \text{ m}^3 / \text{día} \times 345 \text{ días} = 1207,5 \text{ m}^3 / \text{año}$$

$$1 \text{ m}^3 = 6,289811 \text{ barriles}$$

$$1207,5 \text{ m}^3/\text{año} \times 6,289811 \text{ barriles} = 7 594,94 \text{ barriles} / \text{año}$$

Hidrocarburo recuperado: 7 594,94 barriles / año

Se calcula en una tabla en Excel la cantidad de hidrocarburo recuperado por día, por mes y por año. (Ver la Tabla 3.9 que aparece a continuación)

Tabla 3.9 Hidrocarburo recuperado por día, por mes y por año.

	Barriles	
Día	Mes	Año
22	660	7 594,94

En la Figura 3.4 se muestra las cantidades obtenidas de hidrocarburo recuperado en la sosa emulsionada en el drenaje del tratador (D - 01).



Figura 3.4 Hidrocarburo recuperado en la sosa emulsionada.

El hidrocarburo recuperado se analiza en el laboratorio de la refinería para corroborar que se encuentra dentro de la especificación como diesel regular realizándose diferentes ensayos como densidad a 15 (°C) (g / cm³), azufre total (% m / m), viscosidad a 40 °C

(mm²/s), temperatura de inflamación (°C), color ASTM, destilación IBP al 10 %, 50 % y 90 % y número de neutralización (mg KOH / g) muestreándose los resultados en la Tabla 3.10.

Tabla 3.10 Resultados de los análisis realizados al hidrocarburo recuperado

Análisis realizados al hidrocarburo recuperado	Especificación del diesel regular	Resultados obtenidos
Densidad a 15 (°C) (g/cm ³)	0,815 - 0,865	0,8537
Azufre total (% m/m)	0.8 máx.	0,763
Viscosidad a 40 °C (mm ² /s)	1,6 - 5,3	3,4052
Temperatura de inflamación (°C)	52 min	55,0
Color ASTM	3,5 máx.	1, 5
Destilación IBP	Reportar	157,0
10 %	Reportar	194,0
50 %	235 - 300	287,0
90 %	360 máx.	350,0
FBP	Reportar	385,0
Número de Neutralización (mg KOH / g)	0,5 máx.	0,121

Según la especificación del diesel regular se pudo notar que este se puede incorporar a la corriente de diesel comercializado por la refinería ya que se encuentra dentro de los parámetros de especificación, valorándose la necesidad del combustible recuperado a la venta directa como diesel al mercado.

Venta del hidrocarburo como diesel.

Precio del diesel: 125,7 USD / barriles (según reporte de precios reales de venta de octubre 2012)

7 594,94 barriles / año x 125,7 USD / barriles = 954 683.95 USD / año

Venta del hidrocarburo como turbo Jet A-1.

Precio del Turbo Jet A-1: 129,6085 USD / barriles (según reporte de precios reales de venta de octubre 2012)

$7\,594,94 \text{ barriles / año} \times 129,6085 \text{ USD / barriles} = 984\,370.00 \text{ USD / año}$

En el Anexo 5 se ofrece una visión global de la demanda existente de los combustibles del mercado cubano proyectada (2007-2012), observándose el potencial de crecimiento, notándose claramente que el diesel representa un 17,20 % por ciento importante en la estructura de consumo de combustibles del país, utilizado para los vehículos que usan motores diesel como los tractores, locomotoras, camiones, tráiler y barcos.

3.4 Desarrollo del sistema de recuperación de hidrocarburo propuesto.

En la Figura 3.5 que a continuación se presenta, se muestra la propuesta del diagrama de flujo del sistema de recuperación de hidrocarburo.

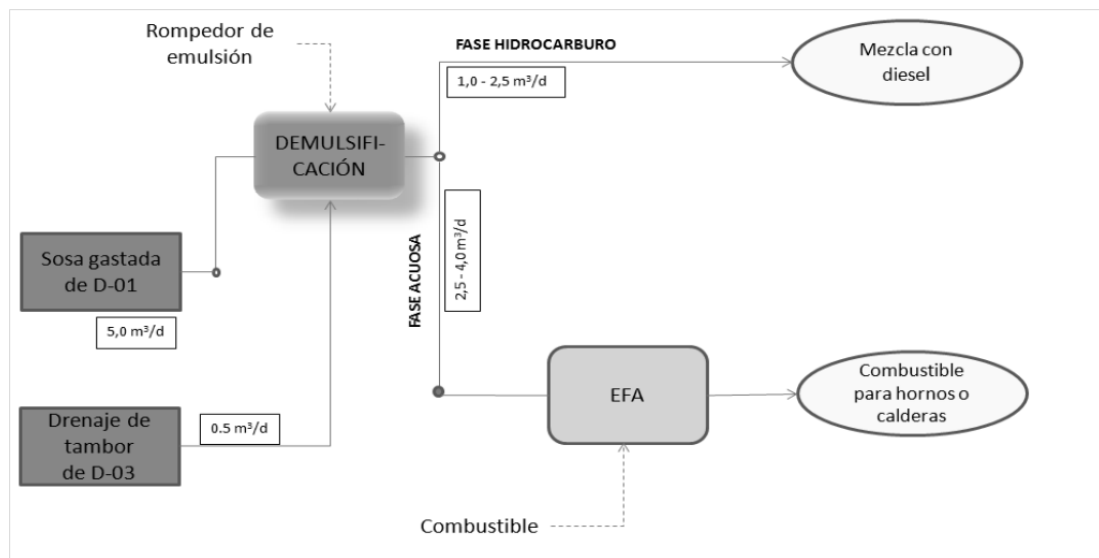


Figura 3.5 Propuesta del diagrama de flujo del sistema de recuperación de hidrocarburo.

Descripción del flujo tecnológico del sistema propuesto:

El flujo tecnológico de la planta de recuperación de hidrocarburo propuesto está conformado por un inyector de dos corrientes, producto de los drenajes del tratador (D-01) cuyo flujo de sosa gastada es de $5 \text{ m}^3/\text{día}$ y una presión máxima de 6,9 bar, junto con el flujo proveniente del tambor (D-03) que es de $0,5 \text{ m}^3/\text{día}$ y una presión máxima de 5,6 bar, estos tambores están provisto de controladores de nivel los cuales actúan sobre las válvulas de control uniéndose los dos flujos en uno solo, pasando al tambor de sosa gastada (1D-01) el cual recibe un inyector total de $5,5 \text{ m}^3/\text{día}$, en este tambor se encuentra un controlador de nivel el cual trabaja en cascada con la válvula de control para regular el flujo, a la salida de dicho tambor succiona la bomba centrífuga de transferencia de sosa agotada (P-01 A / B) enviando un flujo al tambor separador de

emulsionante (B- 03) donde se encuentra el agitador (AG - 01) pasando este con anterioridad por el mezclador estático (MX - 01) aquí se recibe un inyector de agente desemulsionante (QZ - 1797) proveniente del tambor (1D- 02) a través de la bomba (P- 02 A / B), una vez agitado en el tambor (B- 03) se recae la formación de la capa de combustible mediante un proceso de separación a través de un rebosadero pasando este flujo de hidrocarburo por una válvula de control de nivel (LV) hacia el tambor de almacenamiento de diesel recuperado (1D - 05) en el cual habrá un tiempo de residencia para recolectar un volumen de un 70 % de nivel, en este tambor está instalado un sistema de nivel el cual acciona la bomba (P - 04 A / B) para evacuar el hidrocarburo recolectado, enviando este flujo a la línea de salida del hidrofinador de diesel, se mezcla con el diesel hidrofinado a TK , mientras que por la parte inferior del tambor (B- 03) sale la sosa agotada hacia el tambor (1D- 04) pasando por una válvula de control de nivel (LV) , de este tambor succiona la bomba (P- 03 A / B) de sosa agotada remitiendo su descarga por la línea de combustible Fuel Oil a los hornos con el objetivo de incinerar la sosa agotada como destino final.

