



**UNIVERSIDAD DE MATANZAS**  
**FACULTAD DE CIENCIAS TECNICAS**  
**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA**

**Propuesta de una variante de operación en la planta de fraccionamiento de gases y en la planta de tratamiento cáustico para la disminución de la producción de sulfurosos alcalinos.**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo**

**Autor:** Ing. Héctor Rodríguez Cabrera

**Cienfuegos**  
**2018**



**UNIVERSIDAD DE MATANZAS  
FACULTAD DE CIENCIAS TECNICAS  
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E  
INGENIERÍA QUÍMICA**



**CENTRO POLITÉCNICO DEL  
PETRÓLEO  
SEDE: CIENFUEGOS**

**Propuesta de una variante de operación en la planta de fraccionamiento de gases y en la planta de tratamiento cáustico para la disminución de la producción de sulfurosos alcalinos.**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo.**

**Autor:** Ing. Héctor Rodríguez Cabrera.

**Tutores:** Dr. C. Yamilé Martínez Ochoa.

MSc. Maricela Rodríguez Alayón.

**Cienfuegos**

**2018**



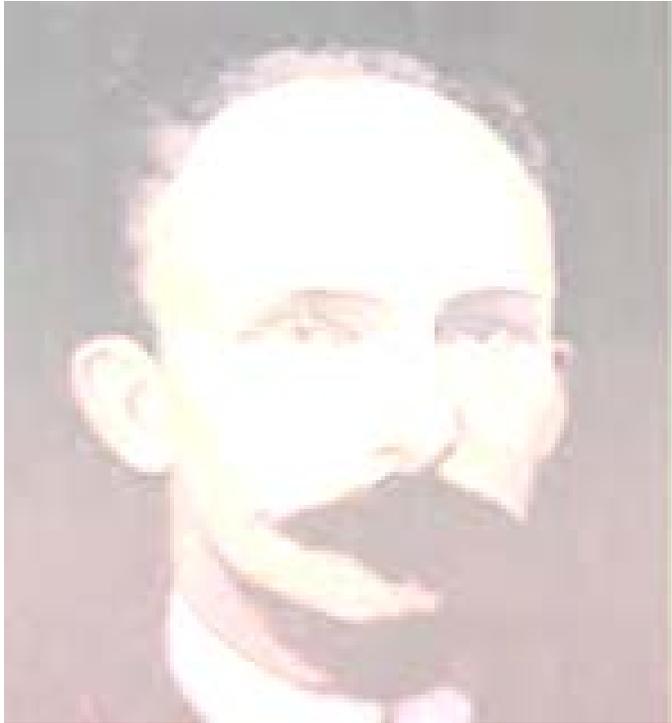
## DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, Ing. Héctor Rodríguez Cabrera declaro que soy el único autor del presente trabajo y autorizo a la Universidad de Matanzas y al Centro Politécnico del Petróleo a hacer el uso que estime pertinente con la información que aparece en el mismo siempre y cuando se respete nuestra autoría.

---

Nombre y Apellidos. Firma

## PENSAMIENTO



“No habrá para pueblo alguno, crecimiento verdadero, ni felicidad para los hombres, hasta que la enseñanza elemental sea científica”

**José Martí**

## **DEDICATORIA**

A nuestros compañeros de trabajo y dirigentes que nos han enseñado con su ejemplo.

A nuestros queridos familiares y amigos, que sin ellos no fuera posible el desarrollo de este trabajo.

A los profesores maravillosos que nos impartieron esta materia,  
¡Muchas gracias!

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradecimiento infinito a mis tutores por su inestimable ayuda en la realización de este trabajo.

## RESUMEN

El presente trabajo se realizó en la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos con el objetivo de investigar si en la planta de fraccionamiento de gases era posible implementar una variante de operación para el tratamiento individual con sosa del gas licuado del petróleo (GLP) y disminuir el flujo de sosa en el tratamiento cáustico del queroseno para la producción de Jet-A1 y con esto disminuir la producción de sulfurosos alcalinos. Se evalúan las principales variables del proceso de tratamiento cáustico de queroseno y se muestran los resultados de corridas de prueba realizadas variando el flujo de sosa, estableciéndose el flujo más recomendable de sosa sin afectar el contenido de acidez en el Jet-A1. Se propone una variante para el tratamiento individual del GLP con sosa cáustica, que permite realizar ajustes de la sosa hasta un 20 % del flujo de la bomba manteniendo el parámetro dentro de las especificaciones establecidas, se identificaron los puntos más recomendables para realizar las interconexiones en la planta, se estima la producción de sulfurosos alcalinos trabajándose con las variantes de operación propuesta, se disminuye desde 540 l/h hasta 190 l/h.

Se calculó el costo total de la inversión para implementar la variante propuesta la cual se estima en un costo total de aproximadamente 16 687,9 CUC y además los costos operacionales con las variantes propuestas disminuyen en 26 116,47 CUC mensualmente.

## **ABSTRACT**

The present work was carried out in the Camilo Cienfuegos oil refinery with the objective of investigating whether it was possible to implement an operational variant for the individual treatment with soda of liquefied petroleum gas (LPG) in the gas fractionation plant and to reduce the flow of soda in the caustic treatment of kerosene for the production of Jet-A1 and thereby reduce the production of alkaline sulfides. The main variables of the kerosene caustic treatment process are evaluated and the results of the test run performed by varying the soda flow are shown, establishing the most recommended flow of soda without affecting the acidity content in the Jet-A1. A variant is proposed for the individual treatment of LPG with caustic soda, which allows adjustments of the soda up to 20 % of the flow of the pump maintaining the parameter within the established specifications, the most recommendable points for interconnections in the unit, it is estimated that the production of alkaline sulphides working with the proposed operation variants, decreases from 540 l/h to 190 l/h.

The total investment cost was calculated to implement the proposed variant which is estimated at a total cost of approximately 16 687.9 CUC and also the operational costs with the proposed variants decrease by 26 116.47 CUC on a monthly basis.

# ÍNDICE

<b>TABLA DE CONTENIDOS.</b>	<b>PÁG.</b>
<b>INTRODUCCIÓN.</b>	<b>1</b>
<b>CAPÍTULO 1: ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO.</b>	<b>4</b>
1.1. Generalidades del petróleo.	4
1.1.1. Propiedades físicas principales en los crudos.	5
1.1.2. Clasificación de los crudos.	6
1.2. Proceso de refinación del petróleo.	8
1.2.1. Antecedentes de la refinación en Cuba y estado actual a nivel mundial.	8
1.3. Los sulfurosos alcalinos en las refinerías.	11
1.4. Procesos que generan sulfurosos alcalinos o sosa agotada en las refinerías.	12
1.4.1. Fraccionamiento de gases.	14
1.4.2. Proceso de endulzamiento.	15
1.4.3. Proceso Merox.	19
1.5. Tratamiento de la sosa agotada.	26
1.5.1. Oxidación de los componentes de la sosa.	26
<b>CAPÍTULO 2: MATERIALES Y MÉTODOS.</b>	<b>30</b>
2.1. Refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”. Caracterización general.	30
2.1.1. Descripción de la planta de fraccionamiento de gases.	30
2.1.2. Descripción del proceso de tratamiento cáustico.	33
2.2. <b>Metodología para identificar oportunidades para disminuir la producción de sulfurosos alcalinos.</b>	<b>35</b>
1. Implementar interconexiones para solo tratar el GLP con sosa en la planta de fraccionamiento de gases.	35
2. Estimación de costos asociados para implementar la variante para solo tratar el GLP con sosa.	35
3. Evaluación de las condiciones de operación de la planta de tratamiento cáustico.	36
4. Análisis del contenido de acidez del Jet-A1 a la salida de la planta de tratamiento cáustico.	37
5. Realizar corridas con diferente flujo de solución de sosa en la planta de tratamiento cáustico.	37
<b>CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS.</b>	<b>39</b>
3.1. Variante para solo tratar el GLP con sosa en la S-400.	39
3.2. Evaluación de la planta de tratamiento cáustico.	42
3.2.1. Temperatura de operación.	42

3.2.2. Caída de presión en la válvula mezcladora queroseno – sosa.	43
3.3. Análisis del contenido de acidez del Jet-A1 a la salida de la planta de tratamiento cáustico.	44
3.3.1. Contenido de acidez del Jet-A1 Vs flujo de sosa (50 %)	44
3.4. Resultados del contenido de acidez con la variación del flujo de sosa.	45
3.4.1. Contenido de acidez Vs flujo de sosa (40 %)	45
3.4.2. Contenido de acidez Vs flujo de sosa (30 %)	45
3.4.3. Contenido de acidez Vs flujo de sosa (20 %)	46
3.5. Comparación de la producción de sulfurosos alcalinos sin y con las variantes de operación propuestas.	47
3.5.1. Producción de sulfurosos alcalinos sin las variantes propuestas.	47
3.5.2. Estimación de la producción de sulfurosos alcalinos trabajando con las variantes propuestas.	47
3.6. Cálculo de los costos asociados para solo tratar el GLP con sosa.	48
3.6.1. Cálculo de los costos.	48
3.6.2. Efecto económico obtenido de trabajar con las variantes propuestas.	50
<b>CONCLUSIONES.</b>	<b>52</b>
<b>RECOMENDACIONES.</b>	<b>53</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA.</b>	<b>54</b>
<b>ANEXOS.</b>	<b>58</b>

# INTRODUCCIÓN

La refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos” tiene un esquema de refinación del tipo *Hydroskimming*, cuenta con una planta de fraccionamiento de gases y una planta de tratamiento cáustico de la fracción de turbo combustible entre otras plantas.

La planta de fraccionamiento de gases está diseñada para procesar 6 246 bbl/d, el objetivo de la misma es el fraccionamiento de las fracciones más ligeras del petróleo. La planta cuenta con una etapa de neutralización de los compuestos de azufre proveniente en la materia prima con una solución de sosa al 15 % volumen aproximadamente y con una etapa de separación donde se puede obtener propano, butano e isobutano siendo esta la materia prima para los procesos petroquímicos concebidos en el proyecto inicial de construcción de la refinería, una nafta ligera estabilizada que por proyecto se dirigía a la planta de isomerización, dado que esta planta no se encuentra activa esta corriente es utilizada directamente como componente de gasolina. Actualmente por encontrarse solamente trabajando una parte de la planta de fraccionamiento de gases se obtienen unido el propano, butano y el isobutano como producto terminado respondiendo a la calidad del GLP que se comercializa.

La planta de tratamiento cáustico está diseñada para procesar 11 000 bbl/d de fracción de turbocombustible. Su objetivo principal es disminuir la acidez de la fracción de turbo, cuenta con cuatro etapas fundamentales para garantizar la calidad del producto final Jet-A1, la primera etapa es la de endulzamiento o tratamiento con una solución de sosa cáustica con concentración de 0.5 % para neutralizar los ácidos nafténicos, posteriormente la corriente de hidrocarburo pasa a una etapa de lavado con agua para eliminarle los posibles arrastre de sosa, después pasa por un tambor de secado con sal para disminuirle la humedad y por último por una etapa de tratamiento con arcilla para eliminar los surfactantes y adquirir la calidad de combustible de aviación.

De acuerdo con **(Sibello-Hernández et al, 2016)** en estas plantas se genera un efluente sulfuroso alcalino que posee elevada concentración de contaminantes que la planta de tratamiento de residuales existente (PTR) no tiene la potencialidad de asumir ya que solo

posee un tratamiento físico-químico, esto trae consigo que la calidad del efluente final incumpla con las regulaciones establecidas por la norma cubana sobre vertimientos de aguas residuales a la zona costera y aguas marinas – Especificaciones para el vertimiento a la Bahía. (NC-521:2007)

Actualmente los efluentes sulfurosos alcalinos se dosifican a los sistemas de tratamiento de la PTR sin segregación y ocasionan importantes interferencias en los procesos de tratamiento que provocan empeoramiento de la calidad final del efluente tratado repercutiendo principalmente en los parámetros DQO, DBO<sub>5</sub> y Fenol.

Para que el efluente sulfuroso alcalino generado cumpla con los requerimientos especificado por la norma para su vertimiento a la Bahía es preciso desarrollar un esquema de tratamiento previo a la PTR. En el proyecto original de la planta y posteriormente en el Proyecto de Expansión de la Refinería estaba concebido un tratamiento biológico capaz de asumir y tratar la carga contaminante que hoy se genera, al no contarse con el financiamiento para ejecutar este proyecto es necesario implementar variantes para disminuir la producción de sulfurosos alcalinos en las plantas que los generan y con esto disminuir el impacto y la carga contaminante a la planta de tratamiento de residuales actual, teniendo en cuenta lo planteado anteriormente se tiene como:

### **Problema científico:**

¿Cómo disminuir efluentes sulfurosos alcalinos en la Refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”?

### **Hipótesis.**

Si solo se trata con sosa el gas licuado en la planta de fraccionamiento de gases y se reajusta el flujo de sosa en la planta de tratamiento cáustico será posible disminuir los efluentes de sulfurosos alcalinos.

### **Objetivo general.**

Proponer una variante para el tratamiento individual del gas licuado con sosa cáustica en la planta de fraccionamiento de gases y el posible reajuste del flujo de sosa en la planta de tratamiento cáustico.

### **Objetivos específicos.**

1. Realizar estudio del arte sobre el tema de la investigación.
2. Evaluar en el área de estudio el tratamiento individual del gas licuado del petróleo (GLP) con sosa cáustica.
3. Evaluar la operación de la planta de tratamiento cáustico.
4. Determinar el costo total de la inversión para el tratamiento individual con sosa del gas licuado en la planta de fraccionamiento de gases.

# CAPÍTULO 1: ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO.

## 1.1. Generalidades del petróleo.

La industria del petróleo es la más grande y la que más se puede extender de las industrias químicas de proceso. La importancia de esta industria es extraordinaria y se debe, más que al valor monetario de sus producciones, a las circunstancias de tener sus productos un amplio campo de consumidores y sus derivados una pluralidad de aplicaciones que no posee ningún otro proceso químico. La vida actual no puede concebirse sin la utilización intensiva de los productos y derivados que se obtienen en una refinería, que se utilizan e inciden en prácticamente todos los sectores de la economía mundial. (García y Garcés, 2013)

Una refinería es una planta de manufactura de productos químicos y combustibles. Es un enorme complejo donde el petróleo se somete a diferentes procesos físicos y químicos que permiten extraer la variedad de productos que contiene, como se puede observar en la Figura 1.

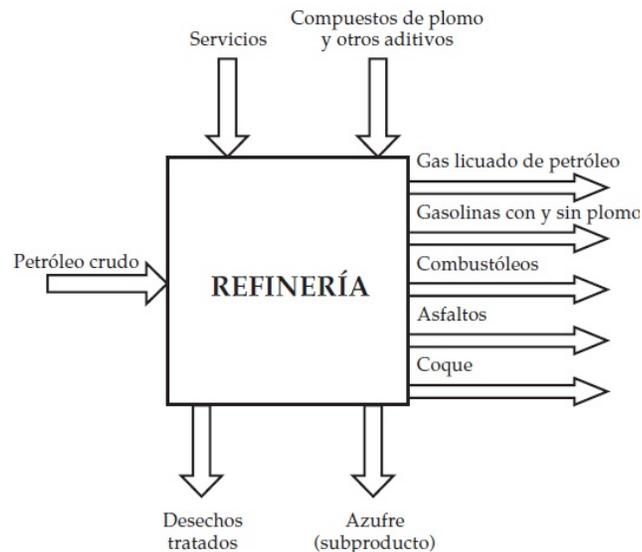


Figura 1. Entradas y salidas en una Refinería.

El petróleo es una mezcla de hidrocarburos de diferente peso molecular, con contenidos variables de heteroátomos o impurezas. Su color predominante es el negro, pero no es exclusivo. Las moléculas simples y complejas son inmiscibles entre ellas, pero coexisten gracias a moléculas intermedias (resinas) que sirven como puente de estabilidad. La palabra crudo en la industria petrolera se refiere al petróleo en su forma natural no refinado, tal como se extrae de la tierra. El principio de separación de esta mezcla es la diferencia de volatilidad de sus componentes y el agente de separación es el calor, obteniéndose los productos en fase líquida o vapor. **(Decoopman, 2002)**

### **1.1.1. Propiedades físicas principales en los crudos.**

La densidad es una propiedad física muy importante de la materia usada comúnmente como una manera de categorizar e identificar diferentes materiales.

Las densidades del petróleo y de sus productos se representan por la densidad relativa de todos los componentes que integran el crudo o el producto de este. Al aumentar los límites de temperatura de separación en fracciones por ebullición de los productos de petróleo, su densidad también aumenta. **(Lluch-Urpí, 2008)**

La densidad de un crudo indica qué tan liviano o pesado es en su totalidad. Los crudos más livianos tienen una mayor proporción de pequeñas moléculas, que las refinerías pueden convertir en gasolina, combustible pesado y diesel (cuya demanda está en aumento).

Los crudos más pesados tienen proporciones más altas de moléculas grandes, que las refinerías pueden utilizar en combustibles industriales pesados, asfalto y otros productos pesados (cuyos mercados son menos dinámicos y, en algunos casos, se están reduciendo), o procesarlas en moléculas más pequeñas que se pueden utilizar en combustibles para transporte. **(Meyers, 2003)**

En términos generales la viscosidad de un líquido es independiente de su densidad o gravedad específica, pero si depende de la temperatura a que se encuentre, siendo inversamente proporcional a esta. En los crudos esta se determina a partir de su composición química y de la de sus fracciones.

