



UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS “CARLOS RAFAEL RODRIGUEZ”

FACULTAD DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

Trabajo de Diploma en opción al título de Ingeniero Químico

TÍTULO:

***EVALUACIÓN DE LA OXIDACIÓN CON AIRE HÚMEDO PARA EL
TRATAMIENTO DE LA SOSA GASTADA EN LA REFINERÍA
CIENFUEGOS S.A.***

AUTORA:

Melissa Laura Medina Naranjo

TUTORA:

MSc. Roxana Cortés Martínez

Cienfuegos, 2021



Pensamiento

"No dejes que termine el día sin haber crecido un poco, sin haber sido feliz, sin haber aumentado tus sueños, no te dejes vencer por el desaliento"

-Walt Whitman-



Agradecimientos

Agradezco especialmente a mi tutora, Roxana Portés Martínez, por dedicarme cada minuto de su tiempo para la realización de este trabajo, por brindarme tantos conocimientos y ser un ejemplo a seguir para mí.

A Gabriel Orlando Lobelles Sardiñas, por haberme brindado la oportunidad de recurrir a su capacidad y conocimiento científico.

Agradezco a mamá Hermenia Naranjo, por inculcar en mí los mejores principios y por apoyarme en cada etapa de mi vida.

A mi abuelo Rafael y mi tío Orestes, por ayudarme y apoyarme cuando más lo necesité, y no dejarme sola en las peores etapas de mi vida.

A mi novio Reynol López, por tenderme su mano cuando más lo necesité, por su paciencia, amor y por siempre creer en mí.

A mis hermanos y familia, por su amor y apoyo incondicional

Agradezco a la etapa universitaria, por regalarme dos grandes amigas, Roxana Melissa y María del Pilar, que en todo este tiempo han sido un apoyo y una alegría haberlas conocido.

Agradezco a Mayelin y Jorge quienes formaron parte de mi vida, pero en el poco tiempo que estuve a su lado fueron un gran apoyo y referencia para mí

Agradezco a todos mis amigos de aula y en especial a las niñas del cuarto de beca que compartieron junto a mí cada momento de estudio, sacrificio, alegría y tristeza durante estos inolvidable cinco años de la carrera.

¡A todos, Muchas Gracias!!!



Dedicatória

Dedico esta tesis a tres personas muy importantes para mí, a mi abuela Raquel Peña, a mi papá Francisco Medina y a mi mamá Cirmania Naranjo. A mi abuela, a esa admirable e incansable mujer que siempre estuvo pendiente de mí y de mis inquietudes, mi apoyo emocional que solo vivía porque estuviera feliz y tranquila. A mi padre, ese ejemplo de luchador y trabajador, siempre orgullosos de que su niña estudiara y llegara a ser una profesional. A ellos que no están en este mundo, pero siempre a mi lado protegiéndome y admirando cada paso que doy para superarme. A mi mamá, quien no me ha dejado sola y siempre me ha apoyado, quien se llena de alegría solo por verme cumplir mis sueños, ese ejemplo de guerrera paciente y comprensiva, a ella por siempre estar a mi lado y llenarme con su luz mi vida de alegría.



Resumen

Resumen

La Refinería Cienfuegos S.A presenta elevados niveles de residuales líquidos que se vierten al medio ambiente. Uno de estos es el efluente cáustico, el cual se derrama a la bahía de Cienfuegos, dosificándolo en pequeñas cantidades, pero a largo plazo contaminan tanto a la flora como a la fauna del lugar y sus alrededores. Lo anterior expuesto lleva al incumplimiento de la norma de “Límites máximos permisibles de residuales líquidos que se vierten a la zona costera y los cuerpos receptores marinos” (NC-521, 2007). El presente trabajo tiene como objetivo evaluar la oxidación con aire húmedo para el tratamiento de la sosa gastada en la Refinería Cienfuegos S.A. En primer lugar, se realizó una revisión bibliográfica para calificar el efluente cáustico y conocer las principales características de la tecnología propuesta. Luego, mediante los balances de masas y el dimensionamiento de los principales equipos se realizó una evaluación técnica de dicha tecnología, además se desarrolló un análisis económico para determinar la factibilidad de la propuesta. Finalmente se obtuvo que el residual se puede tratar, obteniéndose 0,13 m³/h de sulfato de sodio, lo que reporta un VAN de 248 062 175,84 euros y un PRI de 1,5 años, por lo que la tecnología propuesta es factible económicamente.

Palabras Claves: efluente cáustico, oxidación con aire húmedo, tratamiento de efluentes, análisis económico, factible económicamente.



Abstract

Abstract

The Cienfuegos S.A Refinery presents high levels of liquid waste that are discharged into the environment. One of these is the caustic effluent, which spills into the bay of Cienfuegos, dosing it in small quantities, but in the long term it contaminates both the flora and fauna of the place and its surroundings. The foregoing leads to non-compliance with the rule of "Maximum permissible limits of liquid residuals that are discharged to the coastal zone and marine receiving bodies" (NC-521, 2007). The present work aims to evaluate the oxidation with humid air for the treatment of spent soda at the Cienfuegos S.A. Refinery. First, a bibliographic review was carried out to qualify the caustic effluent and find out the main characteristics of the proposed technology. Then, by means of the mass balances and the dimensioning of the main equipment, a technical evaluation of said technology was carried out, in addition an economic analysis was developed to determine the feasibility of the proposal. Finally, it was obtained that the residual can be treated, obtaining 0.13 m³ / h of sodium sulfate, which reports a NPV of 248 062 175.84 euros and a PRI of 1.5 years, so the proposed technology is economically feasible.

Keywords: caustic effluent, oxidation with humid air, effluent treatment, economic analysis, economically feasible.



Índice

Índice

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. GENERALIDADES DE LA SOSA GASTADA Y LAS TECNOLOGÍAS PARA SU TRATAMIENTO	5
1.1. Panorama general de la refinación del Petróleo	5
1.2. Los combustibles y sus constituyentes sulfurados.....	6
1.3. Desulfuración	6
1.3.1. Oxidación.....	7
1.3.2. Adsorción Reactiva	7
1.3.3. Extracción con Solventes	7
1.3.4. Destilación Reactiva	7
1.3.5. Hidrodesulfuración convencional (HDS)	7
1.3.6. Depuración por ácido sulfúrico.....	8
1.3.7. Depuración por álcali.....	8
1.3.8. Importancia de la desulfuración de los combustibles	9
1.4. Hidróxido de sodio.....	9
1.4.1. Propiedades químicas	10
1.4.2. Aplicaciones y usos	10
1.5. Costos y beneficios de la reducción de azufre en los combustibles	11
1.6. Sosa Gastada	11
1.6.1. Composición típica de la sosa gastada	13
1.6.2. Utilización de la sosa gastada en la industria petroquímica	13
1.7. Procesos de tratamientos de la sosa gastada	14
1.7.1. Tecnologías no destructivas	15
1.7.2. Tecnologías destructivas	18

1.8. Sulfato de Sodio	21
1.8.1. Datos fisicoquímicos	22
1.8.2. Aplicación del sulfuro de sodio	22
1.9. Estimación de costos de inversión	24
1.9.1. Tipos de estimación de costos	25
1.10. Evaluación de la factibilidad	25
1.10.1- Análisis de mercado	26
1.10.2. Análisis Técnico	26
1.10.3. Análisis económico –financiero	26
Conclusiones parciales del Capítulo 1	27
CAPÍTULO II. METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN DE LA TECNOLOGÍA PROPUESTA	28
2.1. Metodología utilizada en la investigación:	28
2.2. Proceso de la oxidación húmeda (WAO)	28
2.3. Situación actual de los residuales cáusticos en la Refinería Cienfuegos S.A	30
2.4. Remoción de grasas antes del tratamiento	31
2.5. Descripción del proceso	31
2.5.1. Alimentación al proceso	31
2.5.2. Tratamiento de oxidación	31
2.5.3. Tratamiento de separación de gases y absorción de disulfuros	33
2.5.4. Tratamiento de separación de fenoles	34
2.5.5. Tratamiento de las corrientes finales y obtención del sulfato de sodio	35
2.6.1. Balance en los reactores	38
2.6.1.1. Torre de oxidación	41
2.6.1.2. Reactor de neutralización	41

2.6.2. Balance en los separadores.....	42
2.6.2.1. Separador de gases	43
2.6.2.2. Separador de fase orgánica	44
2.6.3. Balance en los eyectores.....	44
2.6.3.1. Eyector 1 (sosa gastada/aire).....	44
2.6.3.3. Eyector 2 (Turbosina/Flujo neutralizado)	44
2.7. Dimensionamiento de los principales equipos	45
2.7.1. Dimensionamiento de los equipos semejantes	46
2.7.5. Tanque separador de la fase orgánica	49
2.8. Metodología para la estimación de costo.....	50
2.8.1. Costo del equipamiento	50
2.8.2. Costo total de inversión	51
2.9. Análisis económico de la propuesta	51
2.9.1. Costo total de producción.....	51
2.9.2. Cálculo de la ganancia	52
2.9.3. Valor actual neto	52
2.9.4. Tasa interna de retorno	53
2.9.5. Período de recuperación de la inversión.....	54
CAPÍTULO III. RESOLUCIÓN DE LA METODOLOGÍA DESCRITA PARA LA EVALUCIÓN DEL OBJETO DE ESTUDIO.....	56
3.1. Balance de materiales para la tecnología propuesta	56
3.1.1. Balance de materiales en el eyector 1	56
3.1.2. Balance de materiales en la torre de oxidación	56
3.1.3. Balance de materiales en el tanque separador de gases	57
3.1.4. Balance de materiales en el neutralizador	58

3.1.5. Balance de materiales en el eyector 2	59
3.1.6. Balance de materiales en el separador de la fase orgánica	59
3.1.7. Balance de materiales en el evaporador	60
3.2. Dimensionamiento de los principales equipos	61
3.2.1. Dimensionamiento en los equipos semejantes	61
3.2.2. Dimensionamiento del separador de gases	62
3.2.3. Dimensionamiento del separador de fase orgánica	65
3.3. Resultados de la estimación de costos	66
3.3.1. Costo total del equipamiento	66
3.3.2. Costo total de la inversión	67
3.4. Resultados de la evaluación económica	67
3.4.1. Costo total de producción (CTP)	67
3.4.2. Cálculo de la ganancia	69
3.4.3 Cálculo del VAN, TIR y PRI.....	69
Conclusiones parciales del Capítulo 3	71
CONCLUSIONES	73
RECOMENDACIONES	74
BIBLIOGRAFÍA	76
ANEXOS	79



Introducción

INTRODUCCIÓN

En la actualidad, el petróleo es la principal fuente de energía empleada; los combustibles obtenidos del mismo se utilizan en los más diversos medios de transporte, en la generación de electricidad, en centrales termoeléctricas, entre otros. Sus derivados también son esenciales en la industria petroquímica para la fabricación de una amplia gama de productos. La actividad petrolífera impacta directamente sobre el medio ambiente, teniendo significación especial las emisiones atmosféricas y los efluentes líquidos, los cuales arrastran cantidades apreciables de hidrocarburos y materia orgánica. Los efluentes líquidos inciden fuertemente sobre los ecosistemas acuáticos y terrestres, provocando en muchos casos la ruptura del equilibrio natural del ecosistema afectado. Por tal razón, en los últimos años las empresas petroleras han comenzado a ocuparse y preocuparse de los problemas ambientales, a partir del diseño de una correcta política ambiental y la búsqueda de soluciones que minimicen la contaminación ambiental. (Nápoles Álvarez, Ábalos Rodríguez, Pérez Pompa, Marañón Reyes, & Díaz Franco, 2007)

La Refinería Cienfuegos diseñada para procesar 65 000 bbl/d de crudo “*Soviet Export Blend*”, bajo un esquema de producción tipo *Hydroskimming*, constituyó una de las más grandes inversiones iniciadas en Cuba a principios de la década de los 80 con la colaboración de la desaparecida Unión Soviética. Su arrancada se produjo en marzo de 1991 y su posterior paralización, en enero de 1995 debido a la caída del Campo Socialista en Europa y la URSS. Se trazó, entonces, la estrategia de preservar las instalaciones y el personal calificado y se convirtió la refinería en una Comercializadora de Combustible. (Suárez Delfino, 2016)

A pesar de las estrictas normas internacionales, aún la refinería de petróleo de Cienfuegos emite efluentes contaminantes, que se incrementarán con la construcción de nuevas unidades en esta industria, además que se explota crudo de aproximadamente una densidad (de 28 °API por ello contiene mayor cantidad de compuestos sulfurosos principalmente mercaptanos los cuales son los mayores contaminantes. (Lobelles Sardiñas, LópezBastida, Cortés Martínez, & Pedraza-Garciga, 2019)

La sosa cáustica es empleada profusamente en las refinerías de petróleo, ya que es un agente despojador de impurezas como el ácido sulfhídrico, mercaptanos, ácidos nafténicos, tiofenoles, tiocrisoles, tioxilenoles y algunas otras en menor proporción como carbonatos, amoníaco, fenoles y cianuros, que pueden causar problemas graves de corrosión en los

equipos o en la desactivación de los catalizadores; además de dañar la calidad del producto final en aspectos tan variados como olor, color, consistencia, acidez, corrosividad, viscosidad, etc. (Fierro Franco, León Florez, Rodríguez González, & Conde Cotes, 2007).