Aplicación del método de incineración de la sosa agotada:

La incineración se puede efectuar de forma directa (inyectando la corriente directamente a hornos o incineradores apropiados y diseñados para la incineración de fluidos peligrosos) o en forma indirecta (incorporando la corriente en otro fluido que se utilice como combustible).

Esta última vía es la que se propone para la eliminación de esta corriente, la incineración e incorporación de las sosas agotadas en un combustible como el fuel oil en hornos para remover contaminantes, se considera la aplicación de este método como tratamiento térmico en residuos peligrosos como la sosa agotada.

Para constatar la utilización de este método como una práctica normal en la refinería de Cienfuegos, se reflexiona acerca de las experiencias de algunas Refinerías de México donde en este momento la disposición actual de las sosas agotadas se da por incineración.

De acuerdo con los resultados obtenidos se propone mezclar la corriente de sosa agotada del (D- 01) con el drenaje del tambor (D- 03) y mediante el uso de un rompedor de emulsión facilitar la separación del hidrocarburo. Además se plantea incorporar la sosa agotada tratada en la producción de emulsión con el fuel oil para incinerar en los hornos o calderas de la refinería, permitiendo la destrucción completa de los residuos al someterlos a altas temperaturas, mayores a 500°C en presencia de oxígeno, siendo esta

una forma de disposición última de las sosas agotadas, por lo que no permite la reutilización o recuperación de esta corriente. El hidrocarburo recuperado se mezcla con diesel, para su venta directa al mercado, incrementando la capacidad de producción del combustible.

3.4.1 Propuesta de diseño del sistema de recuperación de hidrocarburos.

Según datos históricos de la planta actual y teniendo en cuenta las experiencias de los especialistas de las diferentes áreas y en concordancia con los resultados del análisis de la sosa agotada del tratador (D-01) y del drenaje del tambor (D-03) se presenta a continuación en la Figura 3.6 la propuesta de diseño del sistema de recuperación de hidrocarburo en la refinería de Cienfuegos.

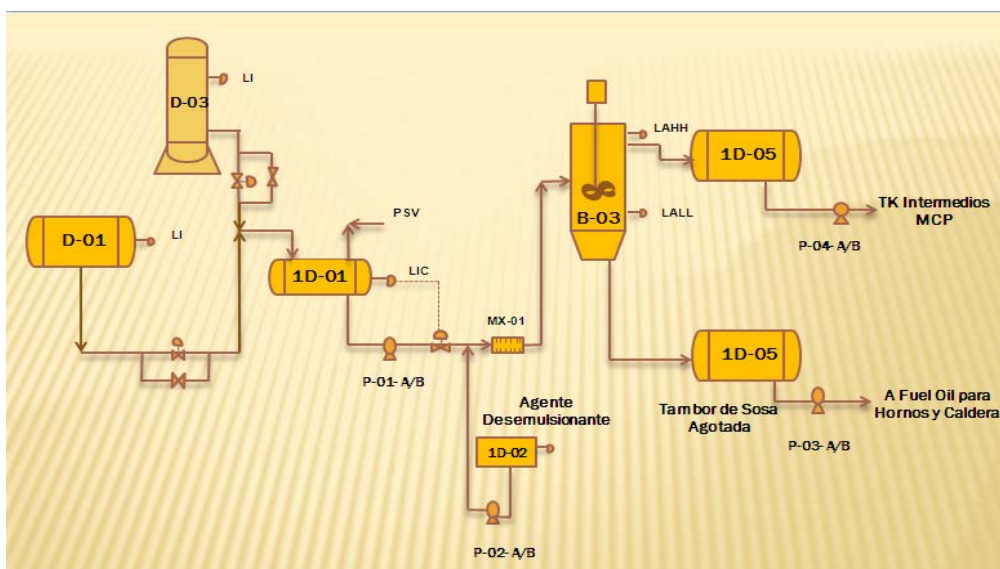


Figura 3.6 Diseño del sistema de recuperación de hidrocarburo propuesto.

Este diseño resume el sistema de recuperación de hidrocarburo propuesto, cuyos equipos se dimensionan de acuerdo a los flujos actuales. Se estima que el tambor separador (B- 03) se puede instalar en un segundo nivel y el área ocupada por este sistema puede ser de 2,5 m x 2,5 m, se verifica la existencia de equipos y tambores fuera de explotación en la refinería que pueden ser utilizados en la implementación de esta propuesta.

Análisis de la fuerza de trabajo

Desde el punto de vista operacional se mantiene la misma fuerza de trabajo que opera la planta hoy de tratamiento del turbo Jet A-1. El personal actual tiene el nivel suficiente para asimilar la nueva tecnología.

A continuación en la Tabla 3.11 y Tabla 3.12 se describen los instrumentos y la hidráulica del diseño del nuevo sistema.

Tabla 3.11 Descripción de los instrumentos.

Instrumentos	Cantidad
Manómetros 0-300 PSI,4.5	2
Manómetros 0-300 PSI,2"	2
Transmisor de flujo Jet recuperado	1
Válvula de control temperatura-vapor	1
Válvula de control neumática-y bypass	2
Switch Nivel (1D - 01-02-04-05)	4
Switch Nivel (B - 03) Interfase	1

Tabla 3.12 Descripción de la hidráulica.

Hidráulica
Válvulas de corte , cheques, boquillas de inyección, etc.
Cilindros aforoTT4000
Válvulas de alivio y contrapresión
Amortiguador de pulsaciones PD-0036-11-4-14T-0300
Tuberías y accesorios 316SS

Descripción de los equipos y sus especificaciones.

En el anexo7 se muestra la hoja de especificación del tratador cáustico (D-01) y del tambor (D- 03). (Según manual de operaciones de la planta actual)

La descripción de los tambores y equipos de bombeo que se necesitan para el nuevo sistema con sus respectivas especificaciones se muestran a continuación en las Tablas 3.13, 3.14, 3.15, 3.16, 3.17 y 3.18.

Tabla 3.13 Tambor de almacenamiento de sosa gastada.