La variación de viscosidad en función de la temperatura es individual para cada derivado del petróleo. Lo mejor es determinarla a la temperatura requerida en el laboratorio. Según **Arellano (2012)**, La importancia de conocer la viscosidad del petróleo o cualquiera de sus derivados consiste en que:

- Impone las condiciones de bombeo y trasiego por las tuberías.
- Influye en la efectividad de la combustión.
- Influye en la temperatura necesaria de precalentamiento.
- Determina la duración de la descarga desde los buques, tanques, cisternas, etc.
- Influye en la velocidad de precipitación de las impurezas durante el almacenamiento.

### **1.1.2. Clasificación de los crudos.**

Los petróleos se distinguen unos de otros por sus propiedades físicas y naturaleza química. Las propiedades determinan la orientación de su transformación, influyendo de modo decisivo en la calidad de los productos que de él se obtienen. Esta es la razón por la cual es importante clasificarlos. Existen diferentes clasificaciones de los petróleos, se hará énfasis en algunas de ellas por su importancia en el diseño de equipos y en su efecto en el tratamiento primario del crudo.

#### Contenido de azufre.

Entre los contaminantes del petróleo el azufre es el elemento que más afecta el proceso de refinación ya que puede entre otros perjuicios:

- Envenenar (contaminar) los catalizadores que aceleran las reacciones químicas deseadas en ciertos procesos de refinación.
- Provocar la corrosión en el equipo de refinería.
- Generar la emisión a la atmósfera de compuestos de azufre, que no son agradables y pueden estar sujetos a estrictos controles reglamentarios.

Consecuentemente una de las clasificaciones de los crudos es a partir del porcentaje en que este se encuentre presente (**Speight, 2006**). Por ejemplo:

- Petróleo de clase 1: Poco sulfuroso (contiene no más de 0.5 % de azufre).
- Petróleo de clase 2: Sulfuroso (desde 0.51 hasta 2 % de azufre).
- Petróleo de clase 3: Altamente sulfuroso (más de 2 % de azufre).

### Gravedad API (densidad)

Los crudos se clasifican también atendiendo a su peso específico, utilizándose para ello la unidad internacional llamada *American Petroleum Institute* (Grados API). Los grados API se determinan:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.50}{\text{Peso específico (60}^{\circ}\text{F)}} - 131.50 \quad (1.1)$$

Define:

- Condensados Naturales, son los mayores de 40.9 °API: Mezcla de hidrocarburos ligeros que pueden evaporarse a presión atmosférica.
- Livianos, están en el rango de 30 a 40.9 °API: Parafínicos para propósitos generales o producción de lubricantes parafínicos.
- Medianos, tienen un rango entre 22 y 29.9 °API: Parafínicos y/o nafténicos para propósitos generales.
- Pesados “A” entre 14 y 21.9 °API: Nafténicos para propósitos generales.
- Pesados “B” (Extrapesados) menores a 13.9 °API: Nafténicos para propósitos generales o lubricantes nafténicos.

### Factor de caracterización ( $K_{uop}$ )

El factor  $K_{uop}$  es un valor que permite identificar y caracterizar el tipo de crudo en cuanto a su composición química (base parafínica, mixta, nafténica y aromática)

$$K_{uop} = \frac{\text{Temperatura volumétrica media}^{1/3}}{\text{Peso específico (60}^{\circ}\text{F)}} \quad (1.2)$$

## **1.2. Proceso de refinación del petróleo.**

El procesamiento del petróleo depende de cada refinería, estas son diseñadas según las características del petróleo que van a procesar, los productos y la proporción en que se van a obtener depende del esquema de refinación montado.

Según (**Gary and Handwerk, 2006**) los cambios químicos y físicos que ocurren en el proceso de conversión del petróleo en sus derivados, se pueden englobar básicamente en las siguientes operaciones:

Fraccionamiento: Porque se separa una mezcla de hidrocarburos líquidos en diversos cortes específicos, debido a las diferencias entre las volatilidades relativas de estos, que incluyen nafta, keroseno, diesel, mazut, y otros cortes más ligeros principalmente de gases.

Craqueo: Porque se rompen las cadenas de hidrocarburos de gran peso molecular, convirtiéndolos en cadenas más pequeñas y de mayor valor comercial. La ruptura de las cadenas puede lograrse térmica o catalíticamente.

Reformación: Porque con catalizadores, bajo condiciones de temperatura y presión favorable se logra la transformación de la estructura química de compuestos del petróleo. Hidrocarburos de cadena lineal son transformados en hidrocarburos cíclicos y estos en hidrocarburos aromáticos.

Alquilación: Porque a partir de dos hidrocarburos se obtiene uno de mayor cadena y valor comercial.

### **1.2.1. Antecedentes de la refinación en Cuba y estado actual a nivel mundial**

En Cuba la refinación de petróleo se inició en el año 1870 con la instalación de la refinería perteneciente a la compañía petrolera ESSO *Standard Oil Company* de capital norteamericano en la estancia de Carlos Belot un reconocido médico de esa época en el actual municipio de Guanabacoa provincia Habana. La capacidad de procesamiento en su inicio era de 35 000 bbl/d.

El crudo que se empleaba como materia prima procedía de Pennsylvania, Estados Unidos y la producción se destinaba para el alumbrado público. No es hasta el año 1936 con la instalación del cracking que se inicia la producción de gasolinas. El 20 de noviembre de 1947 se fundó otra nueva refinería en el actual municipio de Cabaiguán con el nombre de refinería Reca con una capacidad de procesamiento de 1 700 bbl/d.

En marzo de 1957 se instaló al lado de la refinería de la compañía ESSO en Guanabacoa otra refinería perteneciente a la compañía petrolera Shell con una capacidad de refinación de 25 000 bbl/d convirtiéndose en la segunda de mayor capacidad de procesamiento en aquel entonces en el país, esta contaba con un espigón propio para atraque de buques de hasta 20 000 t.

En esa misma década la Texaco instala una refinería en Santiago de Cuba con una capacidad de 22 000 bbl/d. En los inicios de la Revolución las empresas norteamericanas ESSO, Texaco y la británico-holandesa Shell, controlaban el suministro y la refinación de todo el combustible usado en Cuba. En 1960 reducen su importación y casi logran colapsar la economía nacional.

Cuando los primeros buques soviéticos comienzan a abastecer de crudo a la Isla, las tres transnacionales plantean su negativa a refinar el producto en sus instalaciones ubicadas en la capital y en Santiago de Cuba, violando así lo establecido en el artículo 44 de la Ley de Minerales y Combustibles (en vigor desde el 9 de mayo de 1938), que estipula la obligación de procesar el petróleo crudo que fuese suministrado por el estado cubano.

El 28 de junio de 1960, de acuerdo con la Resolución 166 del Gobierno revolucionario, se interviene la planta de la Texaco en Santiago de Cuba, la hoy refinería “Hermanos Díaz”, al persistir en su negativa. Tres días después, corren igual suerte las instalaciones de la ESSO y la Shell en la capital (la actual Refinería “Ñico López”).

A finales de la década del 70 se inicia un proyecto con la antigua Unión Soviética para construir una refinería en la provincia de Cienfuegos con una capacidad de procesamiento de 65 000 bbl/d convirtiéndose en la mayor refinería del país. Su construcción finalizó en la década de los 80.

La puesta en marcha se inició en la década de los 90 de forma intermitente hasta que en 1995 se paralizó debido al desmembramiento de la antigua URSS (Unión de Repúblicas Socialistas Soviéticas) que era la que suministraba el crudo que se procesaba, a partir de ese momento entró en una etapa de conservación donde las únicas operaciones eran recibir y distribuir combustible utilizando para esto su capacidad de almacenamiento y de sus muelles petroleros.

En el año 2007 se reactiva por el resultado de la creación de la Empresa Mixta PDVCUPET.SA en el año 2005 entre PDVSA (filial de Petróleos de Venezuela) y CUPET, (filial de Unión Cubana de Petróleo). Con esta última refinería trabajando en Cuba se aumentó la capacidad de procesamiento diario hasta 144 000 bbl/d y con perspectiva de aumentar con el proyecto inversionista de ampliación previsto en la Refinería “Camilo Cienfuegos”.

### Actualidad mundial.

Hay más de 600 refinerías instaladas en el mundo, que producen diariamente más de 85 millones de bbl/d. Algunos analistas conservadores confirman que la producción global de petróleo de todas las fuentes posibles llegará a su punto máximo alrededor del año 2019, con unos 102 millones de bbl/d, lo que permitirá un modesto aumento en el consumo. Se calcula que en 2030 la demanda será de 135 millones de bbl/d. Ya existen dificultades para que la oferta iguale a la demanda. (García y Garcés, 2013), (Romo, 2016)

La mayoría de los países productores mostrados en la Figura 1.2 mantienen una tendencia de extracción negativa.

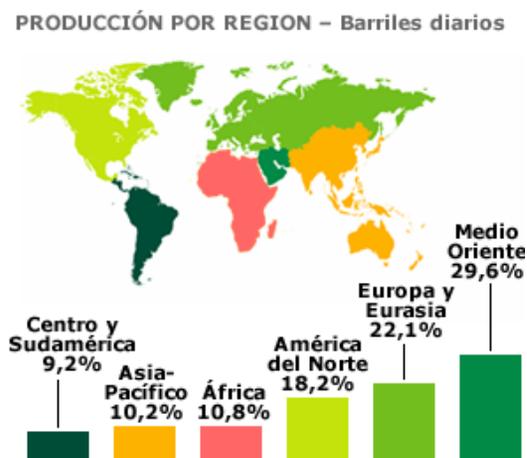


Figura 1.2. Mayores productores de petróleo. (Casan, 2004)

El mayor productor de petróleo es el Medio Oriente: provee cerca de un tercio del consumo mundial. Pero Europa y Eurasia (en especial, Rusia y el Reino Unido) y Estados Unidos son también grandes productores. La diferencia es que casi toda la producción de Medio Oriente es para exportación, mientras que Estados Unidos no llega a cubrir su consumo doméstico.

### **1.3. Los sulfurosos alcalinos en las refinerías.**

En los años recientes, refinerías y plantas petroquímicas del mundo han enfrentado los mandos más estrictos en la descarga de corrientes líquida y efluentes de gas que podrían causar contaminación al aire o al agua (**US-EPA, 2010**). Dentro de las corrientes líquidas más comunes a generar contaminación en una refinería se encuentran los sulfurosos alcalinos o la sosa agotada. (**Berné and Cordonnier, 2002**)

En la industria, históricamente se han usado las soluciones cáusticas para extraer las impurezas agrias como el sulfuro de hidrogeno ( $H_2S$ ), los mercaptanos y ácidos orgánicos en las corrientes de hidrocarburos ligeros. Hoy, las soluciones cáusticas continúan siendo los reactivos primarios usados en estos tratamientos porque son seguros, probados, eficaces, de bajo costo y sobre todo, ambientalmente aceptables.

La solución cáustica, tiene gran utilización en la refinación del petróleo, pero sus peligros potenciales son tomados con poca importancia. El proceso Merox no utiliza soluciones de sosa caliente y por esto tiene menos peligros potenciales que otras unidades de tratamiento.

Los efluentes líquidos, con alto contenido de sosa gastada ( $NaOH$ ) son muy peligrosos para el medio ambiente por el impacto negativo sobre los organismos vivos, en especial sobre los organismos acuáticos. La sosa gastada es una base fuerte, reacciona violentamente con ácidos y es corrosiva en ambientes húmedos para metales tales como cinc, aluminio, estaño y el plomo. Puede interactuar y modificar elementos de plástico y caucho. Absorbe rápidamente el dióxido de carbono y el agua del aire. Puede generar calor en contacto con la humedad o el agua. Las características anteriores definen que en ningún caso pueden verterse sin tratamiento previo al medio ambiente. (**Campbell, 2001**)

Se suelen clasificar las sosas gastadas en dos tipos: las mercaptánicas y las fenólicas. Las primeras se originan en los tratamientos de remoción de azufre de los hidrocarburos gaseosos

y las segundas en los tratamientos de remoción de compuestos orgánicos indeseables en los hidrocarburos líquidos, compuestos que denominamos fenoles. El problema de las sosas gastadas es que impactan en forma considerable a las plantas de tratamiento de agua residual.

Las sosas gastadas de origen orgánico o fenólicas, pueden ser acondicionadas en instalaciones que permitan oxidar la parte orgánica, y puedan ser dispuestas en el sistema de tratamiento de efluentes. **(Quinlan, 2004)**

Método de tratamiento eficaz para la sosa gastada.

- a) Oxidación estequiometría de los componentes de la sosa gastada con el peróxido de hidrógeno.
- b) Filtración, en un lecho de carbón activado de la sustancia oxidada
- c) Neutralización del residuo de sosa gastada tratada con un ácido débil.

#### **1.4. Procesos que generan sulfuros alcalinos o sosa agotada en las refinerías.**

El tratamiento de gases y líquidos es un término que se aplica al proceso o conjunto de procesos que se necesitan para remover aquellos compuestos o sustancias indeseables presentes en una corriente determinada o bien reducir su contenido. En la refinación del petróleo el tratamiento de destilados comprende generalmente la remoción o reducción de impurezas que consisten principalmente en compuestos de azufre y de oxígeno, tales como sulfuro de hidrógeno, mercaptanos, disulfuros, tiofenos, ácidos carboxílicos y fenoles. **(Velásquez, O. 2008)**

En la práctica, el objetivo de cada tratamiento está definido tanto por el tipo de corriente a tratar como por el proceso que se emplee para alcanzar las especificaciones de calidad, el cuidado ambiental y/o la seguridad operacional. Dentro de los procesos tradicionales que generan sulfuros alcalinos se encuentran los de fraccionamientos de gases y los de tratamiento cáustico en la obtención de combustible de aviación, en ambos procesos existe una etapa para eliminar compuestos indeseables que pueden causar los siguientes efectos negativos:

- Si es un producto final: Incumplimiento de la calidad especificada.

- Si es corriente intermedia: Contaminación de la carga y dificultad para el proceso. Pérdida de rendimiento. Mayores costos de procesamiento. Impacto al medio ambiente.

Las especies químicas indeseables que mayor impacto negativo tienen, sobre la calidad del combustible de aviación son los compuestos de azufre y los ácidos nafténicos. En la Tabla 1.2 se muestran los ejemplos más comunes de los compuestos de azufre y en la Figura 1.3 los ácidos nafténicos más comunes en la fracción de queroseno para producir combustible de aviación. (López Vega C. 2015)

**Tabla 1.2 Compuestos de azufre.**

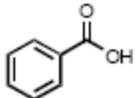
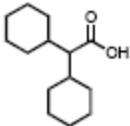
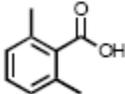
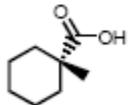
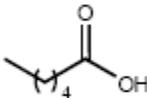
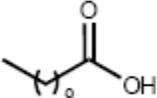
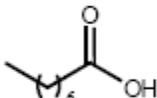
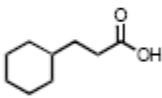
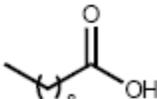
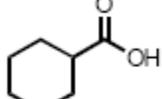
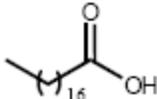
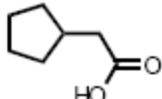
Fórmula	Nombre	T. Ebullición (°C)
H <sub>2</sub> S	Sulfuro de hidrógeno	
CH <sub>3</sub> -SH	Metil mercaptano	5,8
CH <sub>3</sub> -CH <sub>2</sub> -SH	Etil mercaptano	36,5
CH <sub>3</sub> -(CH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> -SH	Propil mercaptano	67,5
CH <sub>3</sub> -(CH <sub>2</sub> ) <sub>3</sub> -SH	Butil mercaptano	97,5
CH <sub>3</sub> -(CH <sub>2</sub> ) <sub>4</sub> -SH	Pentil mercaptano	127,0
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> -SH	Fenil mercaptano	168,0
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> -CH <sub>2</sub> -SH	Metil fenil mercaptano	194,0
CH <sub>3</sub> -S-CH <sub>3</sub>	Dimetil sulfuro	37,0
CH <sub>3</sub> -S-CH <sub>2</sub> -CH <sub>3</sub>	Metil etil sulfuro	120,0
CH <sub>3</sub> -S-S-CH <sub>3</sub>	Dimetil disulfuro	109,5
CH <sub>3</sub> -S-S-CH <sub>2</sub> -CH <sub>3</sub>	Metil etil disulfuro	137,0
CH <sub>3</sub> -CH <sub>2</sub> -S-S-CH <sub>2</sub> -CH <sub>3</sub>	Dietil disulfuro	152,0
CH <sub>3</sub> -(CH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> -S-S-(CH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> -CH <sub>3</sub>	Dipropil disulfuro	195,5
CH <sub>3</sub> -(CH <sub>2</sub> ) <sub>3</sub> -S-S-(CH <sub>2</sub> ) <sub>3</sub> -CH <sub>3</sub>	Dibutil disulfuro	226,0

El H<sub>2</sub>S se encuentra en los gases que se separan del crudo durante su estabilización y almacenaje, pero se forma en gran proporción por la descomposición de compuestos sulfurados durante la destilación (especialmente sulfuros y mercaptanos).

El H<sub>2</sub>S se caracteriza por su olor nauseabundo y por ser un gas sumamente venenoso. Es un ácido débil, que se combina fácilmente con la sosa cáustica o el carbonato de sodio formando sulfuro de sodio, compuesto químico muy estable térmicamente.