Debido a la naturaleza de las sosas gastadas, se clasifican como residuos peligrosos, por ser un efluente con naturaleza tóxica, reactiva, en algunos casos explosivos y de difícil destrucción. Además, por sus características corrosivas, venenosas, inflamables, biológicamente infecciosas o irritantes representen un peligro ecológico (Bermúdez, M., 1998).

En la refinería de Cienfuegos las corrientes actuales de sosa gastada provienen de la unidad de fraccionamiento de gases (finales ligeros) y de la unidad de endulzamiento de queroseno (Merox). En estas plantas se genera un efluente sulfuroso alcalino que posee elevada concentración de contaminantes que la Planta de Tratamiento de Residuales (PTR) existente 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 las normas cubanas, entre ellas la norma (NC-521, 2007), (Cortés Martínez, Lobelles Sardiñas, & López Bastida, 2019).

En las actuales condiciones, el efluente cáustico unido al efluente sulfuroso es enviado al tanque de almacenamiento T-121/41 en la Planta de Tratamiento de Residuales (PTR) y luego dosificado en pequeñas cantidades al sistema de tratamiento II, disminuyendo la concentración del mismo. Así se reduce el impacto que provocan grandes concentraciones contaminantes en la PTR, pero no mitiga los efectos del efluente debido a que en dicha planta solo existe un tratamiento químico físico que se resume en la separación de sólidos e hidrocarburos del efluente, sin degradar la materia orgánica, por lo que no cumple con la norma de Medio Ambiente (NC-521, 2007; Suárez Delfino, 2016).

Existen variadas formas para el tratamiento de estos efluentes alcalinos. Algunas refinerías cuyo tratamiento es basado en un proceso de incineración, por tratarse de un método térmico que permite la destrucción completa de los residuos al someterlos a altas temperaturas (mayor a 700 °C) en presencia de oxígeno. Lo cual constituye una desventaja pues no permite la reutilización o recuperación del efluente, según resalta el (Instituto Mexicano del Petróleo, 1997). No obstante, se ha conocido de tecnologías avanzadas que combinan la oxidación química de la sosa en presencia de catalizadores para hacer más efectivo el tratamiento. Visto

así, se identificaron las tecnologías Oxidación Húmeda Supercrítica (SWAO); Oxidación Húmeda Catalítica (CWAO) y Oxidación Húmeda no Catalítica (WAO) (Suárez Delfino, 2016).

En la investigación “Metodología para la gestión tecnológica integral de aguas sulfurosas en la refinería de Cienfuegos con enfoque de economía ecológica” desarrollada por (Lobelles, 2016), quedó como recomendación continuar el estudio sobre otras aguas contaminadas en los procesos de refinación, tales como, aguas residuales oleosas y aguas residuales alcalinas, pues estas no fueron abordadas en esta investigación. Siguiendo esta recomendación se realizan varias investigaciones como: I- “Propuesta tecnológica para el tratamiento del efluente cáustico en la refinería de Cienfuegos”(Suárez Delfino, 2016); II- “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”(Rodríguez Cabrera, 2018); III- “Evaluación del sistema de recuperación de residuales sulfurosos alcalinos en la Refinería Cienfuegos S.A” (Silverio Quintero, 2019). En la investigación realizada por (Cortés Martínez, Font Prieur, Lobelles Sardiñas, Ramos Miranda, & González Suárez, 2021) se analiza, de manera particular, el proceso de formación de la sosa gastada y su intensificación en el proceso de fraccionamiento de gases. Por lo que se hace necesario analizar este fenómeno en la unidad de endulzamiento del Jet-A1 para caracterizar el efluente cáustico generado en ambos procesos y poder definir el tratamiento más adecuado para este residuo.

Por todo lo anteriormente expuesto, en el concepto de una estrategia de procesos que contribuya a perfeccionar las operaciones industriales como es recomendado por Rudd and Watson (1980) y partiendo de las experiencias de Budde (1982) y Kafarov (1976), se plantea el siguiente problema científico:

Problema Científico

¿Permitirá la oxidación con aire húmedo de la sosa agotada cumplir con las normas de vertimiento en la Refinería Cienfuegos S.A.?

Hipótesis

Si se evalúa la oxidación con aire húmedo se podrá determinar si es viable su implementación para el tratamiento de la sosa gastada

Objetivo general

Evaluar la tecnología de oxidación con aire húmedo para el residual de sosa gastada en la Refinería Cienfuegos S.A.

Objetivos específicos

1. Establecer los fundamentos teóricos sobre tecnologías para el tratamiento de residuales y la sosa gastada.
2. Proponer una tecnología para el tratamiento del residual de sosa gastada en la Refinería Cienfuegos S.A.
3. Evaluar técnica y económicamente la tecnología propuesta para comprobar si es factible.



Capítulo 1

CAPÍTULO 1. GENERALIDADES DE LA SOSA GASTADA Y LAS TECNOLOGÍAS PARA SU TRATAMIENTO

1.1. Panorama general de la refinación del Petróleo

La refinación de petróleo es un eslabón único y fundamental de la cadena de suministro de petróleo, del pozo a la bomba. Los demás eslabones de este proceso agregan valor al petróleo, principalmente mediante su traslado y almacenamiento. La refinación agrega valor mediante la conversión del petróleo crudo en una variedad de productos refinados, incluidos los combustibles para transporte. El principal objetivo económico de la refinación consiste en maximizar el valor agregado en la conversión del petróleo crudo en productos terminados.

Las refinerías son grandes plantas de producción de gran densidad de capital, con sistemas de procesamiento extremadamente complejos. En ellas se convierte el petróleo crudo y otros flujos de entrada en docenas de subproductos refinados, por ejemplo (Mathpro, 2011):

- Gas licuado de petróleo (GLP)
- Gasolina
- Combustible pesado
- Queroseno (para iluminación y calefacción)
- Combustible diésel
- Materias primas de petroquímicos
- Aceites lubricantes y ceras
- Gasóleo de calefacción
- Aceite combustible (para generación de energía eléctrica, combustible marino, calefacción industrial y urbana)
- Asfalto (para pavimentación y techado)

Cada tipo de crudo es único y es una mezcla compleja de miles de componentes. La mayoría de los componentes presentes en el petróleo crudo son hidrocarburos (componentes orgánicos compuestos por átomos de hidrógeno y carbono). Así mismo, se pueden encontrar no sólo carbono (C) e hidrógeno (H), sino también pequeñas (pero importantes) cantidades de otros (“hetero”) elementos, en particular azufre, nitrógeno y ciertos metales (por ejemplo, níquel, vanadio, etc.). El petróleo crudo está compuesto por la molécula de hidrocarburo más pequeña y simple – CH₄ (metano) – hasta las moléculas más grandes y complejas que

contienen 50 o más átomos de carbono (además de hidrógeno y heteroelementos) (Mathpro, 2011).

1.2. Los combustibles y sus constituyentes sulfurados

Las unidades de procesos auxiliares basadas en diferentes tecnologías, dentro de los procesos de refinación se agrupan con el objetivo común de la protección medio ambiental. Específicamente las que se relacionan con el tratamiento de las corrientes sulfuradas trabajan en un circuito cerrado, cuyo objetivo final es la recuperación de azufre elemental como principal agente contaminante (Cortés Martínez, 2016).

Entre los heteroelementos presentes en el petróleo crudo, el azufre es el que más afecta el proceso de refinación.

- Los niveles suficientemente altos de azufre en el flujo de refinación pueden:
 1. Desactivar (“contaminar”) los catalizadores que aceleran las reacciones químicas deseadas en ciertos procesos de refinación.
 2. Provocar la corrosión en el equipo de refinería.
 3. Generar la emisión a la atmósfera de compuestos de azufre, que no son agradables y pueden estar sujetos a estrictos controles reglamentarios.

1.3. Desulfuración

El petróleo es una mezcla compleja de hidrocarburos, es decir, de compuestos ricos en carbono e hidrógeno, aunque contiene otros elementos minoritarios como azufre, oxígeno y nitrógeno, así como trazas de metales. Para la industria petroquímica, la propiedad física del petróleo más importante es la temperatura de ebullición ya que sus componentes suelen ser separados por destilación mediante el incremento de la temperatura en etapas. Una vez separadas a temperaturas específicas, cada fracción es sometida a diferentes procesos de purificación, dependiendo el uso al que estén destinadas. El contenido de azufre y de metales pesados afecta el valor del petróleo crudo y de sus fracciones, ya que los procesos de remoción son costosos (Valderrama, 2017).

Hay diversas rutas tecnológicas para desulfurar las fracciones del petróleo. Algunas requieren la ruptura de enlaces para formar otros compuestos y otras del uso de agentes de extracción. Con base a estos lineamientos es posible hacer una clasificación de acuerdo al tipo de transformación de los compuestos de azufre (León Galindo & Ortega, 2013).

1.3.1. Oxidación

Esta tecnología se basa en la oxidación de los compuestos de azufre para producir sulfonas, se requiere un sistema de recirculación para recuperar el agente oxidante, no requiere el consumo de H y no se altera la composición del combustible procesado (León Galindo & Ortega, 2013).

1.3.2. Adsorción Reactiva

En este tipo de tecnología la fracción del petróleo se pone en contacto con un adsorbente en presencia de hidrógeno, como resultado el azufre presente en las moléculas de los compuestos se enlaza al adsorbente y se recupera la parte orgánica de la molécula (León Galindo & Ortega, 2013).

1.3.3. Extracción con Solventes

Esta tecnología se basa en las diferencias de solubilidades entre los compuestos de azufre y los hidrocarburos en un solvente. Los compuestos de azufre son más solubles en el solvente, el cual debe reunir diversas características:

- Un punto de ebullición diferente a la de los compuestos de azufre. Esto permite recuperarlo mediante destilación.
- Un costo relativamente bajo para asegurar la factibilidad económica del proceso.

Para este proceso se reporta que no se altera la estructura química de los compuestos de azufre, el solvente es más bien una mezcla de solventes, por ejemplo, acetona-metanol (León Galindo & Ortega, 2013).



1.3.4. Destilación Reactiva

La combinación de destilación y reacción en un mismo equipo se conoce como Destilación Reactiva (DR). También es llamado Destilación catalítica, actualmente muchos procesos están siendo investigados por el potencial de esta integración (León Galindo & Ortega, 2013).

1.3.5. Hidrodesulfuración convencional (HDS)

En esta tecnología las fracciones del petróleo se hacen reaccionar con hidrógeno en presencia de un catalizador Ni-Co/Al₂O₃ o Co-Mo/Al₂O. Se obtiene como resultado de la reacción, hidrocarburos no azufrados y sulfuro de hidrógeno (H₂S). El nivel de desulfuración depende de varios factores, entre ellos la naturaleza de la fracción de petróleo crudo a tratar

(composición y tipos de compuestos de azufre presentes), de la selectividad y actividad del tipo de catalizador utilizado (concentración de sitios activos, propiedades del soporte, etc.), variables operacionales (presión, temperatura), relación HC/H₂, etc.) y del diseño del proceso. Es importante señalar que el H₂S debe ser continuamente removido porque es un inhibidor de las reacciones de HDS y envenena el catalizador (Torrealba, 2011).

De todos los tratamientos para desulfurar crudos que se mencionaron anteriormente, la hidrodesulfuración es el proceso que se aplica de manera común a los diferentes tipos de fracciones que se utilizan como cargas, la diferencia del proceso para una carga de fracciones livianas y una carga de fracciones pesadas será la severidad del tratamiento y el ajuste de las variables operacionales mencionadas. La reacción general de HDS convencional de fracciones de hidrocarburos es la siguiente (De La Rosa, 2010):



1.3.6. Depuración por ácido sulfúrico

La aplicación de la depuración ácida es con la finalidad de eliminar los componentes indeseables de las fracciones de petróleo. Sin embargo, esta aplicación viene acompañada de considerables pérdidas de productos debido a que se polimerizan, se disuelven en el ácido o se convierten en alquitranes ácidos. Por tanto, ésta es una de las razones que motiva la búsqueda de nuevos procedimientos de depuración ácida con la intención de minimizar el uso de ácido sulfúrico en el proceso referido. En presencia de ácido sulfúrico, los hidrocarburos también provocan reacciones secundarias que reducen la eficacia de la depuración; entre éstas tenemos la alquilación, la polimerización y la polimerización conjugada (León Galindo & Ortega, 2013).