Denominación	Tambor de almacenamiento de sosa gastada
TAG	1D-01
Disposición	Horizontal
Presión de diseño bar	9,0
Temperatura de diseño °C	65,0
Capacidad m ³	26,0 m ³

Tabla 3.14 Tambor de almacenamiento de emulsionante.

Denominación	Tambor de almacenamiento de emulsionante
TAG	1D-02
Disposición	Horizontal
Presión de diseño	bar 9,0
Temperatura de diseño	⁰ C 65,0
Capacidad	m ³ 1,0 m ³

Tabla 3.15 Tambor separador de emulsionante.

Denominación	Tambor separador de emulsionante
TAG	B-03
Disposición	Vertical
Presión de diseño	bar 9,0
Temperatura de diseño	⁰ C 65,0
Capacidad	m ³ 2,5 m ³

Tabla 3.16 Tambor de almacenamiento de sosa tratada.

Denominación	Tambor de almacenamiento de sosa tratada(fase acuosa)
TAG	1D-04
Disposición	Horizontal
Presión de diseño	bar 9,0
Temperatura de diseño	⁰ C 65,0
Capacidad	m ³ 1,0 m ³

Tabla 3.17 Tambor de almacenamiento de diesel recuperado.

Denominación	Tambor de almacenamiento de diesel recuperado
TAG	1D-05
Disposición	Horizontal
Presión de diseño	bar 9,0
Temperatura de diseño	⁰ C 65,0
Capacidad	m ³ 2,0 m ³

Tabla 3.18 Equipos de bombeos.

Denominación	Bomba Centrífuga de transferencia de sosa agotada	Bomba de dosificación de rompedor de emulsión	Bomba Centrífuga de transferencia de sosa gastada	Bomba Centrífuga de transferencia de Diesel
TAG	P-01-A/B	P-02-A/B	P-03-A/B	P-04-A/B
Tipo	Centrífuga	Dosificadora	Centrífuga	Centrífuga
Disposición	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Nº Etapas	1	1	1	1
Tipo impulsor	Cerrado	Pistón	Cerrado	Cerrado
Caudal diseño 15°C (m ³ /h)	5,5	5,5	5,5	5,5
Delta P (bar)	3.5	3.5	10	10
Capacidad (m ³ /h)	2,6	2,6	6,8	6,8
Temperatura operación máx. (°C)	40	40	40	40
Velocidad de rotación (rpm)	3600	3600	3600	3600

Considerándose que esta corriente contiene la sosa como producto, con características corrosivas, residuo peligroso, con las indicaciones y símbolos correspondientes a la CLASE 8. UN No. 1824 (Según reglamento ELQUIM de SAGUA LA GRANDE.VILLA CLARA.CUBA vigente), se establece que los tambores estén construidos básicamente de acero protegidos, material compatible con el residuo, recubierto también el interior de acero para evitar que este reaccione o corroa el recipiente. El tambor de almacenamiento de sosa agotada utilizado para la recuperación de sosa posee una capacidad de 26,0 m³ el cual tiene una tapa removible por donde se incorpora al sistema la sosa a través de un tubo en la parte lateral que funciona como distribuidor de líquido. El tambor separador de emulsionante utilizado para separar la emulsión en dos fases tiene una capacidad de 2,5 m³, consta de dos boquillas laterales una colocada en el fondo por donde sale el agua separada de la emulsión y la otra ubicada en el tope por la cual sale el hidrocarburo recuperado.

El material de la tubería es A-106 (acero al carbono) y los accesorios de 316SS, las válvulas A-216 WCB. Los metros de tubería se calculan a partir del plot-plan que se ejecuta ahora en la base de diseño de ingeniería básica. Al revisar el inventario existente

de facturas en los almacenes de la unidad de mantenimiento de la refinería actual, se toman los datos para realizar los cálculos de los costos de los materiales y accesorios.

3.5 Estudio- Económico para la nueva propuesta tecnológica.

Es de suma importancia realizar un análisis económico con profundidad en este nuevo sistema de recuperación de hidrocarburo, su aplicación está limitada en gran medida por los elementos económicos que necesariamente implican su instalación. Se presentan los resultados obtenidos para todos los elementos de costo, mostrándose los principales parámetros para apoyar la inversión teniendo en cuenta qué beneficios económicos se derivan de la ejecución del proyecto a través del costo de inversión.

A continuación se describen los costos directos e indirectos de la nueva inversión mostrándose en la Tabla 3.19 y 3.20.

Tabla 3.19 Costos directos de la inversión.

Objeto	Valor (USD)
Equipamientos Tecnológicos	150 000
Construcción y Montaje	150 750
Instalación de equipos	52500
Tuberías	27000
Instrumentación y control	9000
Instalación eléctrica	12750
Procesos auxiliares	12000
Facilidades de servicios	37500
TOTAL	300 750.00

Tabla 3.20 Costos indirectos de la inversión.

Índice	Valor (USD)
Ingeniería y supervisión	21 052.5
Gastos generales de la construcción	27 067.5
Contingencias	23 458.5
TOTAL	71 578.50

Estimación del Capital Total Invertido (CTI).

La estimación del Capital Total Invertido se determinó utilizando los datos reportados en el estimado de costo clase II, elaborado por la contratista internacional de CHINA y de ITALIA, emitida para el proyecto expansión de la Refinería de Cienfuegos.

Los elementos incluidos en el costo directo total de la planta se estiman como un porcentaje del costo de adquisición (CA). Los componentes adicionales del capital invertido se basan en porcentajes promedios del Costo Directo de la Planta (CD) y del Costo Total Indirecto (CI). Los factores empleados para realizar una estimación deben determinarse sobre la base del tipo de proceso, complejidad del diseño, materiales utilizados, localización de la planta, experiencia y otros elementos que dependen del problema en cuestión.

$$CTI = CT + CFI \quad (\text{Ec.3.8})$$

$$CFI = C T D + CT_{\text{Ind}} \quad (\text{Ec.3.9})$$

Depreciación del equipamiento.

La depreciación de los equipos (D) se calcula asumiendo un periodo de vida útil de 10 años y un valor final (CF) nulo para el equipo, está dada por la ecuación.

$$D = \frac{C_o - CF}{V \text{ útil}} \quad (\text{Ec.3.10})$$

Estimación de los Costos de operación (CTP)

Los elementos tomados en consideración para evaluar el CTP, su selección se corresponde con la metodología tradicional descrita en (Peters M.et.al., 2003)

$$CTP = CD + CF + CI + GG \quad (\text{Ec.3.11})$$

$$CI = 5\% CTP \quad (\text{Ec.3.12})$$

Siendo: CD, los costos directos, CF, los cargos fijos, GG, los gastos generales y CI, los costos indirectos.

Consumo de la energía eléctrica del sistema propuesto:

El costo del consumo de la energía eléctrica se estimó mediante muestreo de las cartas técnicas de las bombas así como equipos que se integran, avaladas por el departamento servicios técnicos e inspección. Dicho cálculo del costo eléctrico se tomó en general, mediante la suma de los consumos según carta técnica emitidas por los especialistas, aplicándosele la tarifa propuesta por la unión eléctrica a las empresas, dicha suma del consumo eléctrico se multiplicó por un día de trabajo continuo 24 horas tomándose una bomba en uso, ya que la otra representa la bomba de repuesto para sustitución de la puesta en uso.