Los mercaptanos livianos reaccionan con la sosa formando mercaptidas de sodio, que son compuestos térmicamente inestables.

Los mercaptanos pesados no reaccionan con la sosa o reaccionan muy lentamente y deben ser transformados en otros compuestos sulfurados (disulfuros). En general, todos los mercaptanos se descomponen térmicamente. Los sulfuros son en general menos estables, de fuerte olor y más corrosivos que los disulfuros que son casi inodoros. Son térmicamente inestables y se descomponen dando finalmente H<sub>2</sub>S.

Ácido benzóico		Ácido dicitclohexil-acético	
2,6-Dimetil-benzóico		1-Metil-ciclohexano-carboxílico	
Ácido hexanóico		Ácido n-undecanóico	
Ácido octanóico		Ácido ciclohexil-propiónico	
Ácido decanóico		Ácido ciclohexano-carboxílico	
Ácido esteárico		Ácido ciclopentil-acético	

**Figura 1.3 Nombre y estructura de los ácidos nafténicos.**

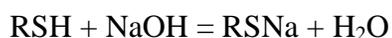
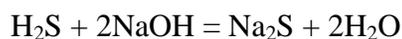
El término “Acido Nafténico”, proviene del ácido carboxílico monobásico y engloba una amplia variedad de ácidos orgánicos presentes en el petróleo, que incluye ácidos alifáticos, aromáticos y nafténicos, estos reaccionan con la sosa formando naftenato de sodio.

#### 1.4.1. Fraccionamiento de gases.

En los procesos de fraccionamiento de gases tanto en las unidades de destilación como en la etapa de fraccionamiento aguas abajo del proceso de craqueo catalítico se lleva a cabo una etapa de tratamiento cáustico por lo general con una solución de sosa cáustica de hasta el 15 % v/v para eliminar o disminuir principalmente los compuestos de azufre tales como el

sulfuro de hidrogeno y mercaptanos de bajo peso molecular y así cumplir con la calidad requerida en cuanto contenido de azufre del GLP o garantizar el contenido de azufre de naftas livianas que son utilizadas como inyectos en otras plantas como Isomerización y Alquilación que cuentan con catalizadores los cuales se contaminan con el azufre. (Martínez E, 2013)

La corriente de hidrocarburo se pone en contacto con la solución de sosa mediante un eyector o válvula mezcladora y luego pasan a un tambor que trabaja completamente macizado, el 50 % del volumen del tambor corresponde a hidrocarburo y el otro 50 % a solución de sosa. En la válvula mezcladora o eyectores se debe controlar estrictamente que la caída de presión se encuentre dentro de los valores establecidos para garantizar el buen mezclado de las fases. Este mezclado permite un buen contacto entre las fases y el consiguiente intercambio de componentes indeseables de la fase orgánica a la fase acuosa alcalina, a través de mecanismos de reacción química:



Las dos reacciones químicas liberan agua, por lo tanto, la concentración de la solución de sosa se va reduciendo en el tiempo. Además, es importante que la concentración de  $\text{H}_2\text{S}$  sea la más baja posible porque consume el doble de sosa.

También esta operación se puede llevar a cabo en torres de platos o rellenas cuando se tratan grandes flujos de hidrocarburos y con alto contenido de azufre.

#### **1.4.2. Proceso de endulzamiento.**

Las unidades de destilación son la principal fuente de obtención de destilados medios que después son utilizados como materia prima en otras plantas. El corte de queroseno es el principal destilado para la obtención de los combustibles de aviación, el contenido de compuestos de azufre y de ácidos nafténicos, presentes en el queroseno, debe ser disminuido a los valores que requiere la especificación, para que pueda ser considerado como combustible de aviación. Este proceso con el que cuentan la mayoría de las refinerías a nivel mundial se denomina “Endulzamiento”.

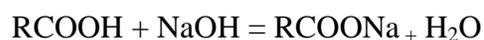
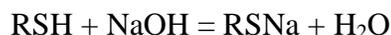
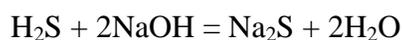
El proceso se basa en el tratamiento del queroseno con una solución cáustica (normalmente hidróxido de sodio o sosa cáustica), donde por efecto del mezclado, ambas fases se ponen en contacto y permiten que los contaminantes pasen de la fase orgánica (queroseno) a la fase acuosa (cáustico), a través de mecanismos de reacción química. El mezclado de las fases puede realizarse ajustando la caída de presión a través de una válvula mezcladora.

Si el contenido de mercaptanos y acidez presentes en el corte de queroseno no es muy elevado, el endulzamiento es suficiente para conseguir la calidad especificada del combustible de aviación, ya que, solo el H<sub>2</sub>S, algunos tipos de mercaptanos livianos (Metil, Etil, Propil mercaptano) y los ácidos nafténicos serán removidos por el cáustico en este proceso. Es de esperar que haya muy baja concentración de H<sub>2</sub>S presente en el queroseno. **(Forero, 2006)**

Por el contrario, si el contenido de mercaptanos presentes en el corte de queroseno es elevado, se debe optar por un proceso de oxidación, en fase acuosa alcalina y empleando un catalizador específico que actúa en un lecho de carbón activado. De esta forma, los mercaptanos son oxidados a disulfuros de alquilo, que se solubilizan en el queroseno y no presentan olor. Si la acidez es elevada, se deben emplear contactores estáticos específicos en lugar de la válvula mezcladora.

La obtención de Jet A-1 por solo endulzamiento, cuenta con las siguientes secciones:

Tratamiento cáustico: Se realiza en un equipo denominado tratador cáustico (decantador horizontal). Las corrientes de queroseno y sosa cáustica se ponen en contacto y pasan a través de una válvula mezcladora. La caída de presión a través de la válvula incrementa la velocidad de flujo y el rozamiento entre las partículas de fluido, las cuales terminan formando gotas finamente divididas que se mezclan entre sí, en el seno de ambas fases. Este mezclado permite un buen contacto entre las fases y el consiguiente intercambio de componentes indeseables de la fase orgánica a la fase acuosa alcalina, a través de mecanismos de reacción química: **(GPSA, 2004)**



Las tres reacciones químicas liberan agua, por lo tanto, la concentración de soda se va reduciendo en el tiempo. Además, es importante que haya muy baja concentración de  $H_2S$ , dado que consume el doble de soda. Si el queroseno proviene de una unidad de destilación atmosférica, se espera que haya muy baja concentración de  $H_2S$ , dado que éste se desprende y viaja con los vapores hacia el tope de la columna fraccionadora, pero normalmente tiene humedad. La separación de las fases a la salida de la válvula de mezcla se realiza en el tratador, al cual ingresa la mezcla a través de un distribuidor de flujo. El volumen del equipo provee tiempos de residencia de aproximadamente 1 – 1,2 horas, para el queroseno.

Normalmente se opera con concentraciones de soda de 4 – 6 % v/v, y relaciones de queroseno /soda de 10/1 a 20/1 v/v. Menores relaciones queroseno/soda y mayores concentraciones de soda, favorecen las reacciones, pero incrementan la tendencia a formar emulsiones, ante la presencia de los naftenatos de sodio formados. **(Perry, 1989)**

La caída de presión de la válvula mezcladora no debería exceder las 0,7 atm. Mayor intensidad de mezclado genera gotas muy pequeñas y muy dispersas en la fase orgánica que luego dificultan la separación. Además, el mezclado intenso en conjunto con los naftenatos de sodio formados y la soda, tienden a formar emulsiones estables indeseables. El espesor de la emulsión debe ser medido a través de los tomamuestras localizados en el decantador a diferentes alturas. Esto puede ayudar a conocer la evolución del espesor de la emulsión. Esto es importante, cuando se procesan queroseno con elevada acidez.

Si el espesor de la emulsión es mínimo y se mantiene constante, un volumen de soda del 40 - 50 % dentro del tratador es adecuado. Si el espesor de la emulsión tiende a incrementarse, es conveniente operar con concentraciones de soda más diluidas y con un inventario menor dentro del decantador. La operación de la localización del nivel de emulsión, requiere cierto tiempo, dado que se deben abrir-cerrar varias válvulas. El destino de la soda drenada puede ser conducido hacia las unidades de procesamiento de sosas agotadas, por diferencia de presión o al sistema de vaciado de la unidad (*Pump Out*), para su posterior recuperación.

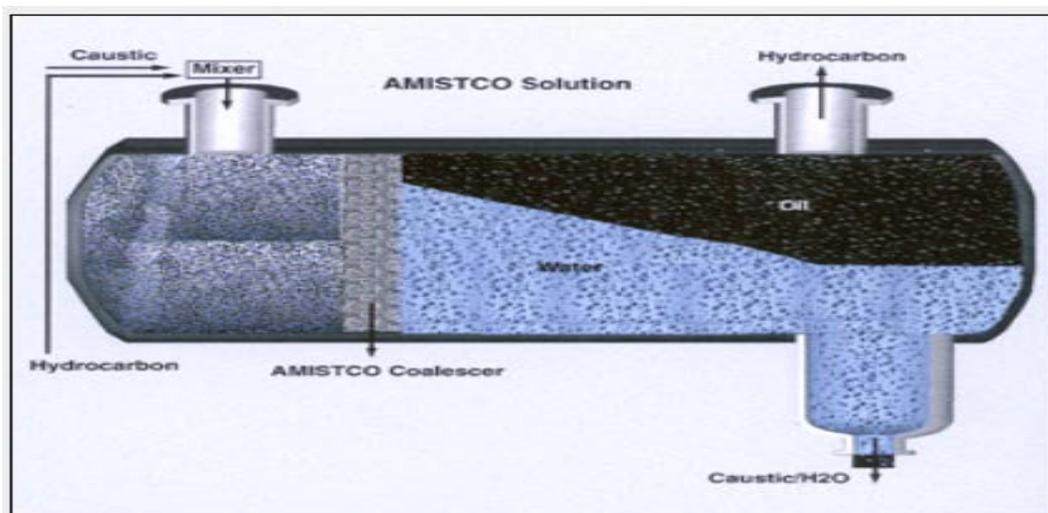
Normalmente se opera dentro de un rango de temperatura de 45 a 55 °C. Las temperaturas más altas favorecen las reacciones, pero facilitan la formación de emulsiones y una menor cantidad de agua será removida del queroseno en la etapa de secado.

A mayores temperaturas, la solubilidad de la sosa en la fase orgánica aumenta y esto afecta la operación de los equipos aguas abajo del proceso (sistema de secado y filtrado con arcilla). Generalmente, se recomienda operar a temperaturas de 45 - 50 °C como rango más seguro.

El ajuste de la temperatura se realiza normalmente, a la salida de la unidad de destilación atmosférica, a través de los enfriadores del queroseno que sale del *stripper*. Si el queroseno proviene del área de almacenamiento de productos intermedios, no habrá muchas posibilidades para el ajuste de esta variable, a excepción de contar con un intercambiador de calor a la entrada de la unidad de endulzamiento. En la mayoría de las refinerías, la unidad de endulzamiento está alineada con la unidad de destilación atmosférica.

La sosa decantada dentro del tratador, por efecto de su mayor densidad, es aspirada por una bomba que la recircula a la línea de entrada de queroseno al equipo. La calidad de la sosa se mide a través de un ensayo de laboratorio, que determina su alcalinidad libre, expresada en % v/v de hidróxido de sodio, que es precisamente el componente activo. Cuando la sosa está agotada, ya no cuenta con este componente y debe ser reemplazada. Antes que esto ocurra se debe controlar con mayor frecuencia la calidad del Jet -A1. El destino o disposición de la sosa agotada es la unidad de tratamiento de sosas agotadas. **(Wauquier, 2001)**

Algunas unidades de endulzamiento cuentan, a la salida del tratador cáustico, con un equipo coalescedor. El queroseno que sale por la parte superior del tratador cáustico ingresa a este equipo. El coalescedor ayuda a completar la decantación de las macrogotas de sosa arrastradas con la corriente. El equipo posee un contactor interno (demister) formado por un gran número de mallas metálicas compactadas, que aporta área de contacto. La soda decantada se colecta en la bota del equipo y se descarga por control de nivel ver Figura 1.4.



**Figura 1.4 Contactor de sosa/queroseno.**

### 1.4.3. Proceso Merox.

Si el contenido de mercaptanos presentes en el queroseno a tratar es elevado, se debe incorporar a la unidad de endulzamiento, una sección de oxidación de mercaptanos, este proceso en el cual se incluye un reactor se conoce como Merox. Se emplea un lecho adsorbente de carbón activado montado en el reactor, circulación de sosa y un catalizador selectivo, que promueve las reacciones químicas. Además, es necesario garantizar un buen contacto entre las fases orgánica (queroseno) y acuosa (sosa cáustica), para favorecer el curso de las reacciones que son promovidas con la incorporación de un equipo contactor estático de alta eficiencia, dentro del reactor. **(LE Prince, 1998)**

A través de los años, las compañías refinadoras de petróleo, han manifestado su preocupación por elaborar productos cada vez más competitivos dentro del mercado mundial. El precio y la calidad son dos parámetros, entre otros, que determinan la competitividad de un producto. El precio está asociado al costo de fabricación. La calidad está asociada a la tecnología disponible y a la normativa vigente, vinculadas a dicho proceso de elaboración.

Paralelamente, la exigencia creciente de los mercados y el avance tecnológico han llevado a las compañías, a través de sus centros de investigación y desarrollo, a una mejora constante de sus procesos de fabricación.

Por su parte, las compañías líderes a nivel mundial, diseñadoras de los procesos de elaboración de combustibles de aviación, en el curso de los años, también, han venido trabajando al servicio de las refinerías, en el tratamiento de residuos cáusticos, recuperando compuestos orgánicos e inorgánicos, los cuales tienen valor agregado y demanda en el mercado.

El proceso de investigación de estas entidades y la necesidad de minimizar esos residuos cáusticos ha llevado a las compañías diseñadoras, a intensificar los estudios para conseguir mejoras importantes en los procesos de tratamiento de los productos (queroseno), a través de nuevas tecnologías.

A través de estos años, se ha trabajado para descubrir y desarrollar sistemas de contacto entre la fase hidrocarburo y la fase acuosa alcalina (sosa), que permitan maximizar la remoción de las impurezas presentes en la fase hidrocarburo, minimizando a su vez el gasto de cáustico, cuya disposición final resulta ser un problema, para muchas refinerías.

Los nuevos diseños se basan en proveer mayor área de transferencia, para el íntimo contacto hidrocarburo-sosa. La mayor área es aportada por un equipo contactor estático de diseño específico. Sea cual sea el dispositivo de contacto empleado (válvula mezcladora o contactor estático), la remoción de las especies indeseables presentes en el queroseno se realiza a través de una transferencia de material. **(Ronaldo, C.M. 2014)**

La remoción de una impureza presente en una corriente de hidrocarburos, mediante una solución alcalina, involucra transferencia de materia de una fase a la otra. Es decir que, las impurezas deben moverse desde la corriente de hidrocarburo hasta la solución de sosa. La velocidad a la cual ocurre esta transferencia de material depende de tres variables: **(Alvarado, J. G. 2013)**

$$V = K \cdot A \cdot DC \quad (1.3)$$

V: Velocidad de transferencia de materia

K: Coeficiente de transferencia de materia del sistema

A: Área de transferencia o de contacto entre las fases (área interfacial)

DC: Diferencia de concentración de la impureza en la fase hidrocarburo y en la fase alcalina

La velocidad aumenta para cualquier aumento de los tres términos en forma conjunta o individual.

El término  $K$  es propio de cada sistema y solo puede modificarse en ciertos casos, por efecto de la temperatura. El término  $DC$  depende de la composición del hidrocarburo y la sosa; cuando se inicia el contacto es máximo y luego comienza a disminuir. El término  $A$  es entonces el que puede modificarse, para mejorar la velocidad de transferencia  $V$ .

Existen algunos contactores que generan área interfacial, debido a que dispersan las gotas de una fase en la otra produciendo el mezclado. En este caso el área de cada gota es la disponible para la transferencia de materia. Sin embargo, la forma esférica de las gotas es la que menos área por unidad de volumen tiene respecto de cualquier otra forma. Esto se contrapone a la necesidad de incrementar el área de transferencia. (**Granados et al, 2013**)

Para subsanar este problema, se debería entonces, aumentar la eficiencia de mezclado y generar mayor cantidad de gotas más pequeñas. Pero ello, tiene la desventaja de requerir decantadores más grandes para conseguir la separación (mayores tiempos de residencia). Además, el mezclado intenso, incrementa el arrastre de sosa con la fase de queroseno y tiende a formar emulsiones estables. Por lo tanto, cuanto más energía de mezclado hay que aportar al sistema, para aumentar el área interfacial, mayor es la cantidad de equipos adicionales, que se deben incorporar en la unidad aguas abajo, para corregir los efectos indeseados.

Si se opta por reducir el mezclado, para evitar estos problemas, se baja el área interfacial y la eficiencia del tratamiento disminuye. Esto implica mayor consumo de sosa, dado que debe ser reemplazada antes que se agote, para incrementar su concentración. Si el sistema de tratamiento cáustico es deficiente, siempre va a limitar la capacidad de procesamiento de la unidad.