1.3.7. Depuración por álcali

La depuración álcali se la utiliza para eliminar compuestos ácidos y sulfurosos de los derivados del petróleo. Entre los compuestos ácidos que pueden contener los derivados del petróleo están (López Rocafuerte, Fierro Aguilar, & López Sarzosa, 2018):

- 1) ácidos nafténicos y grasos.
- 2) ácidos aparecidos en la depuración con ácido sulfúrico, a saber: ácido sulfúrico, ésteres ácidos del ácido sulfúrico, ácidos sulfónicos y ácidos naftenosulfónicos. Entre los compuestos sulfurosos se cuenta el sulfuro de hidrógeno y los mercaptanos inferiores. Con otros componentes de los derivados del petróleo, el álcali no reacciona

En la Refinería de Cienfuegos se utiliza este tipo de depuración para eliminar los compuestos sulfurosos presentes en la nafta virgen ligera inestable y en el turbo-combustible en la obtención de GLP y Jet-A1, respectivamente. La sustancia utilizada como depurador en ambos procesos es el hidróxido de sodio o sosa cáustica (NaOH) debido a su selectividad con los compuestos sulfurosos.

1.3.8. Importancia de la desulfuración de los combustibles

Los estudios muestran que los beneficios de la reducción de azufre rebasan con mucho los costos, si bien la inversión requerida en refinación sigue siendo significativa. La Agencia de Protección Ambiental (EPA, por sus siglas en inglés) de los Estados Unidos encontró que los beneficios ambientales y en la salud humana asociados a la reducción de azufre fueron diez veces más elevados que los costos (este estudio consideró normas de emisión contingentes más estrictas para combustibles de bajo azufre). Un estudio europeo demostró que los combustibles de ultra bajo azufre reducen significativamente los costos totales, incidiendo directamente en un mayor rendimiento del combustible. El considerable potencial para reducir emisiones de gases de efecto invernadero es un beneficio adicional a los impactos positivos sobre la salud, sobre el ambiente y otros, derivados de la reducción del azufre (Castellanos González, 2018).

1.4. Hidróxido de sodio

El NaOH a temperatura ambiente es un sólido cristalino, blanco, sin olor y que absorbe rápidamente dióxido de carbono y humedad del aire (delicuescente), que quema la piel, de donde le vino el nombre de sosa cáustica con que generalmente se conoce en la industria. Cuando se disuelve en agua o cuando se neutraliza con algún ácido libera gran cantidad de calor, el cual puede ser suficiente para hacer que el material combustible en contacto con el hidróxido haga ignición. Se usa generalmente como solución del 50% en peso o como sólido que se comercializa como perlas, hojuelas o escamas. La sosa cáustica es una base fuerte altamente reactiva que ataca metales (zinc, aluminio, cobre, plomo) y aleaciones (bronce, latón). Puede formar compuestos explosivos como el dicloroacetileno, por reacción con cloroetilenos. El “Hidróxido de Sodio Anhidro” reacciona lentamente con muchas sustancias, sin embargo la velocidad de reacción aumenta en gran medida con incrementos de temperatura (Enríque Pozo, 2013).

1.4.1. Propiedades químicas

El Hidróxido de Sodio es una base fuerte, se disuelve con facilidad en agua generando gran cantidad de calor y disociándose por completo en sus iones, es también muy soluble en Etanol y Metanol. Reacciona con ácidos (también generando calor), compuestos orgánicos halogenados y con metales como el Aluminio, Estaño y Zinc generando Hidrógeno, que es un gas combustible altamente explosivo. El Hidróxido de Sodio es corrosivo para muchos metales. Reacciona con sales de amonio generando peligro de producción de fuego, ataca algunas formas de plástico, caucho y recubrimientos (química.es, 1997).

1.4.2. Aplicaciones y usos

Normalmente las aplicaciones del hidróxido de sodio requieren de soluciones diluidas. Se usa en la manufactura de jabones y detergentes, papel, explosivos, pigmentos y productos del petróleo y en la industria química en general. Se usa también en el procesamiento de fibras de algodón, en electroplateado, en limpieza de metales, recubrimientos óxidos, extracción electrolítica y como agente de ajuste de pH. Se presenta también en forma comercial en limpiadores para estufas y drenajes. En la industria de alimentos tiene importancia en los procesos de pelado químico (VadeQuimica, 2020).

Todo el hidróxido de sodio consumido puede clasificarse en las siguientes aplicaciones:

En la industria química inorgánica se usa en la manufactura de sales de sodio, para la digestión alcalina de minerales metálicos y en la regulación de pH (VadeQuimica, 2020).

En aplicaciones industriales de química orgánica se emplea en reacciones de saponificación, producción de intermediarios nucleofílicos aniónicos, en reacciones de esterificación y eterificación en la catálisis básica (VadeQuimica, 2020).

En la industria de papel se usa para el cocido de la madera en la operación de eliminación de lignina. En la industria textil se usa en la producción de fibras de viscosa. Además, se usa en el tratamiento de fibras de algodón para mejorar sus propiedades. La industria de los detergentes lo usa para la producción de fosfato de sodio y para procesos de sulfonación en medio básico. En la jabonería se usa para la saponificación de grasas y sebos. En la producción de aluminio se usa para el tratamiento de la bauxita (Sicilia Rodríguez, 2020).

En tratamiento de aguas residuales y purificación de agua de proceso se emplea para regenerar resinas de intercambio iónico.

Además de las industrias anteriores, el hidróxido de sodio tiene aplicaciones en el electroplateado, en la industria del petróleo y del gas natural, en la manufactura de vidrio, en la industria de los alimentos, la limpieza y otros.

1.5. Costos y beneficios de la reducción de azufre en los combustibles

La tecnología necesaria para reducir el azufre a niveles ultra bajos se utiliza actualmente en muchos lugares en todo el mundo. Los costos actuales son razonables y la industria de refinación continúa desarrollando catalizadores más activos y nuevos procesos para la remoción del azufre y reducir aún más los costos (Blumberg, Walsh, & Pera, 2003).

Los estudios muestran que los beneficios de la reducción de azufre rebasan con mucho los costos, si bien la inversión requerida en refinación sigue siendo significativa. La Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos encontró que los beneficios ambientales y en la salud humana asociados a la reducción de azufre fueron diez veces más elevados que los costos (este estudio consideró normas de emisión contingentes más estrictas para combustibles de bajo azufre). Más aún: un estudio europeo demostró que los combustibles de ultra bajo azufre reducen significativamente los costos totales, incidiendo directamente en un mayor rendimiento del combustible. El considerable potencial para reducir emisiones de gases de efecto invernadero es un beneficio adicional a los impactos positivos sobre la salud, sobre el ambiente y otros, derivados de la reducción del azufre (Blumberg et al., 2003).

1.6. Sosa Gastada

Para el endulzamiento de los derivados del petróleo como el gas licuado y las gasolinas, se utiliza la sosa cáustica con una concentración de 10 y 20 ° Baumé (°Be) que tiene como objetivo atrapar los componentes del azufre que tienen estos combustibles, de tal manera que los derivados obtenidos puedan estar enmarcados dentro de las especificaciones para salir al mercado (Waquier, 1994).

Tanto el GLP como la nafta ligera y el corte de Keroseno de la destilación directa contienen mercaptanos y H₂S disuelto, los dos compuestos son corrosivos y deben ser eliminados para evitar la corrosión en las estructuras metálicas de los equipos. El proceso de eliminación se denomina endulzamiento y se realiza mediante la transformación de mercaptanos a disulfuros (Pilamunga Viñan, 2019).

Desde el punto de vista químico, la reacción global es la siguiente:



La reacción debe conducirse en un medio básico y catalizada por un catalizador organometálico a temperatura y presión cercanas a las ambientales para favorecer a la disolución del oxígeno los mercaptanos livianos son altamente solubles en la sosa del en medio cáustico y en esta fase acuosa se oxidan a sulfuros. Posteriormente los sulfuros se oxidan a disulfuros insolubles en la fase acuosa, la sosa se regenera separándose por decantación los disulfuros (Pilamunga Viñan, 2019).

Después del tratamiento de endulzamiento, el hidróxido de sodio toma el nombre de sosa gastada debido a que es la que capta compuestos sulfurados, fenólicos y nafténicos. Actualmente en refinería no se cuenta con una planta de tratamiento de sosa gastada. Debido a la alta contaminación que representa la sosa gastada no puede ser almacenada por largos periodos de tiempo ya que al producirse un derrame representaría un gran impacto ambiental. En la sosa gastada se encuentran niveles altos de parámetros como: demanda química de oxígeno (DQO), potencial hidrógeno (pH), fenoles, hidrocarburos totales de petróleo (TPH, por sus siglas en inglés), sulfuros, sulfatos por lo que para su tratamiento es necesario trasladarles a otros países, lo que ocasiona una mayor inversión económica para el estado (Pilamunga Viñan, 2019).

El almacenamiento de la sosa gastada debe cumplir con las leyes y medidas ambientales vigentes del país lo que implica un gasto adicional para la empresa. Esto hace que se busquen nuevas técnicas para su tratamiento y que sea representativamente rentable para la empresa. Al utilizar los hidróxidos laminares dobles (HLDs) se tiene una opción para el tratamiento de sustancias contaminantes y que a su vez no sean agresivas con el medio ambiente, sean económicas y fácil de utilizar (Fierro Franco et al., 2007)

La sosa gastada es empleada profusamente en las refinerías de petróleo y otras industrias químicas, ya que es un agente despojador de Impurezas tales como el ácido sulfhídrico, mercaptanos, ácidos nafténicos, tiofenoles, tiocresole, tioxilenoles y algunas otras en menor proporción como carbonatos, amoníaco, fenoles y cianuros, que pueden causar problemas graves de corrosión en los equipos o en la desactivación de los catalizadores propios de estas Industrias; además de dañar la calidad del producto final en aspectos tan variados como: olor, color, consistencia, acidez, corrosividad, viscosidad, etc. Dependiendo de las corrientes a ser tratadas con sosa resultan los diferentes tipos de esta (Fierro Franco et al., 2007)

Sosas sulfhídricas: ricas en sulfuros. disulfuros y mercáptidos de sodio.

Sosas fenólicas: ricas en fenolatos, cresolatos y xilenolatos de sodio con sus respectivos compuestos de azufre.

Sosas nafténicas: ricas en naftenatos de sodio.

1.6.1. Composición típica de la sosa gastada

La sosa gastada es tóxica y altamente olorosa. A continuación, se muestran los resultados típicos de su análisis:

Apariencia Solución viscosa e incolora de NaOH con agua

Composición del cáustico gastado

- La siguiente lista muestra resultados analíticos típicos:
 - ✓ Demanda química de oxígeno (DQO): 10 000 a 100 000 mg/L
 - ✓ Demanda bioquímica de oxígeno (DBO): 5 000 a 50 000 mg/L
 - ✓ Carbono orgánico total (TOC): 1 000 a 5 000 mg/L
 - ✓ Sulfuros: 5 000 a 35 000 mg/L

Aplicaciones

Usado en la industria química, lavado industrial (Anexo 1).

1.6.2. Utilización de la sosa gastada en la industria petroquímica

Los cáusticos usados se clasificarán en tres categorías generales: sulfídicos, cresílicos y nafténico:

- Cáusticos gastados sulfídicos producidos a partir del lavado cáustico de etileno o Gas licuado del petróleo (GLP) Los productos contienen altas concentraciones de sulfuros y mercaptanos.
- Cáustico gastado *cresylic*, generado al fregar gasolina producida por procesos de craqueo catalítico de lecho fluidizado con cáustico que contiene altas concentraciones de orgánicos compuestos que incluyen fenoles y cresoles. Este tipo de cáustico usado también puede contener sulfuros y mercaptanos.
- El cáustico gastado nafténico producido a partir del lavado cáustico de productos de queroseno y diésel contiene altas concentraciones de compuestos orgánicos alifáticos policíclicos tales como ácidos nafténicos (Seyedin & Hassanzadeganroudsari, 2018).

Dependiendo de los tipos y cantidad de productos que se producen, una refinería puede tener cantidades variables de cada una de estas categorías de cáusticos usados que requieren tratamiento. En algunos casos, los cáusticos usados se combinan para producir una mezcla.