Tarifas emitidas por la Unión Eléctrica para las empresas: (0.02 pesos x kw / h)

A continuación se muestra en la Tabla 3.21 la suma de todos los consumos energéticos de los equipos.

Tabla 3.21 Consumos energéticos.

Equipos	Consumo según carta técnica
P-01- Bomba centrífuga de transferencia de sosa agotada	0.82 kw/h
P-02- Bomba de dosificación de rompedor de emulsión	0.0032 kw/h
P-03- Bomba centrífuga de transferencia de sosa gastada	6.2 kw/h
P-04- Bomba centrífuga de transferencia de Diesel	6.2 kw/h
MX-01- Mezclador Estático	0.55 kw/h
AG-01- Agitador	0.55 kw/h
Total	14.3232 kw/h

Equivalente a un día de trabajo

$$14,3232 \text{ kw} / \text{h} \times 24 \text{ h} = 343,7568 \text{ kw/d}$$

Costo de consumo energético en un día.

$$343,7568 \text{ kw/d} \times \$ 0.02 = \$ 6.87$$

Equivalente a un mes de trabajo

$$343,7568 \text{ kw} / \text{d} \times 30 \text{ días} = 10,312.704 \text{ kw} / \text{mes}$$

Costo del consumo energético en 30 días.

$$10,312.704 \text{ kw} / \text{mes} \times \$ 0.02 = \$ 206.25$$

Equivalente a un año de trabajo (345 días)

$$343,7568 \text{ kw/d} \times 345 \text{ días} = 118,596.096 \text{ kw/ año}$$

Costo del consumo energético en un año (345 días).

$$118,596.096 \text{ kw} / \text{año} \times \$ 0.02 = \$ 2371.92$$

Consumo de desemulsionante en el año para un caudal volumétrico de 5,5 m³/día.

El consumo de desemulsionante para el sistema que se propone se establece en base a los resultados de la prueba de jarras.

0,03 kg de desemulsionante / m³ de diesel emulsionado. (Índice fijado en el epígrafe 3.2).

Por lo tanto:

$$5,5 \text{ m}^3 / \text{día} \times 0,03 \text{ kg de desemulsionante} / \text{m}^3 = 0,165 \text{ kg de desemulsionante} / \text{día}$$

Costo de desemulsionante (USD / día).

Precio del desemulsionante = 4,0 USD / kg (precio estimado del desemulsionante tomado de ofertas de proveedores, disponible en el sitio www.quiminet.com)

$0,165 \text{ kg / día} \times 4,0 \text{ USD / kg} = 0,66 \text{ USD / día}$

Costo de desemulsionante (USD / mes).

$0,66 \text{ USD / día} \times 30 \text{ días} = 19,80 \text{ USD / mes}$

Costo de desemulsionante (USD /año).

$0,66 \text{ USD / día} \times 345 \text{ días / año} = 227,70 \text{ USD / año}$

Consumo de desemulsionante en el año.

$0,165 \text{ kg / día} \times 345 \text{ días} = 56,9 \text{ kg / año}$

En la Tabla 3.22 se muestra los principales parámetros de costo de la inversión, entre los que se encuentran: Costo Total de Producción (CTP), Costo Total de Inversión (CTI) y el Costo de Operación de la planta (COP).

Tabla 3.22 Principales parámetros de costo de la propuesta.

COMPONENTES DE LA INVERSIÓN	USD
Construcción y montaje	150 750.00
Equipos y suministros	150 000.00
Otros gastos	24 200.00
COSTO TOTAL INVERSIÓN	324 950.00
DEPRECIACION	3 249.50
CAPITAL TRABAJO DE LA INVERSIÓN	439 162.09
Costos directos: CD	399 257.78
Total materiales e insumos	386 136.96
Costo de la materia prima	1803.20
Costo total del residual	198088.96
Costo de los insumos (desemulsionante)	228
Electricidad	2 371.92
Supervisión	900
Mantenimiento y reparación	8899
Suministros	649.9
Laboratorios	300
Costos fijos: CF	26 997.00
Depreciación	3 249.50
Seguros	3249.5
Impuestos	20 498
Costos indirectos: CI 10 % mano de obra, supervisión, mantenimiento	1 959.80

Tabla 3.22 Continuación...

Gastos generales	18 447.51
Administración	17546
Distribución y venta	901.508
RESUMEN DE LOS COSTOS	
TOTAL COSTOS DE OPERACIÓN	439 162.09
COSTO TOTAL DE INVERSIÓN	324 950.00
COSTO TOTAL	764 112.09

Del análisis realizado de la tabla anterior se concluye que el costo total de la inversión tiene un valor de 324 950.00 USD / año, con un costo del capital de trabajo de 439 162.09 USD \ año y un costo total 764 112.09 USD / año. En el Anexo 6 se muestra el estado de los resultados económicos de la nueva inversión, realizados en el programa Microsoft Excel.

El capital de trabajo se calcula teniendo en cuenta los indicadores, el efectivo, las cuentas por cobrar mensualmente, los siete días para el inventario al 10 % de las ventas entre los 360 días comerciales activos en el año, las ventas se mantienen igual sin variación, de forma lineal. La inversión del nuevo sistema propuesto se realizó por un periodo de amortización de 10 años siendo este el tiempo de recuperación del capital de trabajo, que durante el primer año tiene un valor de 944 911.89 USD.

Valor de la Producción (VP) y Ganancia (G).

Para estimar el valor de la producción, el costo unitario y la ganancia generada se emplean las siguientes ecuaciones:

Valor de la Producción:

$$VP = P_{\text{venta}} * P \quad (\text{Ec.3.13})$$

Costo unitario:

$$CU = \frac{CTP}{P} \quad (\text{Ec.3.14})$$

Ganancia

$$G = VP - CTP \quad (\text{Ec.3.15})$$

Período de pago = $\frac{CTI}{G}$

$$G \quad (\text{Ec.3.16})$$

Indicadores financieros.

A continuación en la Tabla 3.23 se presenta los valores obtenidos después de calculados los indicadores financieros del sistema propuesto.

Tabla 3.23 Indicadores financieros.

Aspectos	Valor	U/M
Valor actual neto (VAN)	370 315.34	(USD)
Tasa interna de retorno (TIR)	32.29	(%)
Período de recuperación (PR) de 2 años		

De acuerdo a estos valores esta se justifica, el valor neto tiene un costo de 370 315.34 USD y la tasa interna de recuperación es de un 32.29 % de interés con un periodo de recuperación de la inversión de 2 años encontrándose en el rango establecido observándose en el anexo 8 el gráfico que muestra el período de recuperación de la inversión.

La ganancia neta no se ve beneficiada hasta que no se recupere el costo de la inversión, contando que esta ganancia se percibe en un periodo pasado los dos años de recuperación. En los 8 años restantes la ganancia neta se favorece, siendo este sistema desde el punto de vista técnico-económico viable para contribuir al desarrollo perspectivo en la industria del petróleo en la Refinería de Cienfuegos.