A través de ensayos a escala de laboratorio, se han obtenido resultados que se muestran en las siguientes figuras. En la Figura 1.5 se observa que, cuanto mayor es la energía de mezclado, mayor es el por ciento de Tiofenol extraído, dado que, mayor cantidad de gotas más pequeñas serán formadas, aumentando el área interfacial. Pero el arrastre de esas pequeñas gotas en la corriente de queroseno será mayor y esto se puede observar en la Figura 1.6. En ambas figuras

también se puede apreciar que, tanto el por ciento de Tiofenol extraído, como el por ciento de sosa arrastrada serán mayores, cuanto más alta sea la concentración de sosa. (Huitiron, 2013)

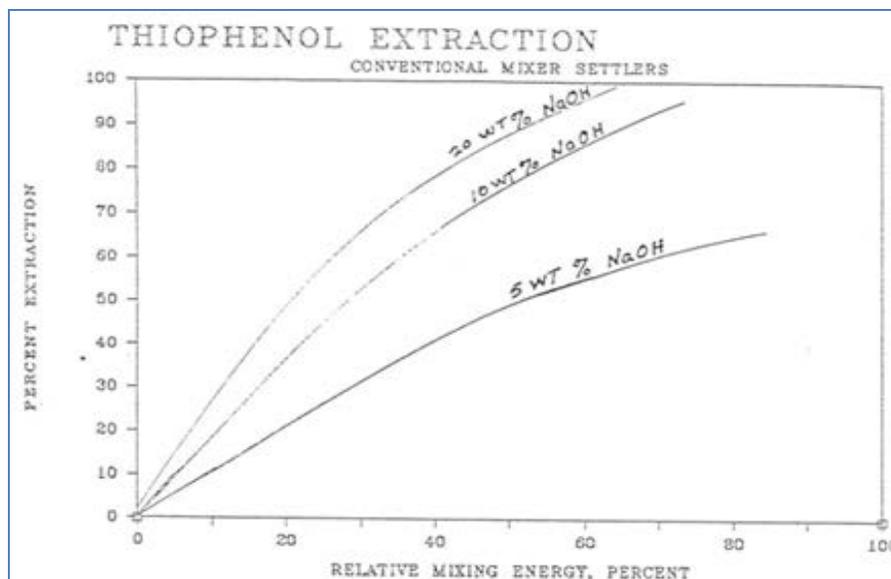


Figura 1.5 Extracción de Tiofenol Vs Energía de mezclado.

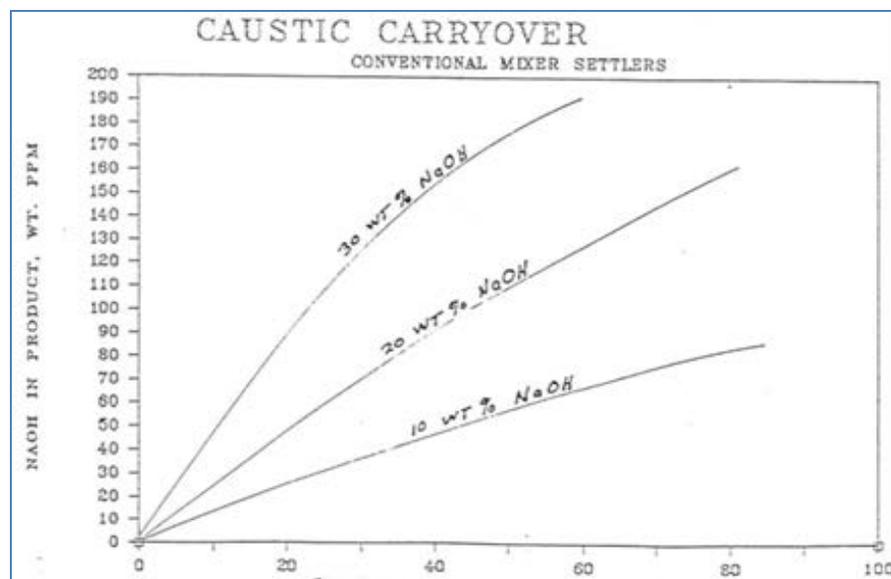
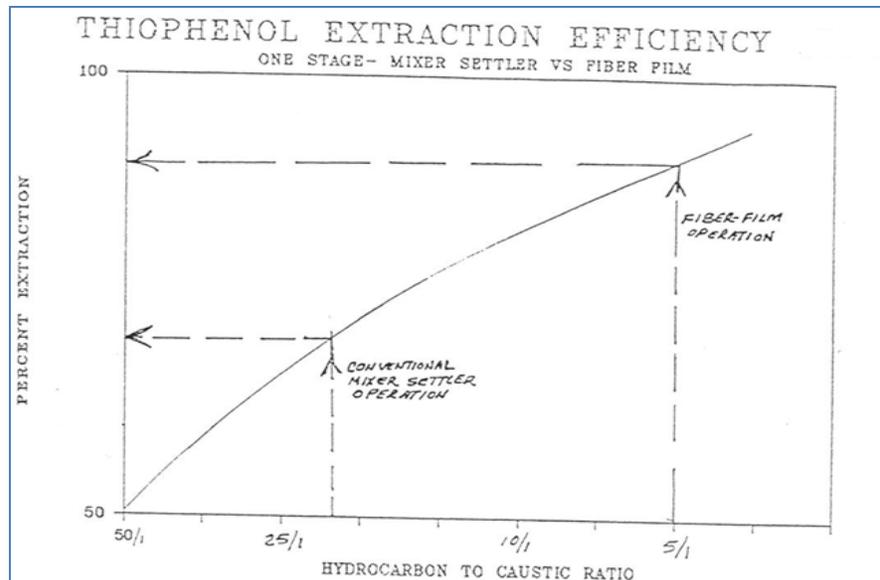


Figura 1.6 Arrastre de sosa en el queroseno.

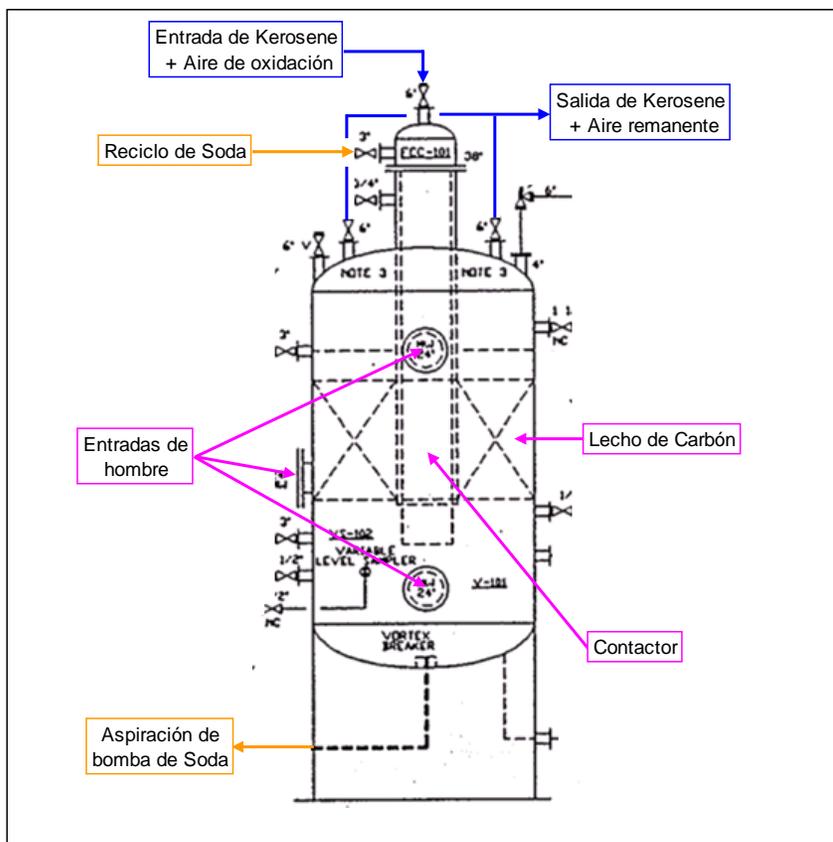
En la Figura 1.7 se observa que a menores relaciones de hidrocarburo – sosa, incrementan el por ciento de Tiofenol extraído, dado que habrá mayor circulación de sosa y mayor contacto interfacial. (Cedeño-Caero, 2005)



**Figura 1.7 Relación HC/Sosa Vs Tiofenol extraído.**

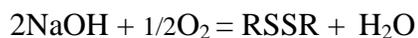
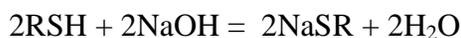
El diseño de los contactores estáticos de última generación se basa en modificar la forma de las gotas de sosa, pasando de la forma esférica a la alargada, aprovechando la tensión superficial del agua. Por lo tanto, si las gotas de sosa se ponen en contacto con una fibra de metal, estas tenderán a adherirse a la fibra. Si a su vez, un segundo flujo (hidrocarburos), fluye paralelo a las gotas, la fricción entre los dos flujos tenderá a alargar las gotas sobre la superficie de la fibra, manteniéndose pegadas a ésta, por efecto de la tensión superficial de la sosa. Por consiguiente, el área interfacial por unidad de volumen se incrementa en forma considerable.

Los contactores están constituidos, por un gran número de fibras de metal, unas junto a las otras. La longitud de las fibras depende del diseño del reactor. El paquete de fibras está atado en los extremos y en las partes medias y colocado en el interior de una tubería cuyo diámetro puede ser de 36 pulgadas. El contactor es entonces, insertado en forma concéntrica dentro del reactor (ver Figura 1.8), desde su parte superior, hacia abajo, quedando un espacio libre en la parte inferior, que depende de la longitud del contactor. En la parte media del reactor y envolviendo al contactor se encuentra el lecho de carbón activado. La altura del lecho de carbón es propia del diseño del reactor. El lecho de carbón está soportado en una grilla, formada por una malla *Johnson*.



**Figura 1.8 Reactor de procesos Merox.**

La sección de oxidación de mercaptanos está integrada dentro de la unidad de endulzamiento, entre el tratador de sosa y el lavador con agua (ver Figura 1.9). La corriente que sale del tratador de sosa ingresa al reactor, conjuntamente con el aire de oxidación, por la parte superior a través del contactor. Por la parte superior, pero a través de una conexión lateral independiente, ingresa la corriente de sosa, proveniente de la bomba de recirculación. Los tres componentes queroseno, aire y sosa, atraviesan el contactor en sentido de flujo laminar descendente. El aire difunde desde la fase de queroseno a la de sosa, donde se producen las reacciones de oxidación. Se emplea un catalizador a base de un compuesto de cobalto (*ftalocianina de cobalto*). Las reacciones químicas producidas son las siguientes:



En la primera etapa, los mercaptanos reaccionan con la sosa dando lugar a mercaptida de sodio. Esta reacción es rápida para los mercaptanos de bajo peso molecular. Es importante

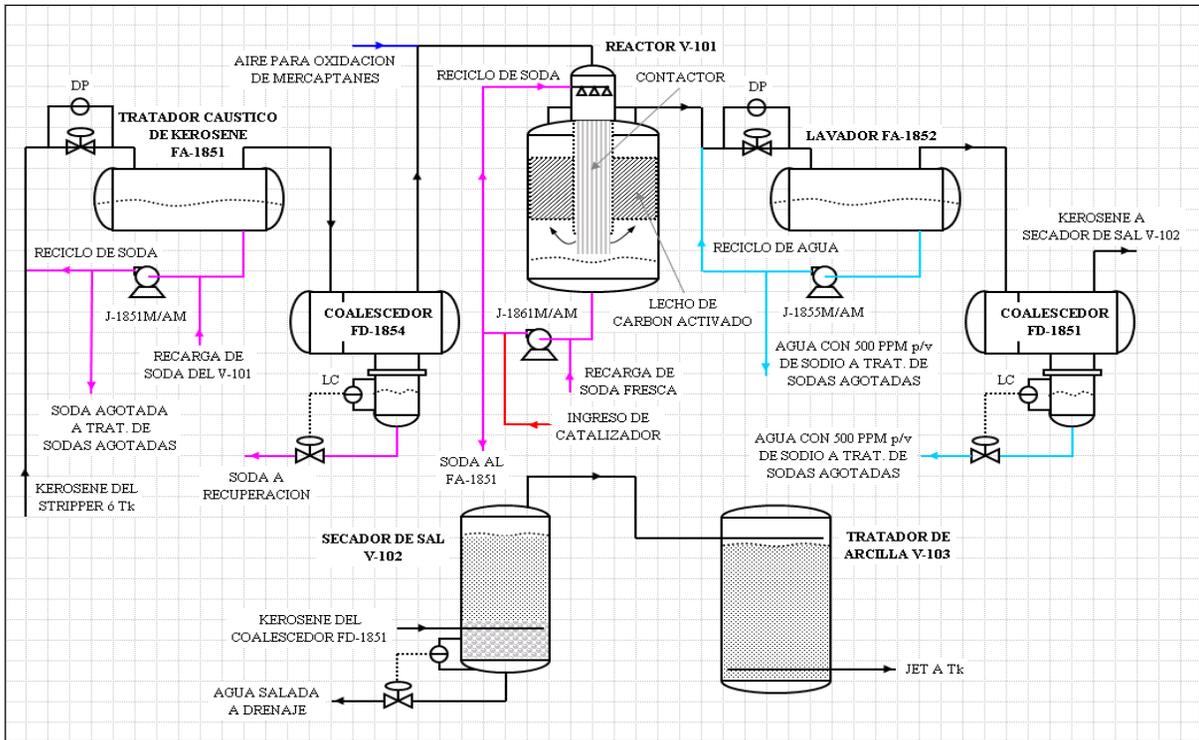
producir la oxidación de todos los mercaptanos dentro del contactor, es decir, se debe trabajar con exceso de aire controlado. Esto permite recuperar la sosa, antes que ésta sea reciclada nuevamente al contactor. Esto se representa en la segunda reacción. Se puede ver que la primera genera dos moléculas de agua y la segunda solo consume una. Por lo tanto, la sosa se va diluyendo en el tiempo.

El resultado final es que por cada dos moléculas de mercaptano oxidado se obtiene una molécula de disulfuro de alquilo y una molécula de agua. La corriente finalmente sale del contactor por la parte inferior, la sosa se separa por decantación y el queroseno con el aire ascienden atravesando el lecho de carbón, el cual se halla impregnado con el catalizador, por una sección anular. En este lecho, se completa la reacción de oxidación de los mercaptanos, particularmente los más pesados, que requieren mayores tiempos de contacto.

La parte inferior del lecho de carbón permite también, nuclear las pequeñas gotas de sosa que pudieran ser arrastradas por la corriente de queroseno. No obstante, este arrastre es muy pequeño, dado que el flujo de las corrientes a través del contactor es a baja velocidad (laminar), sin producir la dispersión de las gotas, ni emulsión. Esta ventaja permite reducir el tamaño del reactor, dado que no se requiere de grandes volúmenes para favorecer la separación de las gotas. Se trabaja, por lo tanto, con tiempos de residencia de 10 min., pudiendo variar para otros sistemas, entre 5 y 15 min.

Se opera con relaciones de HC/sosa de 5/1, siendo el rango de operación entre 4/1 y 20/1, con concentraciones de sosa del orden del 10 % v/v.

Es importante que no ingrese ácido nafténico remanente en esta etapa de oxidación, dado que consume sosa y reduce la eficiencia del lecho de carbón, generando jabones que bloquean los poros y sitios activos. **(Perry, 1989)**



**Figura 1.9 Esquema de una planta Merox.**

## 1.5. Tratamiento de la sosa gastada.

### 1.5.1. Oxidación de los componentes de la sosa.

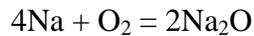
En el cuerpo humano y en la vida diaria se realizan una serie de reacciones llamadas de oxidación que son esenciales para el hombre, como la respiración, cocinar, quemar combustible. Antiguamente, el término oxidación se aplicaba a todas aquellas reacciones donde el oxígeno se combinaba con otra sustancia; la sustancia que ganaba oxígeno se decía que se oxidaba y la que lo perdía se consideraba que se reducía.

Posteriormente, los términos oxidación y reducción se aplicaron a procesos donde hay transferencia de electrones; la sustancia que pierde electrones se dice que se oxida y la que los gana es la que se reduce.

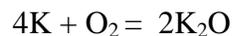
Siempre que se realiza una oxidación se produce una reducción, y viceversa, ya que se requiere que una sustancia química pierda electrones y otra los gane. Se dice que la oxidación y la reducción son fenómenos concomitantes porque no es posible que uno se realice sin el otro.

- Oxidación es la ganancia de oxígeno o pérdida de electrones.
- Reducción es la pérdida de oxígeno o ganancia de electrones.

Cuando el sodio reacciona con el oxígeno se forma el óxido sodio ( $\text{Na}_2\text{O}$ ) y se dice que el átomo de sodio se oxida.



La reacción de oxidación del potasio es



Las oxidaciones pueden ser lentas o rápidas, pero en todas ellas se libera energía. Sin embargo, y por lo general, el término oxidación se aplica a procesos cuyas manifestaciones son lentas y en donde la energía que se produce no se percibe porque se disipa en el ambiente, por ejemplo: la respiración, la corrosión de los metales, la putrefacción de la madera, etcétera. En las oxidaciones rápidas los efectos son inmediatos, claramente visibles, generan grandes cantidades de calor y en ellas, debido a la elevación de la temperatura, se puede producir la llama; a este tipo de reacciones se les llama reacciones de combustión. **(Terán-Solís, 2016)**

En la oxidación puede realizarse una degradación total o parcial de los componentes de la sosa gastada dependiendo de la dosificación de peróxido de hidrógeno y de la característica del efluente. El uso de sales de Hierro II, que actúan como catalizador aumentan el porcentaje de oxidación alcanzado. Entre los agentes que pueden utilizarse para activar la acción del peróxido de hidrogeno destacan el uso de carbón activo y la radiación ultravioleta.