Existen diferentes problemas con el tratamiento de las corrientes cáusticas gastadas (Seyedin & Hassanzadeganroudsari, 2018):

- Los sulfuros y mercaptanos tienen muy malos olores. El olor los umbrales para este tipo de productos son generalmente del orden de valores de partes por mil millones. Además, según la Administración de Seguridad y Salud Ocupacional (OSHA, por sus siglas en inglés) estos se consideran muy tóxicos y pueden ser potencialmente peligrosos para el personal de la planta. Esto es particularmente cierto en los procesos donde el cáustico gastado se neutraliza con ácido, lo que hace que se escapen los gases de sulfuro de hidrógeno y mercaptano.
- Elevado las concentraciones de fenoles en el efluente cáustico gastado pueden provocar problemas en los procesos de tratamiento biológico. Fenol en Se ha demostrado que concentraciones tan bajas como 400 mg/L previenen la eliminación de DQO, amoníaco y fósforo, así como afectan negativamente las características de sedimentación de los lodos.

Cabe señalar que, en muchas refinerías, la producción de cáusticos usados, incluidos los ácidos cresílicos, se realiza como un proceso por lotes. Esto puede dar lugar a una eliminación periódica de fenoles y cresoles a la planta de tratamiento de efluentes. Se ha informado que las descargas repentinas de desechos que contienen la alta concentración de fenoles ha provocado una prevención perfecta del sistema de limpieza biológica. El cáustico gastado sin tratar tiene generalmente una alta demanda química de oxígeno (DQO), en el rango de 15 g/L a más de 400 g/L. Dependiendo del volumen de cáustico gastado que esté presente; esto puede resultar en una enorme carga de DQO en los tratamientos biológicos (Kumfer, Felch, & Maugans, 2010).

1.7. Procesos de tratamientos de la sosa gastada

Los métodos de eliminación convencionales, como el vertido en pozos profundos o en el océano, no son soluciones aceptables para este problema (Waqar, 2010); este efluente debe tratarse y manipularse adecuadamente. Se sugieren métodos de tratamiento como (Carlos & Maugans, 2002); (Golmohammadi et al., 2016); (Jaafarzadeh Haghighi Fard, Jorfi, Ahmadi, Mirali, & Kujlu, 2016); (Yadav, Teja, & Verma, 2016)

Las tecnologías convencionales son técnicas de tratamiento con larga tradición, mejorándose ostensiblemente conocimiento y diseño de las mismas a lo largo de los años. No por eso han dejado de ser técnicas imprescindibles para el tratamiento de aguas industriales. Estas tecnologías incluyen las operaciones sobre los pretratamientos y en los niveles primario y secundario, tales como el desbaste, la sedimentación, la flotación, la coagulación-floculación y los tratamientos biológicos, según afirman (García Román, 2010) y (Rodríguez Fernández et al., 2015).

Para revisar los tratamientos unitarios más convencionales no resulta fácil establecer una clasificación universal. Una de las formas más utilizadas es en función de los contaminantes presentes en el agua residual, o también en función del fundamento del tratamiento (químico, físico o biológico). En aras de intentar aunar ambas formas de clasificación debe considerarse que los contaminantes en el agua pueden estar como materia en suspensión, materia coloidal o materia disuelta (Sun Kou, 2006).

Dentro de este grupo de tecnologías se encuentran las destructivas y las no destructivas.

1.7.1. Tecnologías no destructivas

Consiste en la eliminación de materia en suspensión y de materias disueltas, donde la eliminación de la materia en suspensión suele hacerse mediante operaciones mecánicas. Sin embargo, en muchos casos, y para favorecer esa separación, se utilizan aditivos químicos, por lo cual se le denomina tratamientos químico-físicos (Sicilia Rodríguez, 2020).

- Neutralización

El objetivo de este tratamiento es la remoción del sulfuro de sodio, al reaccionar con el ácido sulfúrico concentrado, produciendo la liberación de ácido sulfhídrico gaseoso al cual es necesario determinar la calidad, para poder recomendar su disposición final, que puede ser el envío a la Planta de Recuperación de Azufre o a la de Producción de Ácido Sulfúrico (Fierro Franco et al., 2007).

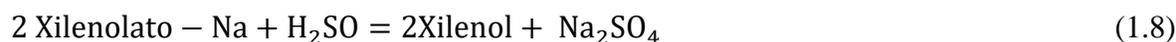
Este tratamiento se puede llevar a cabo a nivel de laboratorio, en un sistema cerrado, que consistente en un frasco de vidrio donde se produce la reacción al ser agregado muy lentamente el ácido sulfúrico concentrado, éste se conecta con dos burbujeadores colocados en serie los cuales contienen sosa fresca del 30 % en peso, con el objeto de retener los gases liberados para su posterior análisis. El ácido utilizado es de dos calidades: fresco y gastado.

El primero es el que alimenta a la planta de alquilación, utilizado como catalizador mientras el segundo es el ácido que ya ha sido utilizado (Beychok, 1967).

Las muestras que se seleccionan para este tratamiento son: sosa de tratamiento de propano, sosa de prelavado de la Nafta de la Unidad de Viscosreducción y la sosa de la Planta de Etileno. El criterio de selección de las muestras se hace con base en la caracterización, es decir, se tomaron las muestras más representativas en cuanto a la concentración de contaminantes: la de mayor contenido de sulfuros, la de mayor cantidad de fenoles e hidrocarburos y la de menor grado de contaminación (Fierro Franco et al., 2007).

Una vez terminada la reacción se aprecia la formación de un lodo compuesto por hidrocarburos, fenoles y sólidos, principalmente: este lodo puede separarse muy fácilmente por filtración, ya que se produce en pequeña cantidad de consistencia muy fina (Fierro Franco et al., 2007).

Las reacciones químicas correspondientes son:



- Aireación

Este tratamiento busca oxidar los sulfuros y mercáptidos de sodio a formas más estables y menos contaminantes; a la presión atmosférica y temperatura ambiente. Consiste simplemente en el burbujeo de aire a través de un recipiente que contiene sosa gastada, procurando un buen contacto líquido-gas, haciendo que la burbuja sea lo más fina posible. La reacción de oxidación es efectiva sólo si se agrega un catalizador como el permanganato de potasio o el sulfato de manganeso, en cantidades de partes por millón (Beychok, 1967).

Se debe anotar la gran formación de espuma durante el proceso, esta, sin embargo, puede ser eliminada por un antiespumante que no aumente la DQO. Usando silicona y un producto antiespumante se encuentra un aumento muy apreciable en la DQO, por esto es preferible la recolección de la espuma desbordada para su posterior adición de nuevo al recipiente donde se hace la aireación; este es un factor importante que debe tenerse en cuenta en el diseño industrial (Beychok, 1967).

Este es un buen tratamiento para las sosas sulfhídricas gastadas debido a su bajo costo, facilidades de operación y a la sencillez de los equipos a usar. La remoción de los diferentes contaminantes es satisfactoria hasta las 48 horas de operación, a partir de este momento las reacciones no se continúan (Beychok, 1967).

- Sedimentación

Operación física en la que se aprovecha la fuerza de la gravedad que hace que una partícula más densa que el agua tenga una trayectoria descendente, para depositarse en el fondo del sedimentador. Esta operación será más eficaz cuanto mayor sea el tamaño y la densidad de las partículas que se van a separar del agua, es decir, cuanto mayor sea su velocidad de sedimentación. (García Román, 2010) y (Sun Kou, 2006) consideran que este es el principal parámetro de diseño para estos equipos. A esta operación de sedimentación se le suele denominar también decantación (Suárez Delfino, 2016).

- Precipitación

Por precipitación química se entiende la formación, por acción de los reactivos apropiados, de compuestos insolubles, de aquellos elementos contaminantes que, interviniendo en la composición de un flujo residual líquido, se pretendan eliminar del mismo (Paulino & Afonso, 2012).

La principal aplicación que este proceso químico presenta para el tratamiento de residuos peligrosos, se centra en la eliminación de metales mediante la formación de correspondientes hidróxidos, que son posteriormente separados en un decantador: Entre los metales pesados a los que es factible su aplicación se encuentran, Arsénico, Cadmio, Cromo, Cobre, Plomo, Mercurio, Níquel y Zinc (Suárez Delfino, 2016).

- Adsorción

Consiste en la captación de sustancias solubles en la superficie de un sólido. Un parámetro fundamental en este caso será la superficie específica del sólido, dado que el compuesto soluble que se va a eliminar se ha de concentrar en la superficie del mismo. La demanda de una mayor calidad de las aguas provoca el auge de este tratamiento. Por consiguiente, es considerado como un tratamiento de refino, y por lo tanto uno de los sistemas de tratamientos más usados, especialmente con posterioridad a un tratamiento biológico (Beltrán Novillo, 2010).

1.7.2. Tecnologías destructivas

La tecnología disruptiva es una innovación tecnológica que deja totalmente obsoletas las que se estaban usando hasta ese momento. En el momento actual con el gran número de innovaciones que se producen, las empresas están obligadas a renovarse de manera constante para evitar quedarse atrás en la carrera con sus competidores. Las innovaciones que produce la tecnología disruptiva tienen como consecuencia la transformación del mercado donde venía operando. Surge un mercado nuevo que deja totalmente obsoleto el que existía hasta ese momento (APD, 2018).

- Incineración

Consiste en la oxidación térmica completa del residuo en fase gaseosa y a temperatura elevada. Es un método útil únicamente cuando se trata de pequeñas cantidades de aguas con una concentración elevada de contaminantes oxidables. En caso contrario, los costes de operación asociados a la necesidad de utilizar un combustible auxiliar, se vuelven excesivos. Aunque los costes de inmovilizado son elevados, la tecnología está bien establecida. Puede ser una buena elección tecnológica cuando se utiliza en combinación con una operación de separación previa que concentre el contaminante, por ejemplo, una ultrafiltración. Aun así, en el tratamiento de efluentes líquidos resulta una técnica costosa además de impopular (García Román, 2010).

- Oxidación

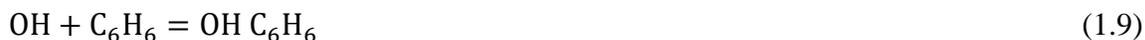
La oxidación química consiste en un proceso en el que se somete la sosa gastada a una reacción de oxidación, a ciertas condiciones de temperatura y presión, usando aire como medio oxidante y vapor como medio de calentamiento, existen varios tipos entre ellas:

- ✓ Oxidación química avanzada (Proceso del Fenton)

En la oxidación de substratos orgánicos se logra, en la mayoría de los casos, la mineralización completa con la formación de CO_2 y H_2O , productos considerados como inocuos al medio ambiente, aún en el caso del CO_2 donde las cantidades formadas por la destrucción de contaminantes orgánicos es realmente despreciable para el efecto invernadero comparado con otras fuentes (Gilberto Salas & Neptali Ale, 2008).

El conjunto de ecuaciones siguientes ilustra la reactividad del radical $\text{OH}\cdot$ y, por lo tanto, la versatilidad del sistema Fenton como un sistema de oxidación avanzado:

Adición a hidrocarburos alifáticos / aromáticos:



Abstracción de hidrógeno:



Transferencia electrónica:



Interacción con radicales:



(mineralización)

Las aguas residuales a tratar son las provenientes del sistema de drenaje de químicos (tambores de lavado con sosa cáustica) de una refinería de petróleo. Estas aguas contienen, fundamentalmente, materia orgánica no biodegradable, que se refleja en su alto contenido de DQO. En el caso de las aguas cáusticas de la refinería de petróleo, y teniendo en cuenta los límites máximos permisibles de efluentes líquidos para las actividades del subsector hidrocarburos, hay que recurrir a métodos químicos que permitan, por su severidad, la destrucción completa del contaminante, transformándolo en compuestos finales inofensivos al ambiente o de un impacto menor (Gilberto Salas, 2008).

La oxidación química avanzada (AOP, por sus siglas en inglés) aparece como una respuesta adecuada para la eliminación de la contaminación, dado que los procesos de depuración físicos, químicos y biológicos que se utilizan normalmente son insuficientes, bien por las altas concentraciones de los contaminantes o por la resistencia de algunos compuestos a los procesos biológicos aeróbicos (Gilberto Salas, 2008).

✓ Oxidación húmeda supercrítica

La oxidación supercrítica es un proceso de tratamiento, a que pueden ser sometidos los flujos residuales peligrosos hasta su eliminación como tales, utilizando fluidos oxidantes en condiciones de presión y temperaturas por encima del llamado “punto crítico”.

En primer lugar habría que indicar que un fluido supercrítico presenta una densidad muy parecida a la de un líquido lo que posibilita su utilización como disolvente y por otra parte, la viscosidad y la difusión molecular de un fluido supercrítico presentan valores intermedios entre un líquido y un gas; es decir, tienen el poder de solvatación o disolución de un líquido

, mientras que presentan unas características de transporte y arrastre propia de los gases, por lo que sumando ambas particularidades, podemos considerar a estos fluidos como de gran utilidad en las técnicas de extracción (Fernández Alba, 2006).