3.6 Valoración de impacto ambiental del sistema propuesto.

Las bases del protocolo de Kyoto establecen normativas de emisiones cada vez más exigentes en cuanto a los gases emitidos al medio. Dichas normas llegan a afectar el plano económico y su impacto no es poco importante en la aplicación de la tecnología, de aquí que sea muy necesario establecer bases de análisis económico que tengan en cuenta la reducción de las emisiones.

En estudios realizados por laboratorios especializados, sobre caracterización de las corrientes finales que llegan a la planta de tratamiento residual en la refinería de Cienfuegos durante el año 2012, se determinó que este proceso actual presenta el mayor aporte de contaminantes y de carga orgánica a las aguas residuales, reportándose desviaciones en diferentes parámetros fuera de la norma establecida. A continuación en la Tabla 3.24 se observa algunas de estas desviaciones en la corriente de sosa agotada.

Tabla 3.24 Desviaciones de los parámetros en la corriente de sosa agotada en el año 2012.

Análisis	Norma (mg/l)	Febrero (mg/l)	Marzo (mg/l)	Abril (mg/l)	Mayo (mg/l)	Junio (mg/l)	Julio (mg/l)
Fenoles	0.5	57.5	50.0	61.4	32.7	42.8	23
DQO	75	385.4	592.5	512.7	487.0	460.0	186.3
DBO ₅	30	242	240	177	256	256	109
Grasas y Aceites	15	19.7	25.6	57	53.9	63	26.1
Hidrocarburo	5	81.8	91.5	71.2	80	67.2	65.2
Materia en Suspensión	30	58.8	49.5	56	39.8	39.8	35

Tabla 3.24 Continuación...

Análisis	Norma (mg/l)	Agosto (mg/l)	Septiembre (mg/l)	Octubre (mg/l)	Noviembre (mg/l)	Diciembre (mg/l)
Fenoles	0.5	51.1	44.4	47.3	67.0	66.0
DQO	75	176.5	148.0	106.0	354.3	264.2
DBO ₅	30	105	90	135	135	97
Grasas y Aceites	15	35.0	39.9	17.4	18.6	43.5
Hidrocarburo	5	74.9	73.2	66.4	67.6	66.7
Materia en suspensión	30	48.5	56	36	32	41

En las tablas anteriores se observan desviaciones en la DBO₅, DQO, materia en suspensión, incrementos considerables en el contenido de hidrocarburo, grasas y aceites, evidenciándose los altos valores en los diferentes parámetros fuera de lo establecido en la norma cubana NC-521:07 “Vertimiento de aguas residuales a la zona costera y aguas marinas. Especificaciones” la cual establece los límites máximos permisibles de pH, oxígeno disuelto, demanda biológica de oxígeno (DBO₅), demanda química de oxígeno (DQO), hidrocarburos y compuestos fenólicos al ser vertidos como destino final para un cuerpo receptor Tipo A como la Bahía de Cienfuegos.

En varias refinerías de México el método de incineración ha sido implementado como solución a los problemas que se generan cuando son incorporados a la planta de tratamiento residual, alta demanda biológica de oxígeno (DBO_5), alta demanda química de oxígeno (DQO), altos valores de sulfuros, fenoles y otros contaminantes presentes en esta corriente (según Tabla 1.2 del Capítulo I)

Al separar el hidrocarburo presente en la sosa agotada y enviar a incineración esta corriente junto con la del drenaje del tambor (D-03) como componente del fuel-oíl a los hornos o calderas de la refinería de Cienfuegos se obtienen valores despreciables de los contaminantes antes mencionados ya que no permite la reutilización o recuperación de la corriente, que para nuestro tiempo es algo muy importante debido a la escasez de recursos, provocando que aumente la eficiencia del proceso e impiden que los vertimientos estén fuera de los establecido en la norma cubana. Los beneficios según informe técnico preliminar de las corrientes de sosas gastadas del Instituto Mexicano del Petróleo, 1997 son apreciables, menor viscosidad del combustible; menor consumo de potencia en bombeo; combustión más limpia; disminución de óxidos de nitrógeno en los gases de combustión y otras que la literatura puede complementar.

Al llevarse a cabo esta propuesta disminuyen los daños que puedan causar a la salud de los trabajadores, considerando la exposición de estos a los contaminantes químicos del aire, según la norma cubana (NC-19-01-63: 1991) que establece los niveles y límites admisibles de las sustancias nocivas en el aire de la zona de trabajo.

En tal sentido la propuesta de implementar un sistema de recuperación de hidrocarburo en la planta de endulzamiento del Jet A-1 en la Refinería “Camilo Cienfuegos” en la ciudad de Cienfuegos indica un camino factible para la disminución del impacto ambiental del sistema propuesto.

3.7 CONCLUSIONES PARCIALES III.

- 1- Adicionando un rompedor de emulsión a la mezcla de las corrientes de sosa agotada (D-01) con la purga de tambor (D-03) se logra separar el hidrocarburo presente en la sosa agotada.
- 2- La inversión del nuevo sistema propuesto se justifica, el valor neto tiene un costo de 370 315.34 USD y la tasa interna de retorno es de un 32.29 % con un periodo de recuperación de la inversión de 2 años. Esto evidencia que el Proyecto es viable y que es posible realizar la inversión para lograr el objetivo trazado. El hecho de realizar la inversión significa reducir pérdida, e incremento del ingreso neto promedio por 156 MUSD.
- 3- La fuente de financiamiento puede realizarse por dos vías, del capital propio de la refinería o de fuente externa, lo cual evidencia que es posible obtener y pagar el crédito solicitado. Esta es decisión propia de la dirección de CUVENPETROL.
- 4- Las acciones de separar el hidrocarburo presente en la sosa agotada y enviar a incineración la fase acuosa de esta corriente junto con la del drenaje de tambor D-03 como componente del fuel-oíl a los hornos o calderas de la refinería se obtienen valores despreciables de los parámetros de D.Q.O, D.B.O₅, sulfuros y fenoles.
- 5- La propuesta de implementar un sistema de recuperación de hidrocarburo en la planta de endulzamiento del Jet A-1 en la Refinería “Camilo Cienfuegos” evita que las corrientes de salida de este proceso lleguen con alta contaminación a la Planta de Tratamiento Residuales (PTR).

CONCLUSIONES GENERALES.

El estudio demostró:

- 1.- El exceso de formación de emulsiones es la causa de mayor importancia en el arrastre de hidrocarburos.
- 2.- En el análisis de laboratorio de la sosa agotada adicionando un rompedor de emulsión se obtienen porciones de hidrocarburo que variaron entre el 20 y el 70% de la muestra tratada y las dosis oscilaron entre los 3,0 y los 30 mg / l.
- 3.- La mejor dosis del rompedor QZ-1797, resulto ser 30 mg/l este se selecciono por el mayor porcentaje de hidrocarburo separado, por lo que con la máxima dosis se obtiene una mayor remoción.
- 4.- En el proceso se recupera un valor de 954 683.95 USD / año calculada sobre la base de vender el hidrocarburo recuperado con sus parámetros de calidad como diesel a un precio de 125,7 USD / barriles aproximadamente.
- 5.- El presupuesto del sistema de recuperación de hidrocarburos presentes en la sosa agotada es rápidamente recuperado con la incorporación de esta corriente al diesel, para su venta directa al mercado, incrementando la capacidad de producción del combustible.
- 6.- La nueva propuesta tecnológica además de ser efectiva desde el punto de vista técnico económico, favorece la disminución del impacto ambiental negativo de la planta.