Una combinación de sales de  $\text{Fe}^{2+}$  en forma de sulfatos junto con algún catalizador parece ser la más adecuada. Dado que las sales de hierro también producen descomposición del agua oxigenada hay que procurar no dosificar un exceso de catalizador, que puede perjudicar la reacción de oxidación. El  $\text{Fe}^{3+}$  también se puede utilizar como catalizador, aunque su eficacia es inferior a la del  $\text{Fe}^{2+}$ . El catalizador se suele dosificar previamente al agua oxigenada, procurando su total disolución.

Los compuestos sulfurosos que se encuentran presentes en la sosa usada en los procesos de desulfuración de los combustibles desprenden olores muy desagradables. Los mercaptanos son tóxicos y la detección de su olor a niveles extremadamente bajos los convierten en contaminantes atmosféricos. **(Alvarado et. al, 2015)**

Un simple tratamiento con peróxido de hidrogeno sin usar catalizador oxida prácticamente a todos los mercaptanos excepto al metilmercaptano. La reacción se efectúa rápidamente, produciéndose unas capas aceitosas de disulfuros insolubles que pueden ser separados fácilmente o ser oxidados de nuevo con peróxido de hidrogeno.

Si el metilmercaptano se encuentra presente en la sosa gastada o bien se desea una completa destrucción de los malos olores, puede obtenerse una oxidación mucho más enérgica incorporando un catalizador (generalmente una sal soluble de hierro), una dosificación superior de peróxido de hidrogeno y una elevación de la temperatura.

Las disoluciones acuosas que contienen fenoles o compuestos aromáticos es frecuente encontrarlas en las aguas residuales procedentes de la fabricación de productos químicos, plásticos, coque y refinerías de petróleo (procesos de desulfuración de los combustibles. Debido a que estos compuestos resultan tóxicos cuando son clorados y comunican al agua gustos y olores desagradables, se han establecido límites muy estrictos cuando éstos están presentes en las aguas residuales a descargar.

Por otro lado, el peróxido de hidrogeno oxida a los fenoles en presencia de sales de hierro en una amplia gama de temperaturas y concentraciones. La reacción inicial produce hidroquinona y catecol; continuando la reacción vuelven a ser oxidados a quinonas, más tarde a ácido carboxílico y finalmente a dióxido de carbono. **(Lobelles G.O, 2016)**

Otros compuestos de azufre tratables mediante peróxido de hidrógeno son los siguientes: Sulfitos, Bisulfitos, Tiosulfatos, Dióxidos de azufre, Sulfuros, Polisulfuros, Sulfuros de dialquilo, Disulfuros de dialquilo, Ditionatos, Politionatos, Hidrosulfitos.

Un efecto secundario importante del tratamiento con peróxido de hidrógeno es la aportación de oxígeno disuelto a las aguas residuales.

## CONCLUSIONES PARCIALES.

1. Durante la refinación del petróleo se obtienen fracciones con un contenido de impurezas que son necesarias reducirlas para garantizar las especificaciones establecidas en los productos terminados.
2. El tratamiento con sosa es una variante muy utilizada para disminuir el contenido de H<sub>2</sub>S y azufre mercaptano en el gas licuado del petróleo (GLP).
3. En el Jet –A1 obtenido por tratamiento cáustico principalmente lo que se reduce es el contenido de ácidos nafténicos presente en la fracción de queroseno.
4. Las plantas de fraccionamiento de gases y tratamiento cáustica de queroseno son las unidades que más generan sulfurosos alcalinos en los esquemas de refinación de tipo *hidroskimming*.

## **CAPÍTULO 2: MATERIALES Y MÉTODOS.**

### **2.1. Refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”. Caracterización general.**

Desde los primeros años de la revolución, Cienfuegos, por su ubicación en el centro sur del país, su gran bahía de bolsa y otras características geográficas, se concibió como una de las zonas industriales a desarrollar en el país, lo cual se fue consolidando con el tiempo. Existía en el país déficit de productos refinados, los cuales se importaban para suplir la demanda nacional. La industria petroquímica había alcanzado un alto auge a nivel mundial, lo cual representaba una fuente potencial de productos importantes para el desarrollo del país.

En el marco de los convenios existentes entre Cuba y la Unión Soviética en los años 70 se pactó la construcción de la refinería de petróleo de Cienfuegos. Los trabajos de ajuste y puesta en marcha del complejo mínimo de arranque se inician desde el año 1988 y llegan a consolidarse en el verano del año 1990, se realizan sin la asistencia técnica soviética, que fue retirada del país en ese año. El 21 de diciembre de 2007 a partir de los acuerdos alcanzados mediante la Alternativa Bolivariana para las Américas (ALBA) se decide la reactivación de la refinería “Camilo Cienfuegos” convirtiéndose en el pilar principal del desarrollo petroquímico del país.

Se activan cuatro plantas de proceso de tecnología rusa, sección 100 (Destilación atmosférica), sección 400 (Fraccionamiento de gases), sección 200 (Reformación catalítica) y en aras de buscar mayor rendimiento, elevar la producción y calidad del diesel, la sección 300-1 (Hidrofinación de diesel).

#### **2.1.1. Descripción de la planta de fraccionamiento de gases.**

La planta de fraccionamiento de gases (S-400) está diseñada para procesar la fracción gaseosa (fracción 70°C inestable) proveniente de la planta de destilación atmosférica (S-100) y nafta liviana inestable de la planta de reformación catalítica (S-200).

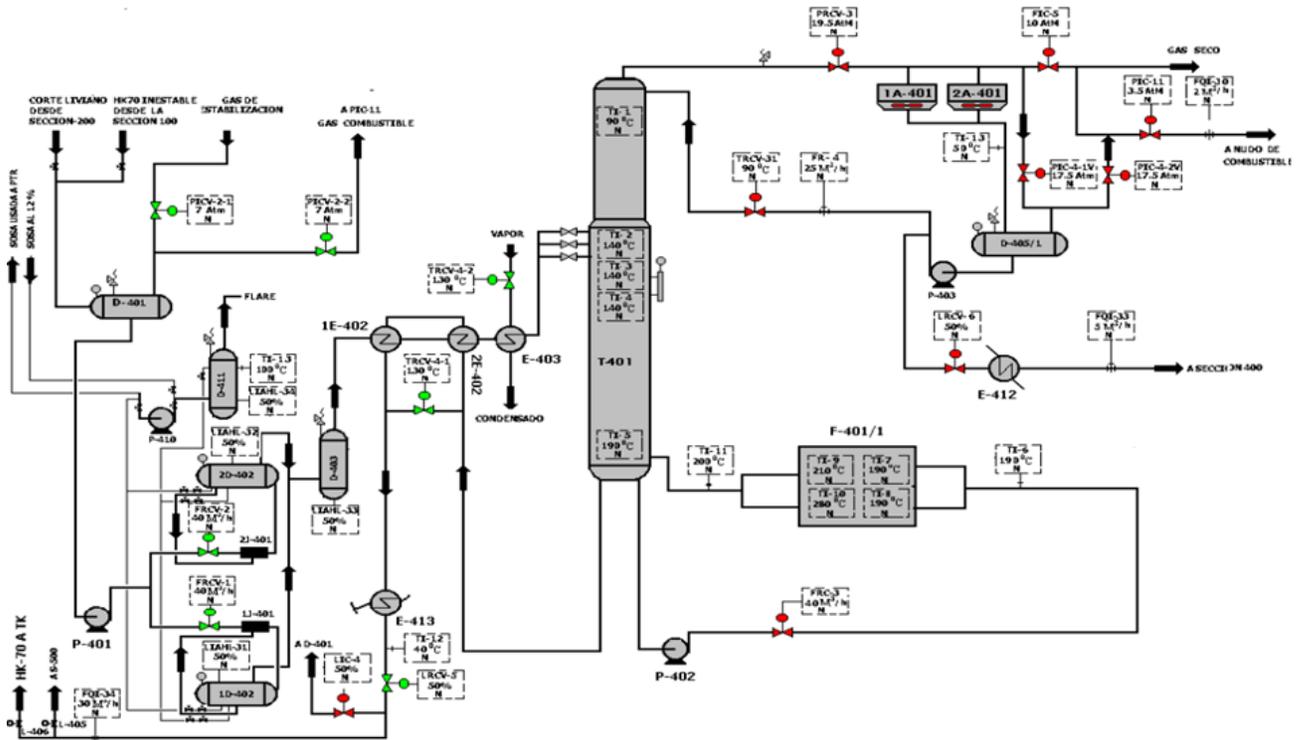
En esta planta el producto principal es el gas licuado del petróleo (GLP) fundamentalmente una mezcla de gases de propano – butano, también se obtiene una fracción de nafta ligera estable (fracción 70 °C estable) la cual estaba prevista en el diseño de la refinería como inyector a la planta de Isomerización que al no encontrarse activa esta nafta ligera se utiliza como componente de gasolina.

La planta se divide en dos etapas principales:

- Neutralización del H<sub>2</sub>S y Mercaptanos presentes en la materia prima con sosa cáustica.
- Fraccionamiento.

A la planta llega la fracción 70 °C inestable desde la planta de destilación atmosférica y la nafta liviana inestable de la planta de reformación catalítica por sistemas diferentes hasta el tambor de materia prima D-401 del cual succionan las bombas de inyector P-401. La descarga de las bombas de inyector se dirige hacia la etapa de neutralización con una solución de sosa cáustica de 15 % v/v para eliminar de la materia prima el sulfuro de hidrogeno y los mercaptanos de baja masa molecular. La materia prima se pone en contacto con la solución de sosa en los eyectores mezcladores 1,2J-401 que se encuentran antes de la entrada de los tambores 1,2D-402 que trabajan macizado con 50 % de hidrocarburo y el otro 50 % con sosa. La operación de estos tambores puede ser en paralelo o en serie para ahorro de sosa. Estos tambores cuentan con interruptores de nivel interface, con alarma por baja (20 %) y por alta (80 %).

Después de la etapa de neutralización la materia prima pasa por el tambor D-403 el cual cuenta con un paquete de malla con el objetivo de retener las posibles gotas de sosa que se arrastran en la corriente de hidrocarburo, ver Figura 2.1.



**Figura 2.1 Diagrama de flujo planta de fraccionamiento de gases.**

Cuando la concentración de la sosa en los tambores 1,2D-402 alcanza el 1% se pasa al tambor D-411 el cual cuenta con un serpentín para calentar la sosa agotada y así despojar los hidrocarburos arrastrados en la sosa, después de esta operación la sosa agotada se envía hacia la planta de tratamiento de residuales.

La materia prima después del clarificador D-403 se calienta en los intercambiadores 1,2 E-402/1 que trabajan en serie, por la coraza pasa la materia prima y por los tubos nafta ligera estable proveniente del fondo de la torre fraccionadora T-401. Si la materia prima no alcanza la temperatura de 125 °C que es la prevista para el inyector de la T-401/1 se alinea el intercambiador E-403 en el cual se calienta hasta la temperatura necesaria con vapor de agua. Posteriormente, la materia prima se alimenta a la Torre Debutanizadora T-401/1. En la línea de inyector se encuentra el control de temperatura 04TIC-004B que actúa sobre la válvula de control 04TV-004-1 y 04TV-004-2. Este lazo de control actúa en acción directa sobre la válvula de control TV-004-1 y en acción inversa sobre la válvula de control TV-004-2 para así garantizar la temperatura adecuada de entrada a la torre T-401/1 donde se separa el gas licuado

del petróleo de la nafta ligera estable, esta última se obtiene por el fondo. Por el tope de la torre sale en forma de vapor la corriente de gas la cual condensa en los enfriadores por aire 1,2A-401 y pasa al tambor de reflujo D-405 del cual succionan la bomba P-403 y en forma de líquido se refluye al tope de la torre para mantener la temperatura. El exceso de reflujo es el GLP que se envía como producto a los tanques de almacenamiento, antes se enfría en el intercambiador E-412. Para mantener la temperatura en el fondo de la torre se mantiene una recirculación caliente la cual se logra mediante la bomba P-402 que es la encargada de dicha recirculación una vez calentado el producto en el horno F-401, por la propia presión que existe en el fondo de la torre la fracción de nafta ligera estable que cede calor en los E-402, después de esto se enfría en el intercambiador E-413 y se dirige hacia el área de tanque para ser utilizada como componente de gasolina.

### **2.1.2. Descripción del proceso de tratamiento cáustico.**

La planta de tratamiento cáustico de la fracción de turbocombustible está diseñada para procesar  $72 \text{ m}^3/\text{h}$ . La fracción de turbo (alimentación) proveniente de los tanques intermedios llega al tratador cáustico (D-01) donde se neutralizan los ácidos nafténicos, esta corriente se mezcla con una solución de sosa al 0.5 % v/v mediante una válvula mezcladora antes de entrar al tratador cáustico del cual sale por la parte superior hacia la etapa de lavado con agua.

En la etapa de lavado con agua ocurre la eliminación de las gotas de sosa y naftenatos de sodio que pudieron ser arrastrados por la corriente de combustible procedente de la etapa anterior. Tanto la corriente de agua como del combustible pasan a través de una válvula mezcladora donde no debe existir una caída de presión mayor de 0.3 bar y después pasa al tambor D-02 donde ocurre el lavado. El combustible sale del lavador por la parte superior y pasa a la etapa de secado con sal en el tambor D-03.

La etapa de secado con sal tiene como objetivo disminuir la humedad para evitar que partículas de agua lleguen al tratador de arcilla. Para esto se emplea un secador vertical, con una carga de sal (cloruro de sodio) de alta pureza. El combustible atraviesa el lecho de sal, en sentido ascendente. El agua en contacto con la sal produce su disolución (salmuera) y decanta por gravedad hacia la parte inferior del tambor de donde se extrae por la válvula de drenaje, por la parte superior sale el producto y entra por la parte superior al tratador con arcilla (D-04).



## **2.2. Metodología para identificar oportunidades para disminuir la producción de sulfurosos alcalinos.**

### **1. Implementar interconexiones para solo tratar el GLP con sosa en la planta de fraccionamiento de gases.**

Primero hay que visualizar si con el equipamiento existente es posible reestructurar la planta. Para el nuevo esquema de proceso debe tenerse en cuenta un tambor para el almacenamiento del GLP después de la etapa de fraccionamiento y otro para el GLP después de la etapa del tratamiento con sosa para flexibilizar las operaciones durante las arrancadas, donde de inmediato no se obtiene un flujo estable ni los parámetros establecidos.

Para identificar los lugares en la planta por donde realizar las interconexiones hay que tener en cuenta si el equipamiento asociado cuenta con válvulas para independizarlo o desvíos que permitan sacarlo de servicio. Las interconexiones para solo tratar el GLP con sosa cáustica deben ser de forma tal que no imposibilite la operación de acuerdo con lo establecido en el diseño de la planta, por lo que las facilidades deben realizarse para que sea posible trabajar por una u otra variante.

### **2. Estimación de costos asociados para implementar la variante para solo tratar el GLP con sosa.**

Para determinar la estimación de los costos se debe tener en cuenta los costos en que se incurrirán para la implementación de la variante propuesta. Estos se dividen en costos directos o los gastos asociados para implementar la variante y costos indirectos que son los gastos en la dirección, organización y servicios colaterales.

**Materiales:** Incluye todos aquellos materiales que se utilizaron exceptuando los combustibles.

**Amortización:** Amortización de las máquinas y equipos que intervienen en el proceso. Esta amortización se calcula habitualmente multiplicando la depreciación horaria por el tiempo que interviene la máquina en el proceso productivo y la depreciación horaria se calcula como el cociente de precio de la maquina entre su vida útil en horas. Este procedimiento se conoce como método de los rendimientos.

**Energía:** Gastos en energía ya sea eléctrica o de otro tipo. En los cálculos que se realizaron los gastos en energía se calcularon multiplicando la potencia de cada máquina en kW por el tiempo en horas en que se utilizó la misma y este producto a su vez por la tarifa eléctrica correspondiente.

### **3. Evaluación de las condiciones de operación de la planta de tratamiento cáustico.**

El contenido de acidez del Jet-A1 a la salida de la planta de tratamiento cáustico está muy vinculado a la eficiencia del mezclado del producto en la válvula mezcladora de este con la solución de sosa, así como la concentración y flujo de recirculación de esta y la temperatura de operación.

La temperatura de operación de la planta es en función de la temperatura de la materia prima a la entrada de la misma la cual debe mantenerse en un valor cercano a los 40 °C, altas temperatura de la materia prima reduce la eficiencia del proceso de neutralización de los ácidos nafténicos con la solución de sosa y trae consigo mayores consumo de sosa, por otra parte la temperatura del tratamiento debe ser superior a los 20 °C para evitar la formación de sales y su posterior precipitación como sólidos.

Para evaluar la temperatura de operación se analiza la temperatura de entrada de la materia prima a la planta en un periodo de 40 días de trabajo desde octubre de 2016 hasta febrero de 2017. Dicha información es procesada estadísticamente para mostrar la tendencia del promedio diario.

La caída de presión en la válvula mezcladora queroseno – sosa es una variable que se controla mediante el flujo de queroseno y el de la sosa de reciclaje, no deberá superar los 0.7 bar. En condiciones normales de operación la caída de presión deberá ser de 0.5 bar o inferior. Para evaluar la caída de presión en la válvula mezcladora queroseno – sosa se analiza esta variable en un periodo de 40 días de trabajo desde octubre de 2016 hasta febrero de 2017. Dicha información es procesada estadísticamente para mostrar la tendencia del promedio diario.