El proceso de oxidación húmeda supercrítica permite el tratamiento de efluentes industriales de alta DQO, como es el caso de los lodos procedentes de los tratamientos físicos, o en la regeneración de las columnas de carbón activado. Sin embargo, una de sus más interesantes aplicaciones las tiene en su uso como tratamiento previo antes de un proceso biológico final, ya que parece ser que eleva la biodegradabilidad del residuo (Fernández Alba, 2006).

- ✓ Oxidación en agua subcrítica u oxidación con aire húmedo.

El proceso de oxidación húmeda (WO, por sus siglas en inglés – *Wet Oxidation*, o WAO – *Wet Air Oxidation*) consiste en mezclar la sosa gastada con oxígeno (o aire) como agente oxidante para producir la degradación en la fase líquida a presión y temperatura elevada. El proceso se puede también llevar a cabo en presencia de un catalizador (CWO – *Catalytic Wet Oxidation*, o CWAO), reduciendo significativamente la temperatura y la presión utilizadas (Waqar, 2010).

La primera unidad de oxidación húmeda comercial fue desarrollada por Zimpro Inc. para una planta de tratamiento y recuperación de materias primas de los efluentes de la industria papelera. En la década de los 60, la WAO se comenzó a emplear en el tratamiento de lodos biológicos de depuradora y, a partir de entonces, su aplicación se centró en el tratamiento de efluentes industriales. En la actualidad, existen en el mundo más de un centenar de plantas en operación, la mayoría de las cuales tratan aguas residuales procedentes de la industria química, petroquímica y farmacéutica, entre otras (Carlos & Maugans, 2002).

Los contaminantes preferiblemente considerados para su tratamiento mediante la tecnología WAO son los derivados fenólicos y nafténicos, compuestos aromáticos clorados, nitrogenados, organofosforados, organoclorados, nitritos y sulfitos. Mediante la oxidación húmeda con aire se obtienen elevadas conversiones de los contaminantes orgánicos (> 90 %) y una reducción de la demanda química de oxígeno entre el 60-90 % con tiempos de residencia entre 10 y 120 min. Rara vez es posible alcanzar la mineralización completa de los efluentes debido a la formación de ácidos carboxílicos, subproductos de la reacción, refractarios al tratamiento de oxidación a las condiciones de presión y temperatura empleadas. Puesto que éstos son compuestos biodegradables, una opción interesante es

emplear esta tecnología acoplada a un tratamiento biológico posterior (Seyedin & Hassanzadeganroudsari, 2018).

El principal inconveniente de la oxidación húmeda es el elevado coste de inversión, debido, fundamentalmente, a los materiales de construcción, que deben soportar las altas temperaturas y presiones y evitar problemas de corrosión. Los principales esfuerzos se han centrado en reducir el capital de inversión y, por tanto, en suavizar las condiciones de operación (temperatura y presión), manteniendo una velocidad de transferencia de materia adecuada y una velocidad de reacción elevada. Con este fin, se han estudiado diversos aspectos, como el contacto entre los reactivos, el régimen de flujo hidrodinámico, y la incorporación de catalizadores, siendo este último el más prometedor (Seyedin & Hassanzadeganroudsari, 2018).

1.8. Sulfato de Sodio

Una de las sustancias obtenidas en el tratamiento de la sosa gastada es el sulfato de sodio. El sulfato de sodio es una sal inorgánica cuya fórmula química es Na_2SO_4 . Es un sólido de color blanco, presente bajo tres formas: anhidro, el heptahidrato (de escasa existencia) y el decahidrato (el cual se conoce como sal de Glaubert); este último es la forma más abundante del sulfato de sodio. La fórmula Na_2SO_4 indica de una vez que en los cristales de la sal los iones Na^+ y SO_4^{2-} se hallan en una relación 1:2; es decir, que por cada dos cationes Na^+ hay un anión SO_4^{2-} interaccionando con ellos mediante atracción electrostática. A pesar de ser una sal en apariencia simple, su descripción estructuralmente es compleja. Presenta polimorfismo, teniendo hasta cinco fases cristalinas: I, II, III, IV y V, cuyas temperaturas de transición son 180, 200, 228, 235 y 883 °C, respectivamente (Sicilia Rodríguez, 2020).

Mientras, la estructura cristalina monoclinica de su hidrato más importante, $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$, es más simple. En ella prácticamente son las moléculas de agua las que interaccionan o se coordinan con el Na^+ en los octaedros $\text{Na}(\text{H}_2\text{O})_6^+$, con los SO_4^{2-} apenas aportando estabilidad suficiente al cristal para que exista en fase sólida. No obstante, su punto de fusión (32,38 °C) mucho menor al de la sal anhidra (884 °C) demuestra cómo las moléculas de aguas y sus puentes de hidrógeno debilitan las interacciones iónicas, más fuertes, en el Na_2SO_4 (Bolívar, 2015).

Tabla 1.1. Propiedades del sulfato de sodio.

Fórmula	Na ₂ SO ₄
Masa molar	142,04 g/mol
Punto de fusión	884 °C (anhidro)
Punto de ebullición	1 429 °C (anhidro)
Densidad	2,70 g/ml
Solubilidad en agua	4,76 g/100 mL (0 °C)
	13,9 g/100 mL (20 °C)
	42,7 g/100 mL (100 °C)

Fuente. Elaboración propia.

1.8.1. Datos fisicoquímicos

La solubilidad de cualquier reactivo, es sensible a los cambios de temperatura. Esto ocurre debido a que las constantes de solubilidad, como otros tipos de constantes de equilibrio, son función de la temperatura. De acuerdo con el principio de Le Châtelier, cuando el proceso de disolución, es endotérmico (se absorbe calor) la solubilidad aumenta con la temperatura, pero cuando el proceso es exotérmico (se libera calor) la solubilidad disminuye con la temperatura (Mejía Giordano, 2013).

Tabla 1.2. Solubilidad del sulfato de sodio en función de la temperatura

Temperatura (°C)	Solubilidad (g/100mL)
0	4,760
100	42,700

Fuente. (Jones, 2002)

1.8.2. Aplicación del sulfuro de sodio

-Industrias de materias primas

Con precios estadounidenses de 30 dólares la tonelada en 1970, hasta 90 dólares la tonelada por la calidad de la torta de sal y 130 dólares por las mejores calidades, el sulfato de sodio es un material muy barato. Su mayor uso es como relleno en detergentes domésticos en polvo y consume alrededor del 50% de la producción mundial. Este uso está disminuyendo a medida que los consumidores cambian cada vez más a detergentes compactos o líquidos que no contienen sulfato de sodio (Bolivar, 2015).

Otro uso previamente importante del sulfato de sodio, particularmente en los Estados Unidos y Canadá, es el proceso Kraft para hacer pulpa de madera. Las sustancias orgánicas presentes

en la "bebida negra" de este proceso se quemar para producir calor, que es necesario para estimular la reducción del sulfato de sodio a sulfuro de sodio. Sin embargo, los avances en la eficiencia térmica del proceso de recuperación de Kraft a principios de la década de 1960 lograron una recuperación de azufre más eficiente y redujeron drásticamente la necesidad de producción de sulfato de sodio. Por lo tanto, el uso de sulfato de sodio en la industria de la pulpa de EE.UU. Y Canadá se redujo de 1 400 000 t por año en 1970 a solo, aproximadamente, 150 000 t en 2006 (Bolívar, 2015).

La industria del vidrio ofrece otra aplicación importante para el sulfato de sodio, como la segunda aplicación más grande en Europa. El sulfato de sodio se utiliza como agente de clarificación para eliminar las pequeñas burbujas de aire del vidrio fundido. Permite que el vidrio fluya y evita la formación de espuma durante el refinado. La industria del vidrio en Europa consumió 110 000 toneladas anuales estables entre 1970 y 2006 (Sicilia Rodríguez, 2020).

El sulfato de sodio es importante en la fabricación de textiles, especialmente en Japón, donde tiene la mayor aplicación. El sulfato de sodio ayuda a "suavizar", reduciendo las cargas negativas en las fibras para que los tintes puedan penetrar uniformemente. A diferencia del cloruro de sodio alternativo, no afecta los recipientes de acero inoxidable que se utilizan en el teñido. Esta aplicación en Japón y Estados Unidos consumió alrededor de 100 000 toneladas en 2006 (Sicilia Rodríguez, 2020).

-Industria de alimentos

El sulfato de sodio se utiliza como diluyente para colorantes alimentarios. Se conoce como aditivo del número E E514 (Sicilia Rodríguez, 2020).

-Almacenamiento térmico

La alta capacidad de almacenamiento de calor en el cambio de fase de sólido a líquido y la temperatura de cambio de fase favorable de 32 °C (90 °F) hace que este material sea particularmente adecuado para almacenar calor solar de bajo valor para su posterior liberación en aplicaciones de calefacción de espacios. En algunas aplicaciones, el material se incorpora en baldosas térmicas colocadas en el ático, mientras que, en otras, la sal se incorpora a celdas rodeadas de agua calentada con energía solar. El cambio de fase puede reducir significativamente la masa de material necesaria para un almacenamiento de calor eficaz (el calor de fusión del sulfato de sodio decahidratado es 82 kJ/mol o 252 kJ/kg), con

la ventaja adicional de una consistencia de temperatura siempre que haya el material está disponible en la fase correcta (Mejía Giordano, 2013).

Para aplicaciones de refrigeración, una mezcla con sal común de cloruro de sodio (NaCl) reduce el punto de fusión a 18 °C (64 °F). El calor de fusión de $\text{NaCl} \cdot \text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ aumenta ligeramente a 286 kJ/kg (Mejía Giordano, 2013).

-Aplicaciones a pequeña escala

En el laboratorio, el sulfato de sodio anhidro se usa ampliamente como agente secante inerte para eliminar trazas de agua de soluciones orgánicas. Es más eficiente, pero más lento que el sulfato de magnesio comparable. Solo es eficaz por debajo de aproximadamente 30 °C, pero se puede usar con una variedad de materiales ya que es bastante inerte químicamente. Se agrega sulfato de sodio a la solución hasta que los cristales ya no se agrupan (Mejía Giordano, 2013).

Otros usos del sulfato de sodio incluyen descongelación de ventanas, producción de almidón, como aditivo en ambientadores de alfombras y como aditivo para alimentos para animales.

Al menos una empresa, *Thermaltake*, fabrica un tapete para enfriar una computadora portátil (*iXoft Notebook Cooler*) con sulfato de sodio decahidratado en una almohadilla de plástico acolchada. El material se licua y circula lentamente, igualando la temperatura del portátil y actuando como aislante (Pochteca, 2015).

1.9. Estimación de costos de inversión

La estimación de costo como una estimación del costo esperado de producción de un trabajo o ejecución de una obra. Su precisión o clase depende del nivel de detalles con el que se haya realizado, dígame, bases de cálculo y confiabilidad de los datos y es la primera etapa en la gestión de los costos en la que se hace una aproximación de los costos de las actividades y tareas a realizar para completar un proyecto (Adithan, 2007).

Específicamente, para realizar una estimación de estudio, debe conocerse lo siguiente:

- Localización de la fuente dentro de la planta
- Un bosquejo del diagrama de flujo del proceso
- Especificaciones preliminares de materiales para, y tamaño de, los componentes del equipo del sistema
- Tamaño aproximado y tipos de construcción de cualquier edificio requerido para albergar el sistema de control

- Estimación burda de las necesidades de servicios
- Diagrama de flujo y especificaciones preliminares de los conductos y tubería
- Tamaño aproximado de los motores requeridos.

Adicionalmente, se necesita una estimación de las horas de trabajo de ingeniería y bosquejo, ya que la exactitud de una estimación depende grandemente de la cantidad de trabajo de ingeniería que se invierta en el proyecto (Adithan, 2007).

1.9.1. Tipos de estimación de costos

- Tipo I. Orden de Magnitud. Basado en los costos recogidos de proyectos anteriores de envergadura y alcance semejante. La precisión de este tipo es de 30%.
- Tipo II. Estimación proporcional. Parte del costo de capital de los equipos principales. El resto de los equipos auxiliares es calculado como un porcentaje de los equipos principales. La precisión es de 30%.
- Tipo III. Autorización del presupuesto (preliminar). Se efectúa con suficientes datos actualizados como para presupuestar y tiene una precisión de 20%.
- Tipo IV. Definitiva (control del proyecto). Se basa en datos completos y para ello se dispone de esquemas y planos no completos de ingeniería. La precisión probable es de 10%.
- Tipo V. Detallada (Contratación). Se apoya en datos completos de la ingeniería con planos, especificaciones y tarifas actualizadas del lugar. La precisión probable es de 5%.