Recomendaciones:

- Implementar la propuesta de montaje del sistema de recuperación de hidrocarburos en la planta de endulzamiento del turbo Jet A-1 perteneciente a la empresa mixta CUVENPETROL Refinería Camilo Cienfuegos de la Ciudad de Cienfuegos.
- Con el objetivo de disminuir los costos del nuevo sistema conociendo la existencia en el área de refinación de tambores y bombas fuera de explotación analizar posible reutilización de estos equipamientos para el montaje del sistema propuesto, esto requiere de un profundo trabajo que permita diagnosticar su estado y por ende su fiabilidad operacional.
- Proponer para un futuro que se realice un estudio de las corrientes de salidas de otros procesos de la refinería que descargan en la Planta de tratamiento residual sean tratados dentro del proceso productivo, para evitar que se incremente los valores de contaminantes y así poder cumplir lo establecido en las normas de vertimientos permitidas en la Bahía de Cienfuegos considerada como Clase A.
- CUVENPETROL deberá solicitar el financiamiento para la inversión y puede realizarse por dos vías, del capital propio de la refinería o de fuente externa.
- Realizar un análisis ambiental detallado del proceso propuesto a través de herramientas de análisis de ciclo de vida.

BIBLIOGRAFÍA

- API.MPMS 10, 4. 1988.** *Procedimiento específico para la selección del desemulsificantes.* México : s.n., 1988.
- Bent, Dale H. 1968.** Análisis del programa estadístico, SPSS . 1968.
- Bermúdez, M. 1998.** *Caracterización con el fin de revalorizar y reutilizar las corrientes de sosas gastadas de las refinerías.* México : s.n., 1998.
- Borroto A.et.al., Monteagudo Y,J. 2006.** *Eficiencia energética y la gestión empresarial.* Cienfuegos : CEEMA.UCF. Carlos Rafael Rodríguez, 2006. ISBN 959-257-114-7.
- Brundtland, G.H. 1987.** *Nuestro futuro común.* s.l. : Organización de Naciones Unidas (ONU), 1987.
- Chematek. 2008 .** *Manual de operación de la Planta de tratamiento Cáustico de 11.000 BPD keroseno.* s.l. : PDV CUPET S.A. Refinería Camilo Cienfuegos , 2008 .
- Copa, et.al., 1991.** *Tratamiento actual de las sosas agotadas.* México : s.n., 1991.
- Cortázar.et.al, Triana, C., Carro, D. 2000.** *Fundamentos de Destilación.* 2000.
- DEF STAND, 91-91. 2008.** *Turbo combustible para la aviaciónRequerimientos de calidad establecidos en normativas internacionales.* 2008.
- Delgado, Arrabal,Aguirre. 2005.** *Desarrollo de un combustible diesel adaptado a los nuevos motores.* s.l. : Ingeniería Química, 2005.
- Delgado.at. 2005.** *Desarrollo de un combustible diesel adaptado a los nuevos motores.* 2005. Ingeniería Química.
- Ecopetrol. 2005.** *Especificaciones mundiales del Jet A-1.* 2005.
- Gary & Handwerk, G. E. 2001.** *Petroleum Refining Technology and Economics.* s.l. : Third Edition, 2001.
- HQC/TPIT. 2012.** *Estimado de costo clase II. Proyecto expansión de la Refinería de Cienfuegos.* 2012.
- IMP. 1997.** *Disposición actual de las sosas agotadas en algunas de las refinerías.* México : informe tecnico preliminar, 1997.
- INE. 1998.** *Clasificación de residuos peligrosos.* México : s.n., 1998.
- Juran. 1991.** *Aplicación de la herramienta del Diagrama Causa y Efecto.* 1991.
- Kraus, Richard &. 1994.** *Proceso de refino del petróleo.* México : s.n., 1994.

- Leiva. 1996.** Del proceso y el Análisis de Causa-Raíz. 1996.
- Ludwing, Ernest E. 1999.** *Applied process design for chemical and petrochemical plants*. Estados Unidos : McGraw-Hill Book Co. 690 p. 3a ed, 1999. ISBN 0-88415-025-9.
- M, Bermúdez. 1998.** *1. Bermúdez Caracterización con el fin de revalorizar y reutilizar las corrientes de sosas gastadas de las refinerías*. 1998.
- Marcilla D.et.al, Rivera, E.,Aquino, L. 2001.** *Economía de Refinación. CUPET*. 2001.
- Marfisi. 2004.** *Cuaderno de deshidratación de Crudo*. s.l. : Principios y Tecnología., 2004.
- Martínez, M. 2005.** *Debilidades y fortalezas de la industria petrolera*. México : s.n., 2005.
- Michalski, Walter J. 1997.** Aplicación de la lluvia de ideas. 1997.
- Muñecas, M. Á. 2005.** *Caracterización y tratamiento del crudo de petróleo*. s.l. : Ingeniería Química, pág.87-93, 2005.
- Pardo, A y Ruiz, M. 2002.** Manual de descripción del manejo del programa SPSS. Madrid : Análisis estadísticos avanzados, 2002.
- Parkash, S. 2003.** *Refining Processes Handbook*. 2003.
- Perry, Robert H. 1999.** *Perry's Chemical Engineers Handbook*. New York : Mc Graw-Hill Book Co, 2300p. 7a ed, 1999. ISBN 0-07-115448-5.
- Peters M.et.al., Timmerahus, K.D.,West, R.E. 2003.** *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. s.l. : Pla5th Edition. Mc Graw Hill Co. Chemical Engineering Series, 2003.
- Pupo, Ronda. 2002.** *Determinación del coeficiente de competencia*. 2002.
- Ramos Carpio, M.A. 1997.** *Refino de Petróleo, Gas Natural y Petroquímica*. Madrid : Fundación Fomento Innovación Industrial, 1997.
- Robert. 2001.** Calidad del proceso y el Análisis de Causa-Raíz. 2001.
- Sánchez. 1984.** Aplicación del método experto en los algoritmos examinador para un SAE. *Revista de Investigación de Operaciones*. 1984.
- Smith, H. 2003.** *Petroleum Engineering Handbook. Crude Oil Emulsions*. s.l. : Paragon Engineering Services, 2003. Chapter19 Inc. pp. 34.

Speight, 2002. *Chemical and Process Design Handbook*. Estados Unidos : McGraw-Hill Book Co. 630p. 1a ed, 2002. ISBN 0-07-137433-7.