#### **4. Análisis del contenido de acidez del Jet-A1 a la salida de la planta de tratamiento cáustico.**

Conocer el contenido de acidez en el Jet-A1 a la salida de la planta permite identificar las posibles variaciones en la misma y optimizar el consumo de solución de sosa. Para evaluar el comportamiento de la acidez del Jet-A1 se realiza un análisis estadístico de los resultados obtenidos en 30 días de trabajo y se muestra la tendencia del promedio diario, en este caso los resultados obtenidos de acidez corresponden al flujo habitual con que trabaja la bomba de solución de sosa, la cual siempre se mantiene ajustada a un 50 % de embolada. El contenido de acidez obtenido con estas condiciones de operación es comparado con la especificación establecida en el catálogo de especificaciones de CUPET para identificar la reserva de calidad de este parámetro.

#### **5. Realizar corridas con diferente flujo de solución de sosa en la planta de tratamiento cáustico.**

Variando el flujo de la solución de sosa para una misma concentración de esta se puede variar el contenido de acidez del Jet-A1 en la planta de tratamiento cáustico.

El contenido de acidez obtenido en el Jet-A1 a la salida de la planta presenta una holgura apreciable de acuerdo con la especificación establecida en el catálogo de especificaciones de CUPET. La variación del flujo de sosa es una vía para disminuir la producción de sulfurosos alcalinos, esto genera un aumento del contenido de acidez del Jet-A1, pero es viable siempre y cuando no se incumpla el valor especificado 0.011 mgKOH/g máximo, para esto se realizaron corridas con diferentes ajustes de flujo de sosa desde 40 % hasta un 20 % de la embolada de la bomba, dichos resultados se procesaron y se muestran en una gráfica de tendencia el promedio diario para cada caso. (Castro, 2002)

## **CONCLUSIONES PARCIALES.**

1. Con el equipamiento existente en la planta de fraccionamiento de gases es posible realizar una restructuración para tratar solo el GLP con sosa cáustica.
2. Las principales variables de control del tratamiento cáustico son la temperatura de operación y la caída de presión en la válvula mezcladora queroseno - sosa.
3. Durante el tratamiento cáustico del queroseno es posible realizar variaciones en el flujo de sosa y mantener el contenido de acidez en el Jet-A1 dentro de la norma establecida.

## **CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS.**

### **3.1. Variante para solo tratar el GLP con sosa en la S-400.**

1. Implementar una nueva línea desde la entrada de los 1,2 D-402 hasta la entrada de los E-402.

En la nueva propuesta de operación como no se tratará la materia prima con sosa no cumple objetivo que este pase por los tambores 1,2 D-402, para lograr esto el flujo después de la descarga de la bomba de inyecto se envía directo a la etapa de precalentamiento en los 1E-402. Para facilitar la operación por la variante propuesta o la prevista por el diseño la derivación debe realizarse ante de las válvulas manuales existentes a la entrada de los 1,2 D-402.

2. Implementar una nueva línea aguas abajo del E-412 después del control de nivel LV-06 hasta la línea prevista para la entrada de HK-70 inestable al 1D-402.

Como el objetivo de la nueva propuesta de operación es tratar solo el GLP con sosa, después de la etapa de fraccionamiento debe implementarse una etapa de endulzamiento de este con la solución de sosa. Con el fin de aprovechar el equipamiento existente en la planta se propone utilizar el 1D-402 como tambor para la recepción del GLP para posteriormente enviarlo al tambor de recontacto con sosa, para el cual se propone el 2D-402. Para optimizar esta operación, la derivación del GLP para dirigirse al 1D-402 debe realizarse después de las válvulas de control de nivel (LV-06) del tambor de reflujo de la T-401 debido a que se encuentran ubicadas aguas abajo del enfriador E-412 donde el gas licuado sale con una temperatura favorable para el tratamiento con sosa. La interconexión de la nueva línea de GLP antes de entrar al 1D-402 debe realizarse después de la válvula manual existente a la entrada del mismo.

3. Implementar una línea que posibilite operacionalmente succionar 2 bombas P-401 desde el 1D-402 y línea de descarga hasta el 2D-402.

Actualmente existen tres bombas P-401 las que tienen como función bombear el inyectivo de la planta, la fracción HK-70 inestable. Para facilitar el mezclado de la sosa con el GLP es necesario bombear el mismo desde 1D-402 hacia el 2D-402 a través del eyector existente a la entrada de este tambor aprovechando el controlador de flujo FIC-002 el cual controla el flujo de entrada al 2D-402, para esto se propone utilizar dos de las bombas P-401 a las cuales les debe llegar una línea de succión desde el 1D-402 y la descarga hacia el 2D-402.

Al existir tres bombas P-401 es posible dejar una para el inyectivo de la planta, una para bombear el GLP desde el 1D-402 hacia el 2D-402 y la bomba restante quedaría como reserva con facilidad tanto para bombear el GLP como la fracción HK-70 inestable.

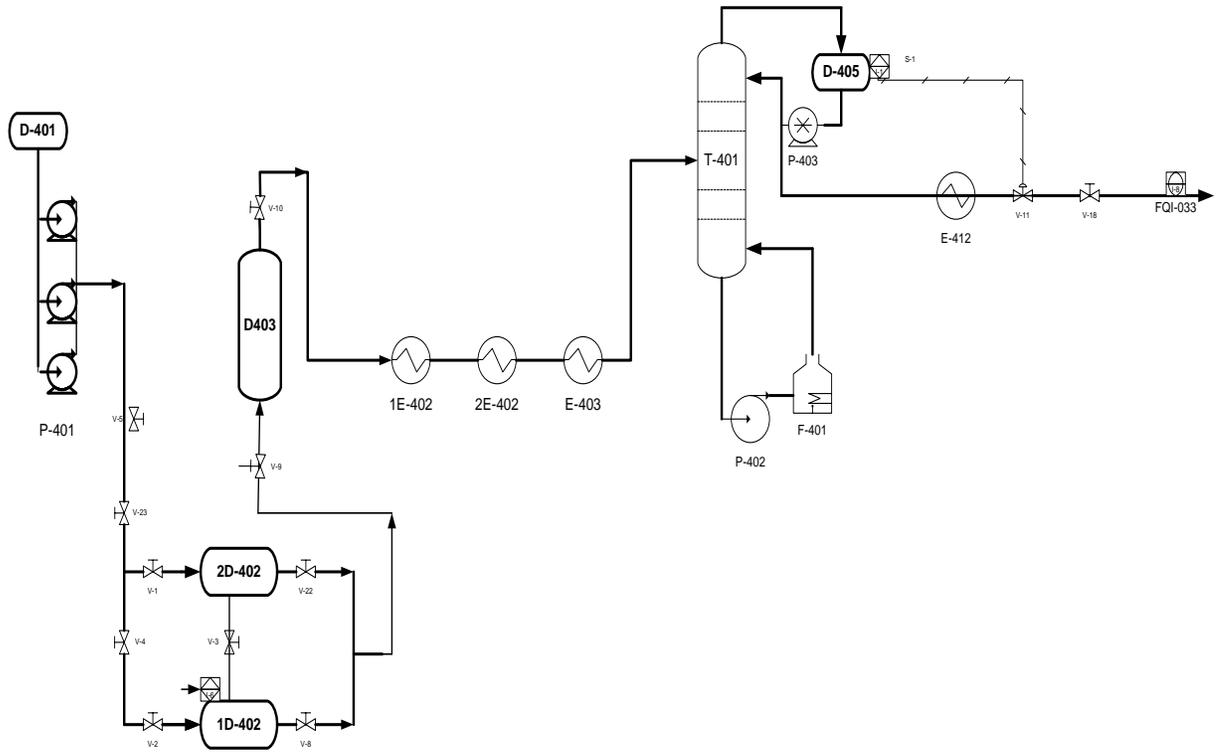
Para evitar que las bombas caviten es necesario crear una facilidad para presionar con gas seco el 1D-402, para implementar esto debe realizarse una derivación de la línea existente para presionar el D-405, en esta nueva línea debe instalarse la válvula del control de presión.

4. Incorporar un nuevo tambor para GLP después del D-403.

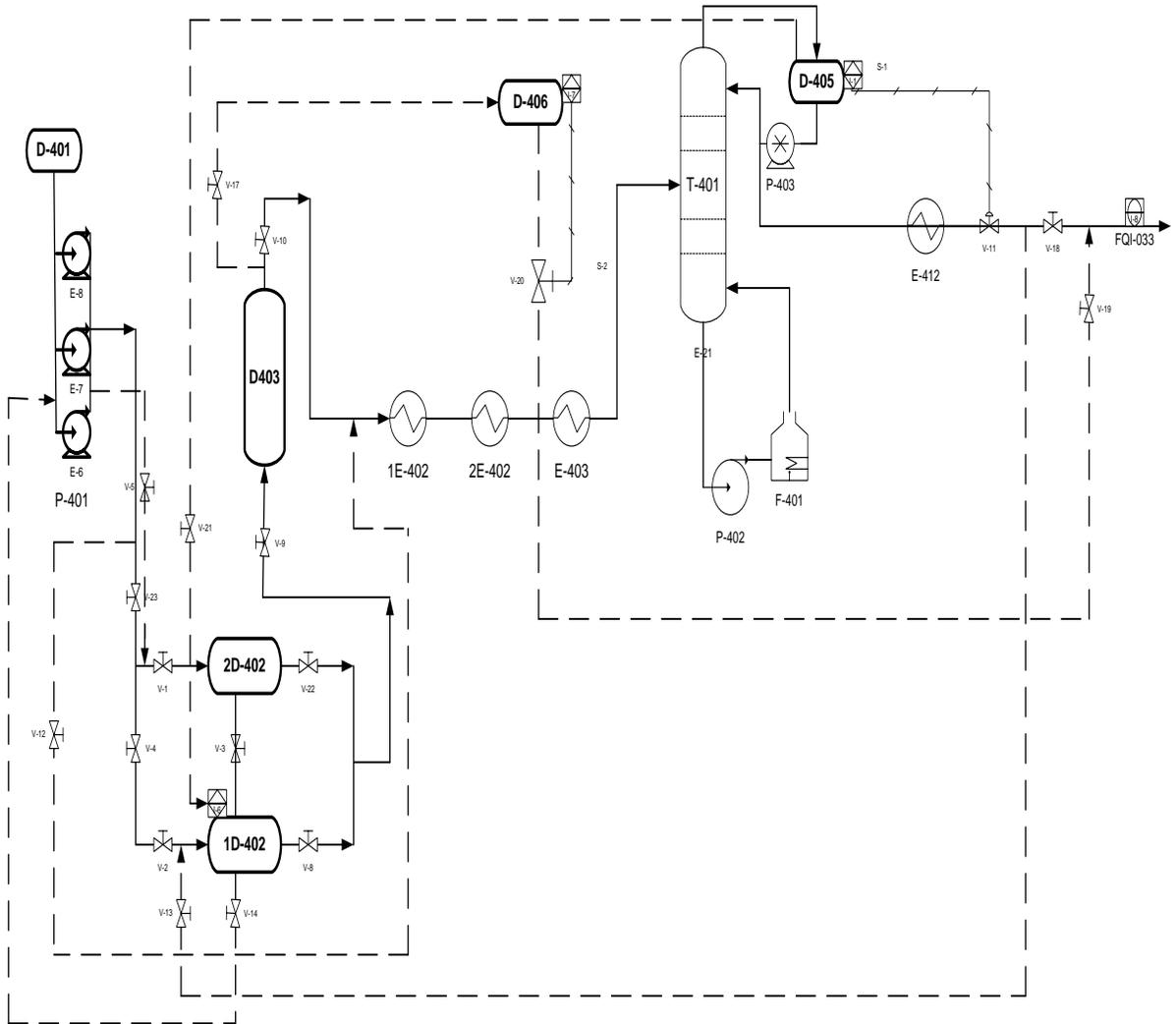
Después de la etapa de filtrado que se lleva en el D-403 es necesario incorporar un nuevo tambor para recepcionar el GLP tratado con sosa y con esto evitar un posible cambio de estado del GLP en los sistemas por variaciones principalmente de presión, para implementar esto es necesario el montaje de una nueva línea desde la salida del D-403 hacia el tambor D-406 el cual se propone para recepcionar el GLP ya que dicho tambor actualmente no se utiliza por pertenecer a la etapa de la planta que no está en operación. A este nuevo tambor es necesario instalarle un control de presión para evitar los posibles cambios de estado mencionado anteriormente, para esto es necesario conectar una nueva línea al D-406 para presionarlo con gas seco, esta derivación puede realizarse desde la línea de gas seco existente para presionar el D-405.

Al D-406 también se le debe instalar un control de nivel cuya válvula debe ubicarse en una nueva línea a la salida del mismo que se conectará antes del FQI-033 para cuantificar el GLP que sale de la planta, que en este caso sería el exceso de nivel del D-406.

A continuación se muestra los diagramas de flujo de las dos variantes, la de diseño y la propuesta con la modificación para sólo tratar el gas licuado del petróleo. Ver Figura 3.1 y Figura 3.2.



**Figura 3.1 Diagrama de flujo planta de fraccionamiento de gases (S-400) de diseño.**



Nota: Las línea discontinúa corresponde a sistemas nuevos que se deben implementar

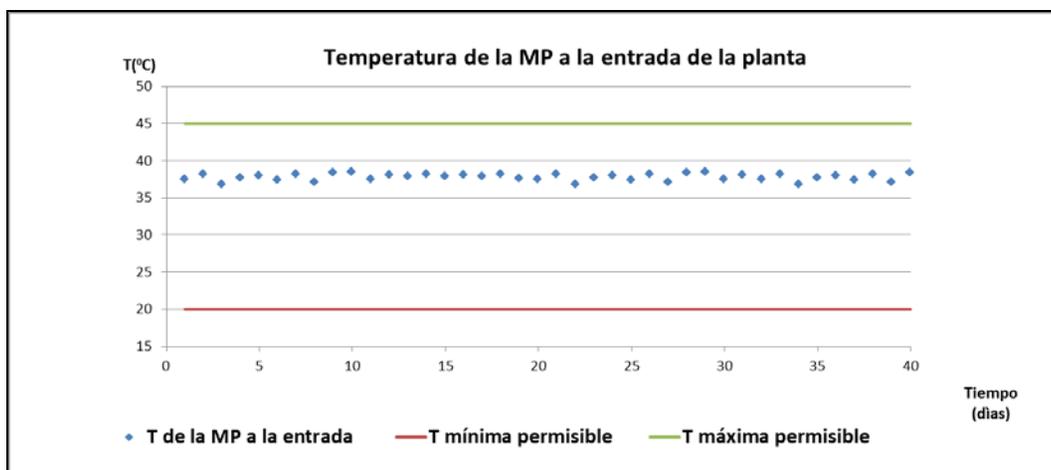
**Figura 3.2 Diagrama de flujo planta de fraccionamiento de gases (S-400) para solo tratar con sosa el GLP.**

### 3.2. Evaluación de la planta de tratamiento cáustico.

#### 3.2.1. Temperatura de operación.

En la Figura 3.3 se puede observar que en todo momento la temperatura de trabajo en el tambor D-01 estuvo cercana a los 40 °C, en el período que se muestra, el valor mínimo obtenido fue de 36.9 °C, el máximo 38.5 °C y el promedio fue de 37.8 °C lo que indica que el proceso se está llevando a cabo en un intervalo de temperatura dentro de lo recomendable lo

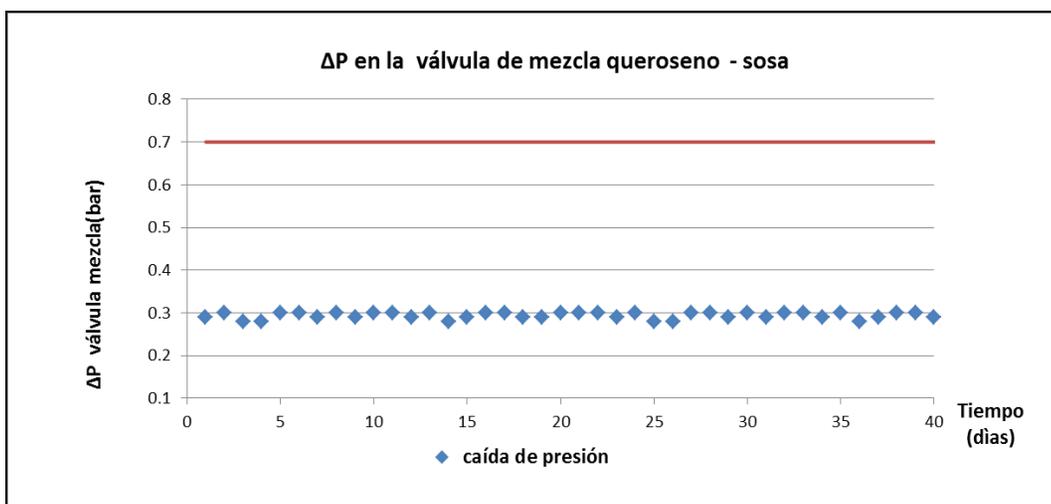
que trae consigo que no exista consumo extra de sosa por una operación ineficiente en el tambor de tratamiento con sosa D-01.