1.10. Evaluación de la factibilidad

Plantean que a través del estudio de la factibilidad económica se pretende definir, mediante la comparación de los beneficios y costos estimados de un proyecto, si es recomendable su implementación y posterior operación (Acevedo, 2010).

Los componentes típicos que lo conforman son:

- Análisis de mercado.
- Análisis técnico.
- Análisis financiero.

1.10.1- Análisis de mercado

El estudio de mercado refleja aspectos de la demanda, oferta y el balance demanda-capacidad que fundamentan la inversión en cuanto a tamaño, localización, categoría, servicios a ofrecer y otras características de la instalación (López San Juan, 2018).

La inversión, de acuerdo con los argumentos expresados, se propone ofrecer una mayor gama de productos, lo cual incrementa el público que visita los distintos locales. Se trata de servicios destinados de forma priorizada a cubrir necesidades sociales, logísticas y de interés económico para la entidad (Sabina Delgado, 2016).

Es bueno señalar que, para el presente trabajo, el estudio de mercado se reduce a todas las industrias que utilizan el sulfato de sodio en el país, algunas de estas industrias como materia prima como son las de fabricación de detergente en polvo, para hacer pulpa de madera, en la industria de vidrio y en la de textiles, entre otros usos.

1.10.2. Análisis Técnico

En esta etapa se precisa las características del estudio, el diseño, se establece la función de utilizar los recursos disponibles para los servicios a costos competitivos. Tiene como objetivos suministrar información que permita cuantificar el monto de las inversiones y el costo de las operaciones requeridas a través de un estimado de costos. Se tiene en cuenta la capacidad de la planta y el programa de producción y ventas (ahorros para el caso de estudio) (Sabina Delgado, 2016).

1.10.3. Análisis económico –financiero

El objetivo de la evaluación es determinar la cuantía a invertir, así como los recursos para su financiamiento y para ello es necesario analizar los principales indicadores de Rentabilidad: Tasa Interna de Retorno (TIR), Valor Actual Neto (Cardoso Montalván, García Lorenzo, & García Maceira) y el Período de Recuperación (Cortés Martínez, 2016)

Conclusiones parciales del Capítulo 1

1. La desulfuración tiene varias rutas tecnológicas para las fracciones del petróleo, sin embargo, la depuración álcali se la utiliza para eliminar compuestos ácidos y sulfurosos, donde el agente depurador que se utiliza en la Refinería Cienfuegos S.A es el hidróxido de sodio.
2. Para el tratamiento de la sosa gastada existen diferentes tecnologías, donde una de las más utilizada es la oxidación con aire húmedo, por lo que ha sido seleccionada para el presente estudio.
3. La evaluación económica constituye la parte final de toda una secuencia de análisis de factibilidad en los proyectos de inversión, lo que permite una mejor toma de decisiones.



Capítulo 2

CAPÍTULO II. METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN DE LA TECNOLOGÍA PROPUESTA

En este capítulo se realiza una caracterización general del proceso de tratamiento de la sosa gastada. Se describe la metodología para el balance de materiales de la propuesta tecnológica para la Refinería Cienfuegos S.A. Además, se explica el procedimiento para la evaluación económica y técnica del proceso para demostrar la factibilidad del mismo.

2.1. Metodología utilizada en la investigación:

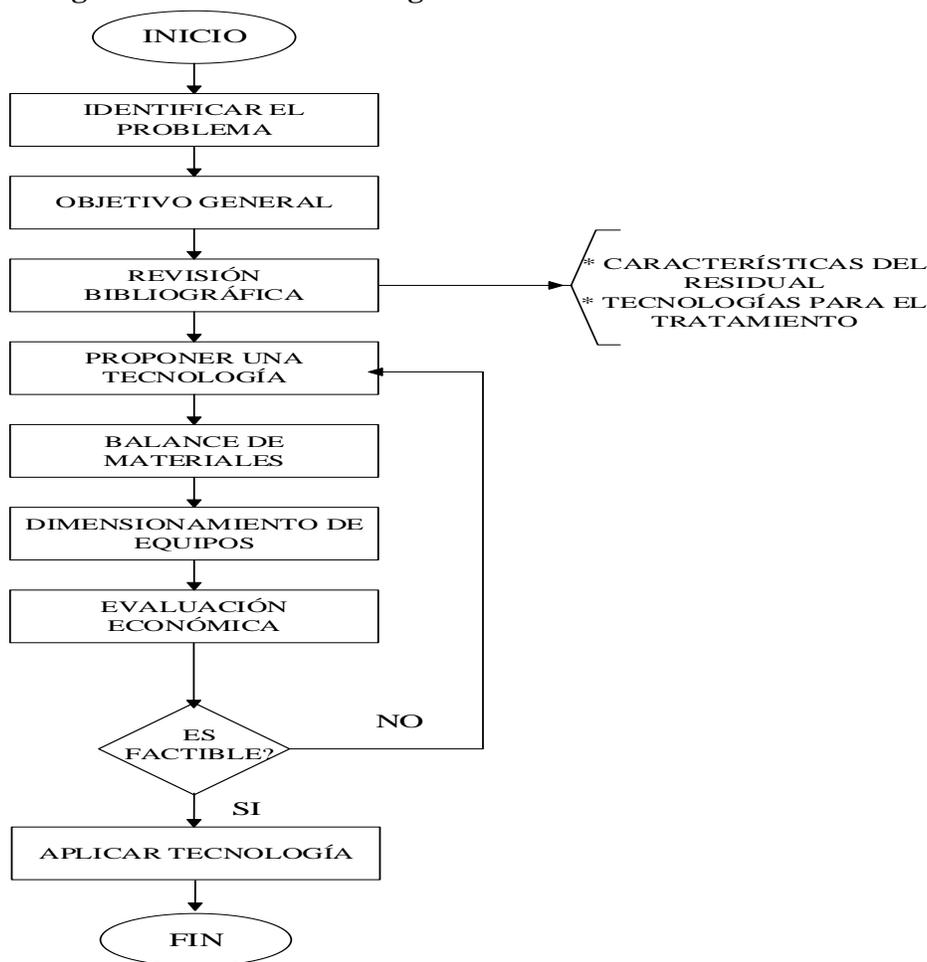


Figura 2.1. Diagrama heurístico para el procedimiento del desarrollo de la investigación.
Fuente. Elaboración Propia

2.2. Proceso de la oxidación húmeda (WAO)

Uno de los procesos más favorables para el tratamiento de la sosa gastada es la limpieza hidrotermal o WAO la cual consiste que a alta temperatura, las oxidaciones de materias se

resuelven o suspenden en agua con oxígeno. En otras palabras, WAO es el proceso de oxidación de materias orgánicas en presencia de agua. En teoría, cada sustancia que es capaz de arder puede oxidarse húmeda en agua. El cáustico gastado tiene alta DQO. El sistema de oxidación con aire húmedo oxida los sulfuros y los mercaptanos para reducir la DQO del cáustico gastado. Las reacciones de oxidación se realizan a temperaturas elevadas requiriendo un sistema presurizado para controlar la evaporación. La tecnología WAO cuando se utiliza para el tratamiento de cáustico gastada se puede dividir en tres categorías según la temperatura que se utiliza para realizar las oxidaciones (Kumfer et al., 2010).

- WAO a baja temperatura: generalmente se realiza a 110-120 °C y (172,37 a 689,48 kPa).
- WAO de temperatura media: normalmente se realiza a 200-220 °C y (2 068,43 a 4 136,85 kPa).
- WAO de alta temperatura: típicamente realizado a 240-260 °C y (4 826,33 a 7 584,23 kPa)

El WAO de baja temperatura se ha utilizado históricamente para el tratamiento de sulfuros reactivos en cáustico gastado, mientras que el WAO de temperatura media y alta se ha utilizado para la limpieza completa de sulfuros y mercaptanos también el tratamiento de componentes orgánicos como los ácidos cresílico y nafténico (Seyedin & Hassanzadeganroudsari, 2018).

En un sistema WAO convencional, la alimentación a una presión más alta se bombea al sistema. La corriente de alimentación se precalienta con las aguas residuales que salen del reactor en un intercambiador de calor y se mezcla con aire comprimido. La corriente de alimentación también se puede calentar antes de que ingrese al reactor. Luego, el flujo de fluido caliente se mantiene en un reactor durante una hora de residencia a 200 °C sin ningún catalizador. Las reacciones ocurrieron en fase líquida y el oxígeno debe moverse a la fase líquida desde la fase gaseosa para hacer la reacción. Se suministra el exceso de aire para lograr la conversión adecuada. Los compuestos de sulfuro se oxidan parcialmente para formar tiosulfato. Los materiales orgánicos presentes en el cáustico gastado se oxidan relativamente. El carbono orgánico total no se ve muy afectado, pero su naturaleza cambia, lo que da como resultado una menor DQO y menores tasas de ensuciamiento (Seyedin & Hassanzadeganroudsari, 2018).

El proceso también mejora la bio-tratabilidad de los compuestos orgánicos. El WAO se utiliza generalmente como tecnología de tratamiento de desechos cuando los desechos no son propicios para la incineración o el tratamiento biológico. Es un proceso idealista para el pretratamiento de desechos que son problemáticos para los equipos biológicos comunes. El proceso WAO se ajusta de forma única a la oxidación de bebidas residuales concentradas, lodos, y lodos donde el oxígeno que solicita material orgánico es solo unos pocos porcentajes del flujo deliberado de agua (Kumfer et al., 2010).

2.3. Situación actual de los residuales cáusticos en la Refinería Cienfuegos S.A

El tratamiento del efluente cáustico es fundamental desde el punto de vista ambiental por sus compuestos tóxicos. Este viene con un flujo total de 20 m³/h al unirse en dos corrientes provenientes del endulzamiento de queroseno y del tratamiento de la nafta virgen ligera inestable, desde las plantas de obtención de Gas licuado del petróleo y del Jet-A1, respectivamente. Entonces es indispensable contar con una planta que trate estos efluentes en la refinería. En la tabla 2.1 se pueden observar sus características y composiciones.

Tabla 2.1. Parámetros del efluente alcalino en la refinería de Cienfuegos

Parámetro	Sosa gastada
Flujo Total	20 m ³ /h
Agua	49,3 % peso
Sulfuro de sodio	6 010 mg/L
Hidrógeno sulfuro de sodio	5 428 mg/L
Mercaptanos (Mercapturo de sodio)	3 142,31 mg/L
Naftenato de sodio	102,3 mg/L
Fenoles	345,4 mg/L
NaOH libre	10,01% peso
NaOH total	14,76% peso
DQO	25 000
DBO	900
Sólidos disueltos	70 mg/L
pH	13
Densidad	1,1 kg/L
Temperatura	35°C

Fuente. Elaboración propia

2.4. Remoción de grasas antes del tratamiento

En la refinería actualmente existe un separador de placas corrugadas para eliminar las grasas y aceites no emulsificadas. Cuando se realiza la separación y formación de la capa de aceite, se colectará en el rebosadero ubicado en el separador, que tiene un tiempo de residencia para colectar un volumen suficiente de grasas y aceite. La remoción de las mismas se hará manualmente por medio de una bomba de aceite separado y enviado a un tanque de almacenamiento de grasas. Después de este tratamiento es enviado a un tanque de almacenamiento de sosa gastada para ser alimentada a la planta con un flujo constante.

2.5. Descripción del proceso

El tratamiento consta de cinco etapas:

- Alimentación al proceso
- Tratamiento de oxidación.
- Tratamiento de separación de gases y absorción de disulfuros.
- Tratamiento de separación de fenoles.
- Tratamiento de las corrientes finales y obtención del sulfato de sodio.

2.5.1. Alimentación al proceso

Las variaciones de flujo de las aportaciones de sosa gastadas serán absorbidas por el tanque de almacenamiento, el cual recibirá normalmente las sosas gastadas generadas en los procesos de tratamiento cáusticos, y constará con un volumen de 100 m³ similar a los tanques que existen actualmente en la Planta de Tratamiento de Residuales.

2.5.2. Tratamiento de oxidación

La corriente de sosas gastadas con una temperatura máxima de 38 °C se envía, mediante una bomba al intercambiador carga - efluente, en donde se calienta la alimentación hasta los 60 °C intercambiando calor con la corriente de salida del tope de la torre de oxidación.

Esta bomba tendrá un control manual, para garantizar un flujo de alimentación adecuado a la planta. En el intercambiador de tubos y coraza, la corriente de sosa gastada pasa por los tubos y por la coraza la corriente del tope de la torre de oxidación, la cual es una corriente a dos fases y se encuentra normalmente a una temperatura que oscila entre 100 °C y 110 °C.