Suarez, F. J. 2001. *Pluses and minuses of caustic treating*. . s.l. : Hydrocarbon processing, 2001.

uson.mx/digital. Especificaciones técnica para determinar la dosis óptima por medio de la prueba de jarras. [En línea] 19121.

Varadi, T. y France. E. 1999. *New Kerosene Mercaptan Oxidation Process*. s.l. : Hydrocarbon Technology International, 1999.

Anexo 1. Coeficiente de Competencia de los Expertos.

No.	Nombre y Apellidos	Cargo que ocupa	Graduado de	Grado Científico	Kc	Ka	Kcomp	Nivel Comp.
1	Yohandra Graviél Martínez	Tecnólogo A de Procesos Industriales	Ingeniero Químico	Máster en Ciencias	0.82	1	0.91	Alta
2	Ramiro Rodríguez Tabares	Tecnólogo A de Procesos Industriales	Ingeniero Químico tecnólogo en Refinación de Petróleo y Gas.		0.79	1	0.895	Alta
3	Miriam Paredes del Sol	Tecnólogo A de Procesos Industriales	Ingeniero Químico tecnólogo en Refinación de Petróleo y Gas		0.79	1	0.895	Alta
4	Abel Alejo Martínez	Jefe de Sector de Planta de Procesos	Ingeniero Mecánico		0.78	1	0.89	Alta
5	Antonia Jorrín Jova	Especialista A en Mantenimiento Industrial	Ingeniero Mecánico		0.76	1	0.88	Alta
6	Amilcar Betancourt Jiménez	Especialista A en Mantenimiento Industrial	Ingeniero Mecánico		0.86	0.9	0.88	Alta
7	Maricela Rodríguez Alayón	Especialista B en Seguridad y Salud del Trabajo	Ingeniero Energético y Nuclear		0.85	0.9	0.875	Alta
8	Guido Linares Joffre	Especialista A en Automatización	Ingeniero Automático y mecanización de Procesos Industriales		0.84	0.9	0.87	Alta
9	Juan Luis Artiles Martínez	Jefe de Sector de Planta de Procesos	Técnico Medio en Tecnología de Refinación de Petróleo y Gas		0.8	0.9	0.85	Alta
10	Miguel López Medina	Especialista A en Mantenimiento Industrial	Ingeniero Hidráulico		0.70	1	0.85	Alta
11	Leyne López Torres	Especialista A en Mantenimiento Industrial	Ingeniero Hidráulico		0.9	0.8	0.85	Alta
12	Carlos Hidalgo Meisozo	Especialista A en Mantenimiento Industrial	Ingeniero Mecánico		0.9	0.8	0.85	Alta
13	Osmil Quintana Nores	Especialista A en Mantenimiento Industrial	Ingeniero Mecánico		0.895	0.8	0.85	Alta

Anexo 2. Encuesta para determinar el coeficiente de competencia.

Nombre:

Grado Científico/Académico:

Años de experiencia como trabajador:

Cargo que ocupa:

Usted ha sido seleccionado como posible experto para ser consultado respecto a temas relacionados sobre la planta de tratamiento de turbo combustible, con el objetivo de tomar acciones para mejorar el proceso. Antes de realizarse la consulta correspondiente, como parte del método empírico de investigación “Consulta de Expertos”, es necesario determinar su coeficiente de competencia en este tema, a los efectos de reforzar la validez del resultado de la consulta que realizaremos.

Por esta razón le rogamos que responda las siguientes preguntas de la forma más objetiva que le sea posible.

Marque con una cruz (X), en la tabla siguiente, el valor que se corresponda con el grado de conocimiento que usted posee sobre proceso de refinación de hidrocarburos, comportamiento de los principales parámetros del proceso y los problemas operacionales presentados en la planta.

Considere que la escala que le presentamos es ascendente, es decir, el conocimientos sobre el tema referido va creciendo desde el 0 hasta el 10.

Grado de conocimiento que tiene sobre:	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Proceso de Refinación de hidrocarburos											
Problema operacionales presentados											
Parámetros de proceso											
Funcionamiento de equipos e instrumentos											
Calidad de mantenimiento											

Realice un auto evaluación del grado de influencia que cada una de las fuentes que le presentamos a continuación ha tenido en su conocimiento y criterios sobre el tema. Para ello marque con una cruz (X), según corresponde en Alto (A), Medio (M), Bajo (B).

Fuentes de Argumentación.	Alta	Media	Baja
Análisis teórico por usted realizado.			
Experiencia adquirida.			
Trabajos de autores nacionales que conoce.			
Trabajos de autores internacionales que conoce.			
Conocimiento propio sobre el estado del tema.			
Institución			

***Gracias por su cooperación en contestar esta encuesta**

Anexo 3. Cuestionario aplicado a los expertos.

Nombre y apellidos:

Grado Científico/Académico:

Años de experiencia como trabajador:

Cargo que ocupa:

Usted ha sido seleccionado como experto para ser consultado respecto a temas relacionados sobre el arrastre de hidrocarburo en la sosa gastada del tratador (D-01) en la planta de endulzamiento del Jet A-1 de la combinada, con el objetivo de tomar acciones para mejorar el proceso.

Ubique en las casillas en blanco del 3 al 5 cuál de las causas usted considera de mayor importancia en el problema, la escala que le presentamos es ascendente siendo el número 5 el de mayor importancia.

Número	Causas	Orden de importancia
1	Aumenta la solubilidad de la sosa en el keroseno.	
2	Aumento del diferencial de presión en la válvula mezcladora	
3	Elevada acidez del keroseno	
4	Bajo nivel de sosa	
5	Exceso de formación de emulsiones.	
6	Deficiencia en el drenaje de forma manual por el operador.	

***Gracias por su cooperación en contestar esta encuesta**

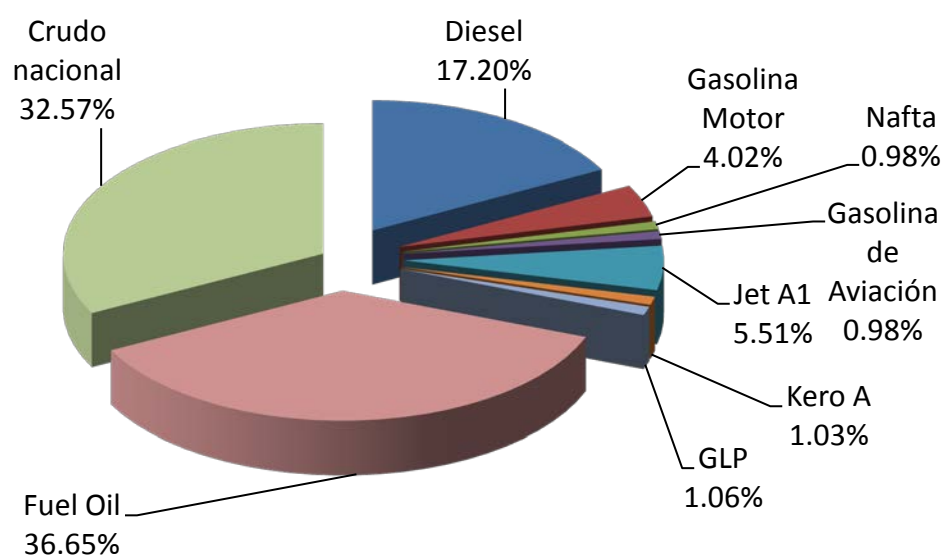
Anexo 4. Áreas acumuladas de la distribución Chí- Cuadrada (χ^2).