**Figura 3.3 Temperatura de la materia prima a la entrada de la planta de tratamiento cáustico.**

### 3.2.2. Caída de presión en la válvula mezcladora queroseno – sosa.

En la Figura 3.4 se puede observar que en todo momento la caída de presión se mantiene cerca de 0.3 bar, estos valores permiten un buen mezclado entre la sosa y el queroseno generando mayor eficiencia en la neutralización de los ácidos nafténicos y con esto menor consumo de la sosa utilizada en el tratamiento, dejando sin posibilidad de optimizar el consumo de sosa por el concepto de un incorrecto mezclado entre la sosa y el combustible.



**Figura 3.4 Caída de presión en la válvula mezcladora queroseno – sosa.**

### 3.3. Análisis del contenido de acidez del Jet-A1 a la salida de la planta de tratamiento cáustico.

#### 3.3.1. Contenido de acidez del Jet-A1 Vs flujo de sosa (50 %)

En la Figura 3.5 se puede observar el contenido de acidez en el Jet-A1 obtenido para un ajuste del 50 % de la embolada de la bomba de solución de sosa. Los resultados reflejan que este parámetro se está obteniendo con una reserva de calidad apreciable teniendo en cuenta la especificación establecida en el catálogo de especificaciones de CUPET 0.011 mgKOH/g de producto máximo, todos los resultados obtenidos oscilaron entre 0.0024 y 0.0043 con un promedio de 0.0034 mgKOH/g lo que indica que es posible disminuir la reserva de calidad que existía en este parámetro. El flujo de la bomba de solución de sosa para un 50 % de ajuste de la embolada corresponde a 318 l/h debido a que el flujo máximo de la bomba es de 637 l. (Ver Anexo 1).

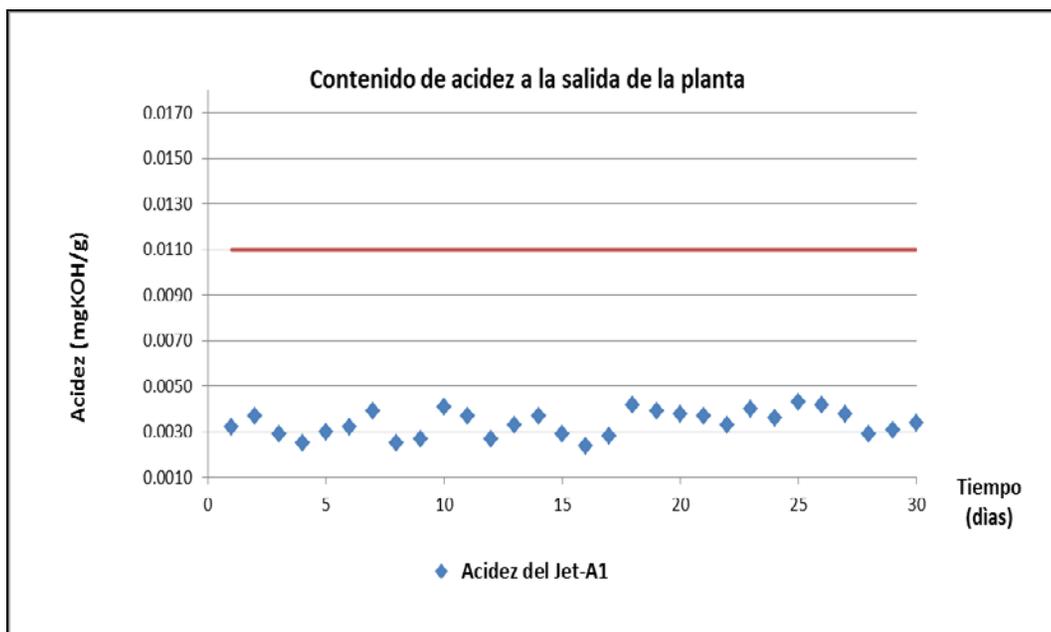


Figura 3.5 Contenido de acidez del Jet-A1a la salida de la planta.

### 3.4. Resultados del contenido de acidez con la variación del flujo de sosa.

#### 3.4.1. Contenido de acidez Vs flujo de sosa (40 %)

En la Figura 3.6 se muestra la tendencia del contenido de acidez en el Jet-A1 a la salida de la planta de tratamiento cáustico con un ajuste del flujo de sosa del 40 %, se puede observar que con la bomba trabajando al 40 % de la embolada aún existía reserva de calidad en el contenido de acidez comparando con el máximo permisible, todos los resultados obtenidos oscilaron entre 0.0039 y 0.0059 con un promedio de 0.0052 mgKOH/g de producto indicando esto la posibilidad de continuar disminuyendo la reserva de calidad existente en este parámetro. El flujo de la bomba de solución de sosa para un 40 % de ajuste de la embolada corresponde aproximadamente a 255 l/h. (Ver Anexo 2)

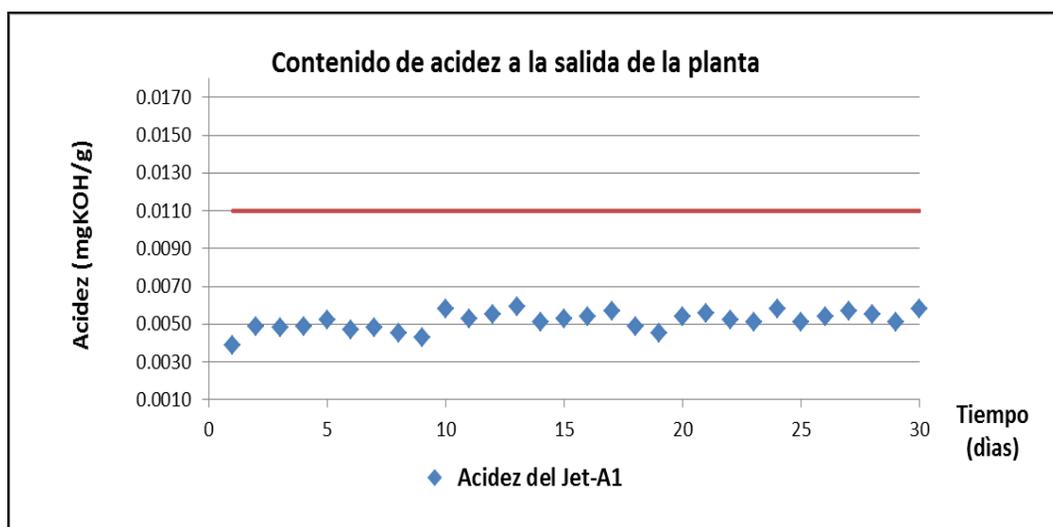
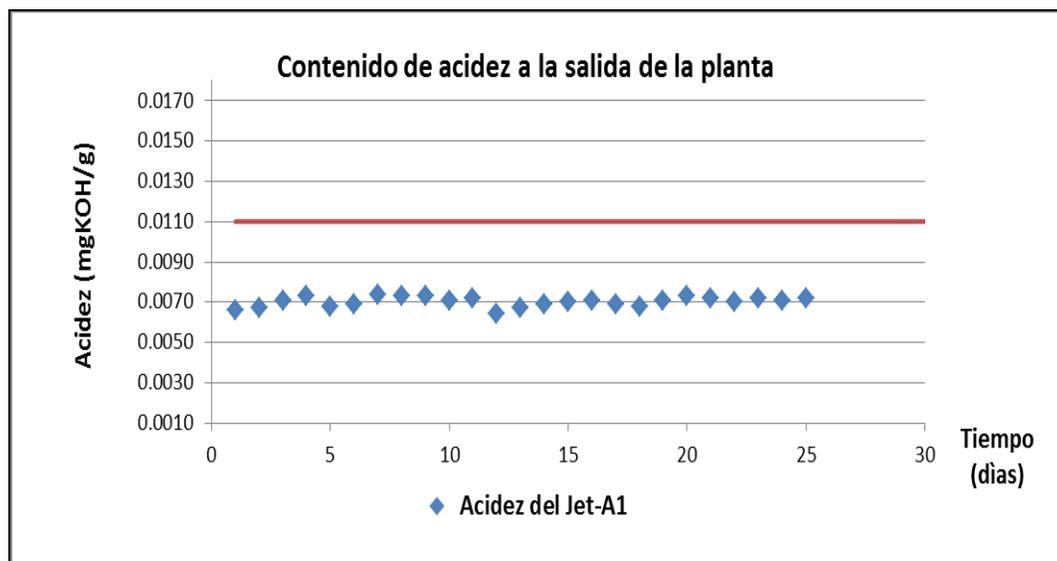


Figura 3.6 Contenido de acidez del Jet-A1a la salida de la planta.

#### 3.4.2. Contenido de acidez Vs flujo de sosa (30 %)

En la Figura 3.7 se muestra la tendencia del contenido de acidez en el Jet-A1 a la salida de la planta de tratamiento cáustico con un ajuste del flujo de sosa del 30 %, se puede observar que trabajando la bomba con este ajuste existieron valores de acidez que comparando con el máximo permisible reflejaban una disminución de la reserva de calidad pero el promedio obtenido durante este periodo aún permitía seguir disminuyendo el flujo de sosa, los resultados obtenidos oscilaron entre 0.0064 y 0.0074 con un promedio de 0.0070 mgKOH/g de producto

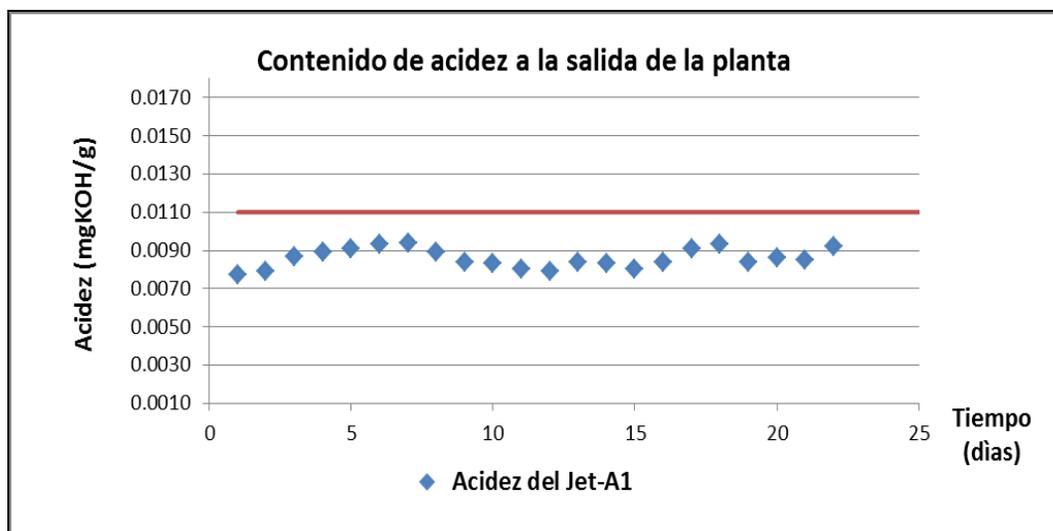
indicando esto la posibilidad de continuar disminuyendo la reserva de calidad existente en este parámetro. El flujo de la bomba de solución de sosa para un 30 % de ajuste de la embolada corresponde aproximadamente a 191 l/h. (Ver Anexo 3)



**Figura 3.7 Contenido de acidez del Jet-A1a la salida de la planta.**

### 3.4.3. Contenido de acidez Vs flujo de sosa (20 %)

En la Figura 3.8 se muestra la tendencia del contenido de acidez en el Jet-A1 a la salida de la planta de tratamiento cáustico con un ajuste del flujo de recirculación de sosa del 20 % del flujo máximo (637 l/h) de la bomba (P-05) lo que corresponde a 127.4 l/h, se puede apreciar que con la bomba trabajando al 20 % disminuyó apreciablemente la reserva de calidad que existía en este parámetro, para este caso los valores de acidez estuvieron entre 0.0077 y 0.0094 con un promedio de 0.0086 mg KOH/g de producto indicando esto que no es recomendable seguir disminuyendo el flujo de sosa debido a que pudiera incumplirse puntualmente con la especificación establecida. (Ver Anexo 4)



**Figura 3.8 Contenido de acidez del Jet-A1a la salida de la planta.**

### **3.5. Comparación de la producción de sulfurosos alcalinos sin y con las variantes de operación propuestas.**

#### **3.5.1. Producción de sulfurosos alcalinos sin las variantes propuestas.**

Teniendo en cuenta los índices de consumos reales de la planta de fraccionamiento de gases durante un período de seis meses trabajando estable la planta todos los días el consumo de sosa promedio fue de 160 m<sup>3</sup> lo que es equivalente a 222 l/h aproximadamente, para el caso de la planta de tratamiento cáustico trabajando la bomba al 50 % de la embolada la producción de sulfurosos alcalinos corresponde aproximadamente a 318 l/h, para un total entre las dos plantas de 540 l/h.

#### **3.5.2. Estimación de la producción de sulfurosos alcalinos trabajando con las variantes propuestas.**

Para la estimación de la producción de sulfurosos alcalinos tratando solo con sosa el GLP en la planta de fraccionamiento de gases se tuvo en cuenta como base de cálculo solo el flujo a procesar, debido a que no se cuenta con resultados de composición de azufre en el GLP después del fraccionamiento que permita calcular estequiometricamente el consumo de sosa. Como el rendimiento del GLP es aproximadamente el 30 % del inyector de la planta, valorando este con una composición y contenido de azufre similar a la materia prima (fracción HK-70

inestable) aunque en la práctica se conoce que es menor, el consumo de sosa sería máximo el 30 % del real al que se consume en la planta, lo que en este caso sería 48 m<sup>3</sup>/mes, lo que representa 66 l/h y la producción de sulfurosos alcalinos en la planta de tratamiento cáustico trabajando la bomba a un 20 % de la embolada es de 124 l/h lo que en total serían 190 l/h, lo que representa un 35.19 % de la producción de sulfurosos alcalinos sin aplicar estas variantes.

### 3.6. Cálculo de los costos asociados para solo tratar el GLP con sosa.

#### 3.6.1. Cálculo de los costos. (Peters and Timmerhaus, 2003)

**Tabla 3.1 Costos de materiales.**

Material	Cantidad	Precio Unitario CUC	Gastos en materiales CUC
Válvula A216 Gr WCB Clase 150 Ø 6"	5u	388,66	1 943,30
Válvula A216 Gr WCB Clase 150 Ø 4"	4u	224,50	898,00
Válvula A216 Gr WCB Clase 150 Ø 2"	5u	109,52	547,60
Codos A 234 90; Ø 6"	8u	23,47	187,76
Codos A 234 90; Ø 4"	5u	12,58	62,90
Codos A 234 90; Ø 2"	6u	3,63	21,78
Tubería A 106 Ø 6"	50m	97,34	4 867,00
Tubería A 106 Ø 4"	55m	28,00	1 540,00
Tubería A 106 Ø 2"	85m	10,86	923,10
Brida A105 Clase 150 Ø 6"	10u	19,45	194,50
Brida A105 Clase 150 Ø 4"	8u	16,55	132,40
Brida A105 Clase 150 Ø 2"	10u	13,89	138,90
<b>Gastos totales en materiales</b>			<b>11 457,24</b>

**Tabla 3.2 Costo de amortización**

<b>Máquina de Herramienta</b>	<b>Precio (CUC)</b>	<b>Vida útil (horas)</b>	<b>Tiempo Estimado (horas)</b>	<b>Costos de Amortización (CUC)</b>
Máquina de Soldar	10 623,98	20,000	105	55,77
<b>Gasto total de amortización</b>				<b>55,77</b>

**Tabla 3.3 Salarios**

<b>Cargo</b>	<b>Tarifa Horaria</b>	<b>Tiempo (horas)</b>	<b>Otros</b>	<b>Importe CUC</b>
Soldador A	10,49	105	1,4	1 542,03
Ayudante	8,79	105	1,4	1 292,13
Pailero A	9,58	105	1,4	1 408,26
<b>Costo total de salarios</b>				<b>4 242,42</b>

**Tabla 3.4 Costo de energía eléctrica**

<b>Máquina de Herramienta</b>	<b>Potencia (Nm)(kW)</b>	<b>Tiempo utilizado (horas)</b>	<b>Energía (CUC)(kWh)</b>	<b>Costos de energía (CUC)</b>
Máquina de Soldar	6,25	105	0,21	
<b>Gasto total en energía eléctrica</b>				<b>137,81</b>

Costos Directos = Materiales + Salario + Energía + Amortización

Costos Directos= 11 457,24 + 4 242,42 + 137,81 +55,77

Costos Directos= 15 893,24 CUC

**Costos Indirectos= 5% de los Costos Directos**

Costos Indirectos = 0,05 x Costos Directos.

Costos Indirectos= 794,66 CUC

Costo total= Costos directos + Costos indirectos

**Costo total= 16 687,90 CUC**

### 3.6.2. Efecto económico obtenido de trabajar con las variantes propuestas.

Como podemos ver en la Tabla 3.5 al implementar las variantes propuestas se obtiene un ahorro de \$ 26 116,47 en un mes de operación, si se tiene en cuenta el costo total para realizar las modificaciones a la planta de fraccionamiento de gases la inversión se recupera en menos de un mes.