Es importante mencionar que potencialmente por carga térmica la corriente del tope de esta torre puede transferir el calor suficiente para obtener la corriente de salida de sosa gastada a

60 °C. Las sosas gastadas se alimentan en el eyector 1 a la torre de oxidación, en donde también se alimenta una corriente de aire proveniente de un compresor para la oxidación. Al pasar por el eyector 1 se logra un contacto íntimo sosa gastada - aire. La mezcla a dos fases (líquido - aire) se alimenta por el fondo de la torre de oxidación, la cual consiste de cuatro cámaras de oxidación que operan totalmente inundadas, y en las cuales efectúa la reacción de oxidación en fase líquida de los sulfuros a tiosulfatos y de los mercapturos a disulfuros, utilizando el oxígeno contenido en el aire alimentado. La mezcla líquido - aire se vuelve a homogenizar por medio de cuatro difusores localizados en la entrada de cada cámara para optimizar la distribución de fluidos.

Las reacciones de oxidación de sulfuros y mercapturos son de naturaleza exotérmica, especialmente la de sulfuros que presenta un valor elevado de calor de reacción. Por esta razón se presentará en el sistema un considerable aumento de temperatura, a medida que progresen las reacciones de oxidación y el control de esta variable de operación se hace particularmente importante para lograr que se opere con una eficiencia adecuada.

Las reacciones de oxidación de sulfuros y mercapturos necesitan energía de activación para desarrollarse, por lo cual se requiere de una temperatura mínima en la alimentación a la torre. También a medida que aumenta la temperatura por el propio calor de reacción, la velocidad de las reacciones se incrementa. Sin embargo, en las reacciones exotérmicas, a medida que la temperatura se incrementa se desfavorece la conversión al equilibrio.

El análisis cinético del proceso de oxidación indica que la reacción controlante es la correspondiente a la oxidación de los mercapturos, en virtud de que presenta una menor velocidad y requiere de un mayor tiempo de residencia para lograr la conversión requerida, en comparación a la oxidación de los sulfuros.

La temperatura de domos de la segunda cámara deberá de fijarse entre los 70 °C y los 80 °C, pero su ajuste final será en función directa de las concentraciones de sulfuros y mercapturos que prevalezcan en la alimentación y sobre todo de las concentraciones de estos compuestos que se obtengan en el efluente de la torre de oxidación.

También es recomendable evitar altas temperaturas, debido a que se puede presentar el efecto de que una parte de los contaminantes (sulfuros y mercapturos) sean arrastrados y absorbidos por la fase gaseosa y en virtud de que la velocidad de oxidación es mucho menor en la fase gaseosa que en la fase líquida, se corre el riesgo de que dichos contaminantes arrastrados no

se oxiden completamente. Además, los contaminantes arrastrados en el gas posteriormente se reintegrarían al efluente líquido debido al enfriamiento que sufre la corriente que sale de la torre de oxidación. Se tiene estimada una temperatura del tope de la torre de oxidación situada en el rango de 101 a 110 °C, siendo esta última la temperatura máxima que se puede permitir en el sistema.

La presión de operación se consideró como parámetro crítico en el diseño de la torre de oxidación y deberá mantenerse entre el tope y fondo de la torre a 431,49 y 745,31 kPa, respectivamente. La presión dentro de la torre influye directamente en los arrastres de sulfuros, disulfuros y mercapturos en la fase gaseosa, teniendo impacto sobre el grado de conversión de sulfuros y mercapturos, por lo que se estableció como límite inferior que puede manejarse en el tope de la torre una presión de 53,04 kPa.

Las reacciones de oxidación que se llevan a cabo en esta etapa del tratamiento son las siguientes:

Sulfuro de sodio:



Hidrógeno sulfuro de sodio:



Mercapturo de sodio:



Fenoles:



2.5.3. Tratamiento de separación de gases y absorción de disulfuros

El producto oxidado sale por el tope de la torre de oxidación, se pre-enfría en el intercambiador carga-efluente; dado que para el proceso de eliminación de gases y de separación de fenoles (etapa siguiente), se necesita enfriar aún más, se le hace pasar a través de un enfriador, el cual es de tipo tubos y coraza, y se empleará agua de enfriamiento, en donde se enfría hasta 35 °C y de aquí se envía al tanque de separación de gases, donde se separan los incondensables, como son el nitrógeno y el oxígeno que no reaccionó en la mencionada torre, así como también dióxido de carbono y arrastres de disulfuros, estos últimos se encuentran en niveles de 9,400 ppm (9400 mg de disulfuros por kilogramo de aire), con la cual se hace imposible su envío al *Flare*, ya que se generarían niveles por encima

de las normas de emisiones gaseosas, que limitan las emisiones de bióxido de azufre (SO_2) (IFC, 2007) (Anexo2) , por lo que se alimentan al fondo de la torre de lavado de gases, en donde los disulfuros contenidos en la corriente gaseosa son absorbidos en dicha torre por medio de un flujo a contracorriente de turbosina, proveniente del tanque de solvente.

Del fondo de la torre de lavado de gases, la mayor parte de la turbosina se recirculará hacia el tope y el resto se purgará en forma continua. Esta torre podrá absorber hasta un 99 % de los disulfuros presentes en la corriente de gases, pasando estos a la corriente de turbosina, la cual entra por el tope de dicha torre. La corriente gaseosa que sale de la torre, se enviará a Flare para convertir los contaminantes remanentes a formas menos agresivas.

2.5.4. Tratamiento de separación de fenoles

La fase líquida que sale del tanque separador de gases, se envía por medio de bomba de sosa oxidada al tanque neutralizador, en donde también se alimenta una corriente de ácido sulfúrico al 90 % en peso por medio de la bomba de ácido proveniente del tanque de ácido sulfúrico, con el cual acidificará la corriente de sosas oxidadas hasta un pH entre 3 a 5, y así llevar a cabo la formación de fenoles, naftenos y cresoles en medio ácido a partir de sus sales. Tanto el ácido como la sosa oxidada entran en íntimo contacto en el tanque neutralizador con el fin de dar el tiempo de residencia suficiente para que ocurran las reacciones. Se deberá inyectar ácido sulfúrico siempre y cuando exista flujo de sosa oxidada en el circuito correspondiente.

La temperatura de la sosa oxidada se eleva al acidificarse hasta 75,6 °C, la cual debe ser bajada a 35 °C ya que la solubilidad de los fenoles se incrementa con la temperatura y no se obtendría la separación deseada; la reducción de temperatura se efectúa en un enfriador, el cual es del tipo tubos y coraza, haciendo pasar agua de enfriamiento por los tubos y la corriente de proceso por la coraza.

Una vez acidificada y enfriada la corriente de sosa oxidada, se forma una fase orgánica constituida por fenoles, cresoles y naftenos. Sin embargo, debido a la solubilidad de fenoles en fase acuosa (del 8 % peso aproximadamente), es necesaria la adición de turbosina que actuará como solvente para extraer el fenol y así obtener un efluente con un contenido libre de fenoles.

El flujo de turbosina estará regulado por un controlador relacionador de flujo, que ajustará el flujo que se tenga en la corriente acidificada y manteniendo una relación de 5,5:1 (corriente acidificada: turbosina).

El efluente ácido se homogeniza en el eyector 2 al tanque de separación de la fase orgánica. La separación física de las fases orgánica, flujo de gases y flujo acuoso se llevará a cabo en el tanque de separación de la fase orgánica, el cual es un tambor separador trifásico horizontal de alta eficiencia que separará por diferencias de presiones las tres fases presentes. La salida de la fase acuosa separada, estará controlada por un nivel de interface que regulará la apertura de la válvula correspondiente, la fase orgánica se rebosará dentro del mismo tanque a través de una mampara localizada en su extremo final y será descargada a control de nivel de fase orgánica, enviando la corriente al tanque de orgánicos, mientras tanto el flujo de gases que sale por el domo del tambor será regulado por una válvula de control y seguridad.

Las reacciones más importantes de acidificación que se efectúan son las siguientes:

Naftenato de sodio:



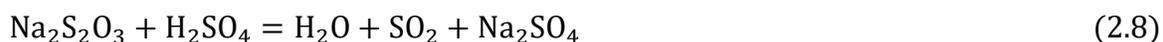
Hidróxido de sodio



Mercapturo de sodio:



Tiosulfato de sodio:



Sulfuro de sodio:



2.5.5. Tratamiento de las corrientes finales y obtención del sulfato de sodio

Después de las tres corrientes obtenidas del separador de fase orgánica se trata cada una, la fase orgánica que se envía a un tanque de orgánicos, es impulsado por una bomba carga hacia un incinerador donde los disulfuros, los ácidos nafténico, el hidrógeno sulfuro de sodio, los mercaptanos, la turbosina y los sólidos disueltos son quemados convirtiéndose en gas, donde se envían al *Flare* para terminar su tratamiento y disminuir la contaminación ambiental que pueden provocar si se envían estos gases directamente a la atmósfera. Con el flujo de gases compuestos por dióxido de azufre y sulfuro de hidrógeno, mediante la válvula de seguridad

son enviados también al *Flare* para disminuir la contaminación que puede provocar las grandes concentraciones de contaminante de compuestos sulfurados.

El flujo acuoso es enviado mediante una bomba de carga hacia un evaporador el cual se le inyecta un flujo de vapor de agua con una temperatura de 120 °C y una presión de 199 kPa para realizar la transferencia de calor dentro del equipo y así poder llevar el agua contenida en el flujo acuoso a vapor de agua y así poder cristalizar el sulfato de sodio obteniéndose como producto final.

El proceso anteriormente descrito fue tomado como referencia de una propuesta para la construcción de una planta de tratamiento de sosa gastada en la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas”, localizada en Minatitlán, Veracruz, México (Refinación, 2003).

En la figura 2.2 se muestra el diagrama de flujo del proceso anteriormente descrito.

2.6. Metodología para el balance de materiales

Los balances de materia son la base fundamental para el diseño de los procesos, debido a que así se determinan tanto las cantidades de materia prima requeridas como los productos procesados u obtenidos, en cada una de las etapas u operaciones individuales de los procesos. De esta forma se determinarán los caudales y las composiciones de las corrientes de los diferentes procesos proporcionando las ecuaciones básicas para el dimensionamiento de los principales equipos. Las ecuaciones obtenidas serán útiles para el estudio del funcionamiento de las plantas de procesamiento industrial, además de facilitar la resolución de problemas y evaluar el rendimiento obtenido frente al diseño y sus costos. Para poder realizar el balance de masa de un proceso, primero se deben especificar las condiciones del sistema sobre el cual se aplicará dicho balance, en otras palabras, delimitar o definir el sistema al que se le realizará el balance (Monsalvo Vázquez, Miranda Pascual, Romero Sánchez, & Muñoz Pérez, 2014).