v	0,005	0,01	0,025	0,05	0,95	0,975	0,99	0,995
1	0,00003935	0,000157	0,000982	0,00393	3,841	5,024	6,635	7,879
2	0,010	0,020	0,051	0,103	5,991	7,378	9,210	10,597
3	0,072	0,115	0,216	0,352	7,815	9,348	11,345	12,838
4	0,207	0,297	0,484	0,711	9,488	11,143	13,277	14,860
5	0,412	0,554	0,831	1,145	11,070	12,832	15,086	16,750
6	0,676	0,872	1,237	1,635	12,592	14,449	16,812	18,548
7	0,989	1,239	1,690	2,167	14,067	16,013	18,475	20,278
8	1,344	1,647	2,180	2,733	15,507	17,535	20,090	21,955
9	1,735	2,088	2,700	3,325	16,919	19,023	21,666	23,589
10	2,156	2,558	3,247	3,940	18,307	20,483	23,209	25,188
11	2,603	3,053	3,816	4,575	19,675	21,920	24,725	26,757
12	3,074	3,571	4,404	5,226	21,026	23,337	26,217	28,300
13	3,565	4,107	5,009	5,892	22,362	24,736	27,688	29,819
14	4,075	4,660	5,629	6,571	23,685	26,119	29,141	31,319
15	4,601	5,229	6,262	7,261	24,996	27,488	30,578	32,801
16	5,142	5,812	6,908	7,962	26,296	28,845	32,000	34,267
17	5,697	6,408	7,564	8,672	27,587	30,191	33,409	35,718
18	6,265	7,015	8,231	9,390	28,869	31,526	34,805	37,156
19	6,844	7,633	8,907	10,117	30,144	32,852	36,191	38,582
20	7,434	8,260	9,591	10,851	31,410	34,170	37,566	39,997
21	8,034	8,897	10,283	11,591	32,671	35,479	38,932	41,401
22	8,643	9,542	10,982	12,338	33,924	36,781	40,289	42,796
23	9,260	10,196	11,689	13,091	35,172	38,076	41,638	44,181
24	9,886	10,856	12,401	13,848	36,415	39,364	42,980	45,558
25	10,520	11,524	13,120	14,611	37,652	40,646	44,314	46,928
26	11,160	12,198	13,844	15,379	38,885	41,923	45,642	48,290
27	11,808	12,878	14,573	16,151	40,113	43,195	46,963	49,645
28	12,461	13,565	15,308	16,928	41,337	44,461	48,278	50,994
29	13,121	14,256	16,047	17,708	42,557	45,722	49,588	52,335
30	13,787	14,953	16,791	18,493	43,773	46,979	50,892	53,672

V: grado de libertad

Fuente: *Friedman, M. (1940)*

Anexo 5. Demanda de combustible proyectada (2007-2012).



Fuente: Demanda de combustible proyectada (2007- 2012)

Anexo 6. Estado de resultados de la nueva inversión.

INDICADORES	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Flujo de caja											
Utilidades netas		318,705.27	318,705.27	318,705.27	318,705.27	318,705.27	318,705.27	318,705.27	318,705.27	318,705.27	318,705.27
+ Reserva p/contingente		25,806.09	25,806.09	25,806.09							
+ Depreciación		3,249.50	3,249.50	3,249.50	3,249.50	3,249.50	3,249.50	3,249.50	3,249.50	3,249.50	3,249.50
- Inversión	324,950.00										
- Variación del Capital de trabajo		-944,911.89	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
+ Valor residuo activo fijos											0.00
+ Retorno capital de trabajo											944,911.89
= Flujo net capital	324,950.00	-597,151.03	347,760.86	347,760.86	321,954.77	321,954.77	321,954.77	321,954.77	321,954.77	321,954.77	1,266,866.66

Anexo7. Hoja de especificación del tratador cáustico (D-01) y del tambor (D-03) de la planta actual.

Tratador cáustico (D-01)

Denominación		Tratador Cáustico			
Tag		D-01			
Disposición		Horizontal			
Presión diseño	Bar	9,0			
Temperatura diseño	°C	65,0			
Presión operación	Bar				
Temperatura Operación	°C				
Presión Test	Bar	11,7			
Diametro interior	mm	2850			
LT	mm	11000			
Capacidad	M3	75,760			
Peso vacío	Kg	20000			
Peso lleno	Kg	96000			
Peso lleno Agua	Kg	95000			
Conexiones		Ø Pulg	Serie	Brida	
N1	Entrada Kerosene+Soda	6	150	RF	
N2	Salida Kerosene	8	150	RF	
N3	Reciclo soda	3	150	RF	
N4	Salida soda gastada	2	150	RF	
N5 A/B	LSLL	2	150	RF	
N6 A/B	LT/LG	2	150	RF	
N7 A/B/C/D	Tomamuestras de nivel	1	150	RF	
N8	PSV	3	150	RF	
N9	Venteo	2	150	RF	
N10	Drenaje	2	150	RF	
Pasahombres					
M1	En casquete	24	150	RF	
Internos		Localiz.	Ø Pulg	Caño central	Brazos
Distribuidor	Entrada Kerosene+Soda	Inferior	6	Si	No
Colector	Salida Kerosene	Superior		Si	No
Otros		Localiz.			
Baffle		N/A			
Rompe vortex	Reciclo soda	Inferior			
Malla Demister		N/A			

Anexo7. Continuación

Tratador con sal (D-03)

Denominación		Tratador de Sal			
Tag		D-03			
Disposición		Vertical			
Presión diseño	Bar	9,0			
Temperatura diseño	°C	65,0			
Presión operación	Bar				
Temperatura Operación	°C				
Presión Test	Bar	11,7			
Diametro interior	mm	2900			
LT	mm	6100			
Capacidad	M3	46,500			
Peso vacío	Kg	12000			
Peso lleno	Kg	58200			
Peso lleno Agua	Kg	58200			
Conexiones		Ø Pulg	Serie	Brida	
N1	Entrada Kerosene	6	150	RF	
N2	Salida Kerosene	6	150	RF	
N3	Drenaje	8 x 3	150	RF	
N4 A/B	LG	4 x 2	150	RF	
N5	PSV	3	150	RF	
N6	Venteo	6	150	RF	
Pasahombres					
M1A	En casquete	24	150	RF	
M1B	Lateral	24	150	RF	
Internos		Localiz.	Ø Pulg	Caño central	Brazos
Distribuidor	Entrada Kerosene	N/A	6	Si	Si
Colector		N/A			
Otros		Localiz.			
Baffle		N/A			
Rompe vortex		N/A			
Malla Demister		N/A			

Anexo 8. Gráfico del estudio económico.