**Tabla 3.5 Efecto económico.**

Consumo de sosa	Actual (m <sup>3</sup> /mes)	Precio (\$/m <sup>3</sup> )	Importe (\$)	Variantes Propuestas (m <sup>3</sup> /mes)	Precio (\$/m <sup>3</sup> )	Importe (\$)	Ahorro (\$/mes)
S-400 (15 %)	160,00	222,11	35 537,60	48,00	222,11	10 661,28	24 876,32
Merox (0.5 %)	228,96	8,90	2 037,74	89,28	8,90	794,59	1 243,15
<b>Total</b>	<b>388,96</b>	<b>----</b>	<b>37 575,34</b>	<b>137,28</b>	<b>----</b>	<b>11 455,87</b>	<b>26 119,47</b>

## CONCLUSIONES PARCIALES.

1. En la planta de fraccionamiento de gases es posible implementar una variante de operación para solo tratar el GLP con sosa cáustica.
2. La temperatura de operación en el D-01 y la caída de presión en la válvula mezcladora queroseno – sosa se encuentran dentro lo establecido.
3. La reserva de calidad que existía en el contenido de acidez en el Jet-A1 obtenido en la planta de tratamiento cáustico permitió realizar ajustes de la sosa hasta un 20 % del flujo de la bomba manteniendo el parámetro dentro de las especificaciones establecidas.
4. La producción de sulfurosos alcalinos se disminuye desde 540 l/h hasta 190 l/h con las variantes propuestas.
5. Los costos operacionales con las variantes propuestas disminuyen en \$ 26 116,47 mensualmente.

## **CONCLUSIONES GENERALES.**

1. El tratamiento individual del GLP con sosa en la planta de fraccionamiento de gases se logra principalmente modificando la filosofía de operación de los tambores D-402 e incluyendo otro tambor en la operación.
2. Con un ajuste de un 20 % de la embolada de la bomba de sosa se logró garantizar el contenido de acidez inferior a 0,011 mgKOH/g de producto.
3. La producción de sulfurosos alcalinos se disminuye en un 64,81 % aplicando las variantes de operación propuestas.
4. Para tratar con sosa solo el gas licuado en la planta de fraccionamiento de gases se necesita aproximadamente un costo total de 16 687,9 CUC.

## **RECOMENDACIONES.**

1. Sustituir los eyectores para mezclar la sosa de la materia prima en la planta de fraccionamiento de gases por válvulas mezcladoras que son más efectivas.
2. Planificar para el año 2019 en el plan de inversiones el presupuesto que se requiere para implementar la propuesta de tratar con sosa solo el gas licuado en la planta de fraccionamiento de gases.

## BIBLIOGRAFÍA.

1. **ALVARADO, J. G., DELGADO LINARES, J. G., & MEDINA, H. R. 2015.** Rol de la Química Orgánica en los procesos de conversión de hidrocarburos. *Educación Química*, 26(4), 288-298. Retrieved from.  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0187893X15000610>.
2. **ALVARADO, J. G. 2013.** Procesos de desulfurización, mercox y reformación catalítica. Disponible en: <https://www.ingenieriadepetroleo.com/procesos-desulfurizacion-merox-reformacion-catalitica/>
3. **GARCÍA, F., & GARCÉS, P. 2013.** La Industrialización del Petróleo en América Latina y el Caribe. Recuperado de: <http://biblioteca.olade.org/opac-tmpl/Documentos/old0312.pdf>
4. **ARELLANO, C. 2012.** Tecnología de la refinación de petróleo. Tecnología y Ed.(IMIQ), 68 p.
5. **BERNÉ, F and CORDONNIER, J. 2002.** *Industrial Water Treatment. Petroleum Refining. Institut Francais du Pétrole Publications. Paris. France. : Edited by Ciencia Pierre Leprince. Editions TECHNIP. 2002. ISBN 2-7108-0779-4. Series ISBN 2-7108-0686-X. Chapter 8, pp. 422-436.*
6. **CAMPBELL, J. 2001.** *Gas Conditioning and Processing. Vol. 1: The Basic Principles. USA : Ed. Campbell Petroleum. Series. USA, pp. 1-43., 2001. Vol. 1: The Basic Principles. Series. USA, pp. 1-43.*
7. **CASAN, J. 2004.** Petróleo en el mundo.  
<https://www.google.com.cu/search?q=productores+de+petroleo+en+el+mundo>.
8. **CASTRO, G. 2002.** Eliminación de óxidos de azufre de corrientes gaseosas: Estado del arte. *Tecnol. Ciencia Ed. (IMIQ)* ,16(2): 89-100.
9. **CEDEÑO-CAERO, L. 2005.** Desulfuración de organoazufrados presentes en diesel por oxidación y extracción. Parte.I. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, vol. 4, núm. 3, 2005, pp. 241-252. Universidad Autónoma Metropolitana Unidad Iztapalapa. Distrito Federal, México. Disponible en: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id>

10. **DECOOPMAN, F. 2002.** *Petroleum Conversion Processes. Institut Francais du Pétrole Publications.* Paris. France. : Edited by Pierre Leprince. Editions TECHNIP. ISBN 2-7108-0779-03 Series ISBN 2-7108-0686-X. Chapter 19, pag.639-643.
11. **FORERO, G.J. 2006.** Aplicación de procesos de oxidación avanzada como tratamiento de fenol en aguas residuales industriales de refinería, 3. 2006.
12. **GARY, H.J and HANDWERK, G.H. 2006.** *Petroleum Refining. Technology and Economics.* New York • Basel : Marcel Dekker, Inc., 2006. Fourth Edition. ISBN: 0-8247-0482-7. pp. 49.
13. **GPSA. 2004.** Gas Processors Suppliers Association (GPSA). *Engineering Data Book.* Tulsa, Oklahoma 74145. USA. Twelfth Edition- FPS. Volumes I & II.
14. **GRANADOS, H. E., LÓPEZ, A. X., BRAVO, A. H., & SOSA, E. R. 2013.** Refinación de petróleo y su impacto económico-tecnológico para la producción de gasolinas en México al 2030. *Ingeniería Investigación y Tecnología*, 15 (4), 475-487.
15. **HUITIRON, Q. B. 2013.** Evolución del proceso de hidrodesulfuración por el manejo de tipo de crudo. Universidad Nacional Autónoma de México. México D.F. Retrieved from [https://www.zaragoza.unam.mx/portal/wp\\_content/Portal2015/Licenciaturas/iq/tesis/tesis\\_huitron\\_quintero.pdf](https://www.zaragoza.unam.mx/portal/wp_content/Portal2015/Licenciaturas/iq/tesis/tesis_huitron_quintero.pdf)
16. **LE PRINCE, P. 1998.** La refinación del petróleo. Procesos de transformaciones (Vol. 2 Tomo I). Paris, Francia: Technip. 200 p.
17. **LLUCH-URPÍ, J. 2008.** Tecnología y margen de refino de petroléo. s.l. : ediciones@diazdesantos.es. Internet: <http://www.diazdesantos.es/ediciones>, 2008. ISBN: 978-84-7978-875-9.
18. **LOBELLES, G. O. 2016.** Metodología para la gestión tecnológica integral de aguas sulfurosas en la refinería de cienfuegos con enfoque de economía ecológica. (Tesis presentada en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas), Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas, Cuba.
19. **LÓPEZ VEGA. C. 2015.** Análisis de la variación del color Saybolt del combustible de aviación producido en la refinería “Camilo Cienfuegos”. (Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Cienfuegos.
20. **MARTÍNEZ, E. 2013.** Proceso Fenton intensificado para la destrucción de contaminantes orgánicos. Argentina : 0342 4553439, (SciELO), 2013.

21. **Meyers, R. A. 2003.** *Handbook of Petroleum Refining Processes* (Third.). New York: McGraw-Hill. 310 p.
22. **NC-521, NORMA CUBANA. 2007.** Vertimiento de aguas residuales a la zona costera y aguas marinas. Ciudad Habana. Cuba : ONN. Oficina Nacional de Normalización. Web:www.nc.cubaindustria.cu, 2007. ICS 13.060.30 Segunda Edición.
23. **PERRY, R. 1989.** *Chemical Engineers Handbook*. New York: McGraw Hill. 742 p.
24. **PETERS, M. and TIMMERHAUS, K. 2003.** *Plant Desing and Economics for Chemical Engineers. McGraw-Hill International Editions. Fourth Edition. Chemical and Petroleum Engineering Series.pp:183 Table 17 and pp:210 - 211 Table 27.*
25. **QUINLAN M. 2004.** KBR refinery sulfur management. En: Robert A. Meyers. *Handbook of Petroleum Refining Processes*. USA. Available online at: <http://www.ebooksbucket.com/b25p545>. [Consultado 8/05/2015]. : Mc. Graw Hill, 2004. Part 11. Chapter 11.1. pp.545-556., 2004.
26. **ROMO, D. 2016.** Refinación de petróleo en México y perspectiva de la Reforma Energética. *Revista Problemas del Desarrollo*, 187 (47), 139-164.
27. **RONALDO, C.M. 2014.** Proceso Merox para naftas y kerosenes. PROCESO MEROX PI-426-A. Recuperado de: <https://es.scribd.com/document/323574746/>
28. **SIBELLO-HERNANDEZ, R. et al. 2016.** Caracterización y evaluación de los residuales líquidos de la Refinería "Camilo Cienfuegos", Cuba. *Revista Cubana de Química* [online]. 2016, vol.28, n.2, pp. 561-571. ISSN 2224-5421.
29. **SPEIGHT, G. 2006.** *The Chemistry and technology of petroleum*. Washington: McGraw Hill. 542 p.
30. **TERÁN-SOLÍS M. 2016.** Estudio de la aplicación de procesos de oxidación avanzada a aguas contaminadas. Departamento de Ingeniería Química.) Universitat Politècnica de Catalunya (UPC). Recuperado de: [https://upcommons.upc.edu/bitstream/handle/2117/88273/01\\_TFG.pdf](https://upcommons.upc.edu/bitstream/handle/2117/88273/01_TFG.pdf)
31. **US-EPA, ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. 2010.** 40 CFR Part 60 *Standard of Performance for New Stationary Sources. Federal Regulations. Rule 62-204.800, 2010. F.A.C. Subpart Ja-Standards of Performance for Petroleum Refineries for Which Construction, Reconstruction, or Modification Commenced After 2007.*

Washington, DC. USA : US EPA. Emissions limitations. Paragraphs (f) (1) or (2)- pag 4-6.

32. **VELÁSQUEZ, O. 2008.** Endulzamiento de Gas Natural, Eliminación de Contaminantes o Proceso de Endulzado. Tesis Facultad de Ciencias Naturales. Ing. En Perforaciones. Universidad Nacional de Salta. Salta,. Argentina. Biblioteca de la Universidad Nacional de Salta – Sede Tartagal. : Universidad Nacional de Salta. Facultad de Ciencias Naturales, 2008.
33. **WAUQUIER J.P. 2001.** *Petroleum Refining. Separation Processes.* Institut Francais du Pétrole Publications. Paris. France. : Edited by Pierre Leprince. Editions TECHNIP., 2001. ISBN 2-7108-0779-0 Series ISBN 2-7108-0686-X. Chapter 2, pag, 20-26.

## ANEXOS.

**Anexo 1: Valores del contenido de acidez en un periodo de 30 días operando normalmente con el ajuste de recirculación de sosa en 50 % del flujo máximo (637l/h) de la bomba (P-05).**

Tiempo (días)	Contenido de Acidez (mgKOH/g.)
1	0,0032
2	0,0037
3	0,0029
4	0,0025
5	0,0030
6	0,0032
7	0,0039
8	0,0025
9	0,0027
10	0,0041
11	0,0037
12	0,0027
13	0,0033
14	0,0037
15	0,0029
16	0,0024
17	0,0028
18	0,0042
19	0,0039
20	0,0038
21	0,0037
22	0,0033
23	0,0040
24	0,0036
25	0,0043
26	0,0042
27	0,0038
28	0,0029
29	0,0031
30	0,0034

**Anexo 2: Valores del contenido de acidez en un periodo de 30 días operando normalmente con el ajuste de recirculación de sosa en 40 % del flujo máximo.**

Tiempo (días)	Contenido de Acidez (mgKOH/g.)
1	0,0039
2	0,0049
3	0,0048
4	0,0049
5	0,0052
6	0,0047
7	0,0048
8	0,0045
9	0,0043
10	0,0058
11	0,0053
12	0,0055
13	0,0059
14	0,0051
15	0,0053
16	0,0054
17	0,0057
18	0,0049
19	0,0045
20	0,0054
21	0,0056
22	0,0052
23	0,0051
24	0,0058
25	0,0051
26	0,0054
27	0,0057
28	0,0055
29	0,0051
30	0,0058

**Anexo 3: Valores del contenido de acidez en un periodo de 30 días operando normalmente con el ajuste de recirculación de sosa en 30 % del flujo máximo.**

Tiempo (días)	Contenido de Acidez (mgKOH/g.)
1	0,0066
2	0,0067
3	0,0071
4	0,0073
5	0,0068
6	0,0069
7	0,0074
8	0,0073
9	0,0073
10	0,0071
11	0,0072
12	0,0064
13	0,0067
14	0,0069
15	0,0070
16	0,0071
17	0,0069
18	0,0068
19	0,0071
20	0,0073
21	0,0072
22	0,0070
23	0,0072
24	0,0071
25	0,0072

**Anexo 4: Valores del contenido de acidez en un periodo de 30 días operando normalmente con el ajuste de recirculación de sosa en 20 % del flujo máximo.**

Tiempo (días)	Contenido de Acidez (mgKOH/g.)
1	0,0077
2	0,0079
3	0,0087
4	0,0089
5	0,0091
6	0,0093
7	0,0094
8	0,0089
9	0,0084
10	0,0083
11	0,0080
12	0,0079
13	0,0084
14	0,0083
15	0,0080
16	0,0084
17	0,0091
18	0,0093
19	0,0084
20	0,0086
21	0,0085
22	0,0092

## Anexos 5. Especificaciones de calidad del turbocombustible.

UNIÓN  
**CubaPetróleo**  
Gestión de la Calidad

Código	Versión	Páginas	
<b>OC-GC/C 0614</b>	<b>02</b>	<b>40 de 81</b>	
<b>PRODUCTO:</b> <b>TURBO COMBUSTIBLE JET A-1</b>		<b>CÓDIGO:</b> <b>2256010018</b>	
EMPRESAS PRODUCTORAS: PRODUCTO IMPORTADO "REFINERÍA "NICO LOPEZ" "REFINERÍA "HERMANOS DÍAZ" "REFINERÍA "CAMILO CIENFUEGOS"		PRINCIPALES CONSUMIDORES: IACC, MINFAR	
DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO:	LIQUIDO CLARO Y TRANSPARENTE, OBTENIDO DE LA DESTILACION ATMOSFERICA DEL PETROLEO CRUDO, REFINADO CON HIDRÓXIDO DE SODIO O MEDIANTE HIDROFINACIÓN Y FILTRADO POR ARCILLAS.		
ESPECIFICACIONES DE PRODUCCIÓN (VER NOTAS 22, 23, 24 ) (SEGÚN DEFSTAN91-91 ISSUE7,ENMIENDA2-DIC2012 Y JOINT FUELLING SYSTEM CHECK LIST FOR JET A-1 ISSUE27-FEB2013)			
INDICES DE CALIDAD	U/M	METODO DE ENSAYO (24)	VALOR ESPECIFICADO
<b>APARIENCIA</b>			
1- APARIENCIA VISUAL	-	VISUAL	Claro y Brillante (1)
2- COLOR	-	NC ASTM D156, D6045	Reportar (2)
3- CONTAMINACIÓN POR PARTÍCULAS	mg/L	ASTM D 5452	1.0 máx. (3)
4- CONTEO ACUMULATIVO DE PARTICULAS	Conteo por canales individuales y Código ISO	IP 564, IP 565 ó IP577	Conteo x   Código x Canales   ISO (4)
≥ 4 µm(c)			Reportar   Reportar
≥ 6 µm(c)			Reportar   Reportar
≥14 µm(c)			Reportar   Reportar
≥21 µm(c)			Reportar   Reportar
≥25 µm(c)			Reportar   Reportar
≥30 µm(c)			Reportar   Reportar
<b>COMPOSICIÓN (5)</b>			
5- ACIDEZ TOTAL	mgKOH/g	NC ASTM D 3242	0.011 máx
6- AROMATICOS O AROMÁTICOS TOTALES	% v/v	NC ASTM D 1319	22.5 máx
7- AZUFRE MERCAPTANO O PRUEBA DOCTOR	% m/m	ASTM D 6379(6)	24.0 máx.
8- AZUFRE TOTAL	%	NC ASTM-D 3227 (7)	0.0026 máx
	% m/m	NC ASTM D 4952	Negativa
	%	NC ASTM D1266, 4294, D2622, D5453.	0.30 máx
9- COMPONENTES NO HIDROPROCESADOS	% v/v		Reportar (8)
10-COMPONENTES LIGERAMENTE HIDROPROCESADOS	% v/v		Reportar (8)
11-COMPONENTES SEVERAMENTE HIDROPROCESADOS	% v/v		Reportar (8)
12-COMPONENTES SINTÉTICOS	% v/v		Reportar (9)
<b>VOLATILIDAD</b>			
13-DESTILACION: INICIAL	°C	NC ASTM D 86 (10)	Reportar
10 % RECUP. A	°C		205.0 máx
50 % RECUP. A	°C		Reportar
90 % RECUP. A	°C		Reportar
FINAL	°C		245.0 máx
RESIDUO	% v/v		1.5 máx
PERDIDA	% v/v		1.5 máx
14-TEMPERATURA DE INFLAMACION	°C	NC ASTM D56, IP 170	43.5 mín (11)
15-DENSIDAD A 15 °C	kg/m <sup>3</sup>	NC ASTM D D4052, 1298	775.4 – 839.6