Ecuaciones generales

El balance de masa no es más que una contabilización de material aplicada al sistema de que se trate. En forma sintética y general podemos expresar que para un sistema abierto:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Acumulación} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Entrada por los} \\ \text{límites del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Salida por los} \\ \text{límites del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Generación} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} \quad (2.10)$$

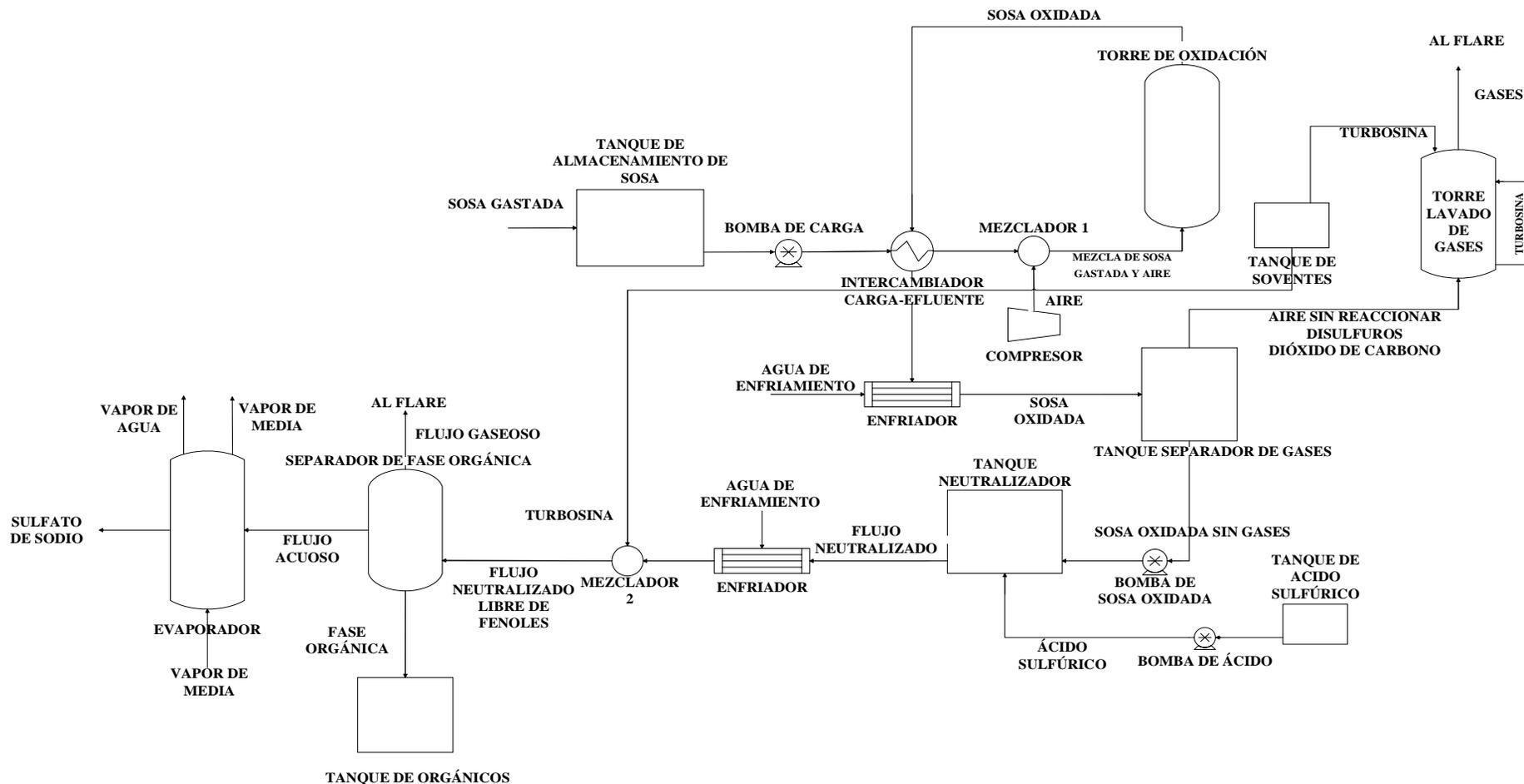


Figura 2.2. Diagrama de flujo del WAO. Fuente. Elaboración propia.

Teniendo en cuenta que la ecuación 2.10, se puede decir que la masa es conservativa, no se crea ni se destruye, la expresión anterior se reduce a:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Acumulación} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Entrada por los} \\ \text{límites del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Salida por los} \\ \text{límites del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} \quad (2.11)$$

Es lógico suponer que la expresión anterior se aplica a un sistema abierto, pues si este fuese cerrado, se verificaría que:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Acumulación} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} = 0 \quad (2.12)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Entrada por los} \\ \text{límites del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} = 0 \quad (2.13)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Salida por los} \\ \text{límites del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} = 0 \quad (2.14)$$

Esto implica que la masa inicial del sistema es constante ya que no hubo acumulación en más (fuente), o en menos (sumidero).

En el caso de tratarse de un sistema abierto estacionario se verifica que:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Acumulación} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} = 0 \quad (2.15)$$

Lo que implica:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Entrada por los} \\ \text{límites del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Salida por los} \\ \text{límites del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} \quad (2.16)$$

Para determinar las corrientes de salida del proceso se realizará un balance de materiales a partir del diagrama de bloques que presenta en la figura 2.2.

2.6.1. Balance en los reactores

Una reacción química es un proceso en el cual intervienen reactivos o materias primas para generar productos y en el que se efectúan cambios estructurales de la materia de las especies participantes, a través del rompimiento y la formación de enlaces químicos (Monsalvo Vázquez et al., 2014).

Un reactor es un recipiente de procesos que son utilizados para llevar a cabo reacciones químicas. A escala industrial, esta unidad está diseñada para efectuar operaciones controladas que involucran transferencias de masa y calor, como consecuencia de las reacciones químicas

que ocurren en su interior. Esta unidad procesadora cuenta con líneas de entrada y salida para sustancias químicas y entre sus funciones principales están: asegurar el contacto entre los reactivos en el interior del tanque, a fin de conseguir una mezcla que facilite la reacción; proporcionar el tiempo de contacto suficiente entre las sustancias y con el catalizador para conseguir la conversión buscada, y permitir condiciones de presión, temperatura y composición adecuadas, de modo que la reacción tenga lugar en el grado y la velocidad requeridos, atendiendo los aspectos termodinámicos y cinéticos de la misma (Monsalvo Vázquez et al., 2014).

El modelo para describir una reacción o proceso químico se establece por la ecuación:



Donde las materias primas (o reactivos) están ubicadas en el lado izquierdo del igual y los productos, en el lado derecho en forma general, el balance en una reacción química está dado por:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Masa de} \\ \text{los reactivos} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Masa real} \\ \text{de los productos} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Masa} \\ \text{de residuo} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Masa} \\ \text{acumulada} \end{array} \right\} \quad (2.18)$$

Una expresión generalizada sería:

$$\text{Reactivos} = \text{Productos} + \text{Residuos} + \text{Acumulados} \quad (2.19)$$

El balance de un proceso con reacción química se expresará así:

$$\text{Entradas al reactor} = \text{Salidas del reactor} \quad (2.20)$$

En las entradas se consideran todos los componentes que entran, participen o no en la reacción.

En las salidas se incluyen todos los compuestos que salen de la reacción, sean producto de esta o no.

Según lo anteriormente explicado se utiliza la siguiente ecuación (Mondeja, Ruiz, & Pons, 1987):

$$n_f = n_i - \gamma * \xi \quad (2.21)$$

Donde:

n_f : Cantidad de sustancia final (mol)

γ : coeficiente estequiométrico

ξ : Grado de avance

n_i : cantidad de sustancia inicial de la sustancia limitante (mol)

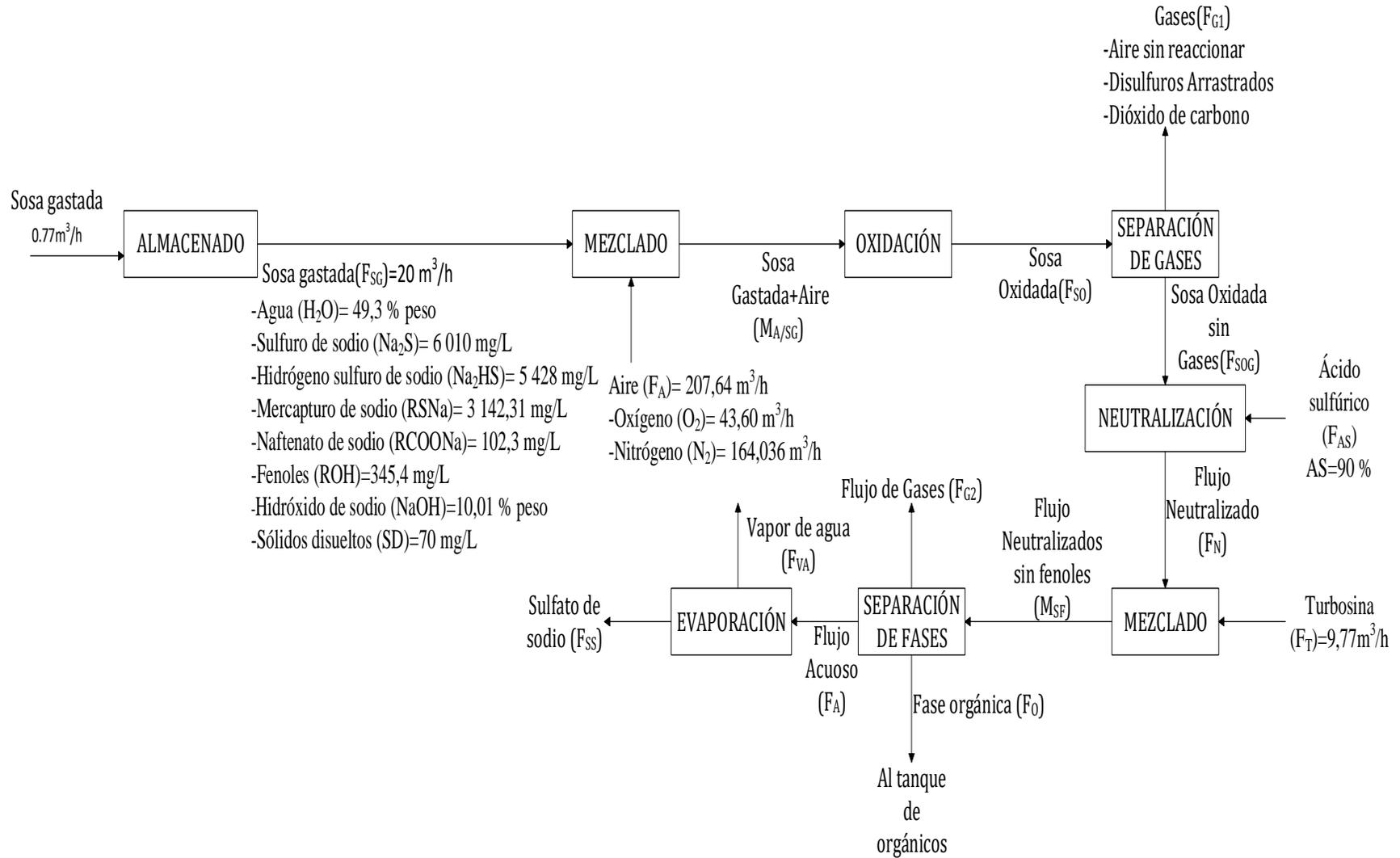


Figura 2.3. Diagrama de bloques para el balance de materiales. Fuente. Elaboración propia.

Con esta ecuación se puede hallar la cantidad de sustancias finales por cada reacción química, obteniendo así la cantidad de moles que se necesita conocer para la continuación del cálculo del balance en las posteriores etapas del proceso.

Como se puede observar en la anterior ecuación tenemos un término llamado grado de avance (ξ) el cual cuantifica la variación de la cantidad de especies químicas que intervienen en una reacción. Tiene unidad de cantidad de sustancia (mol), y se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$X = \frac{\gamma \xi}{n_0} \quad (2.22)$$

Donde:

X: conversión (%)

γ : coeficiente estequiométrico

ξ : Grado de avance

n_0 : cantidad de sustancia inicial de la sustancia limitante (mol)

Entonces se despeja y obtenemos la siguiente ecuación:

$$\xi = \frac{X * n_0}{\gamma} \quad (2.23)$$

2.6.1.1. Torre de oxidación

En la torre de oxidación existirán al menos cuatro cámaras de oxidación donde ocurrirán las reacciones químicas con los compuestos de la sosa gastada y el aire como agente oxidante.

En el lenguaje químico se usa la expresión reacción química para referirse a los fenómenos químicos que se presentan en la naturaleza, mediante los cuales ciertas sustancias presentes al principio, desaparecen en apariencia, formando sustancias diferentes, cumpliéndose así la ley de la conservación de la materia (Pérez Sánchez, 2017).

2.6.1.2. Reactor de neutralización

Para proteger recursos acuáticos naturales, algunos residuales industriales deben neutralizarse de modo que no sean ácidos ni alcalinos antes de ser desechados (Carrión Villazana & Cochachi Huaman, 2007).

En este proceso la neutralización tiene lugar en un tanque donde se agregan soluciones acuosas ácidas a la sosa oxidada, el ácido sulfúrico, el hidróxido de sodio y el carbonato de calcio son los más comúnmente utilizados, pero en este caso el que se utiliza es el ácido sulfúrico. Por lo que el balance de masa total con relación a la ecuación 2.16 es:

$$F_{\text{SOG}} + F_{\text{AC}} = F_{\text{N}} \quad (2.24)$$

2.6.2. Balance en los separadores

El separador es un tipo de equipo diseñado para separar la mezcla inicial en fracciones. Los separadores industriales se utilizan con mayor frecuencia como separadores en la industria química y en el procesamiento de petróleo y gas. El separador industrial es un contenedor de metal cilíndrico equipado con una protuberancia diseñada para la fisión inicial (gruesa) de la mezcla. Las particiones verticales están ubicadas a lo largo del depósito. Un ejemplo del funcionamiento de un separador puede ser el aceite no refinado que ingresa al aparato a través de las tuberías de entrada. Después de una separación aproximada, el aceite entra en las particiones perforadas, donde se analiza el gas desde el estado disuelto. Luego, el petróleo se asienta en la zona del lodo, después de lo cual, ya purificado de impurezas, el gas sale del aparato (Escamilla Resendiz, 2009).

Un separador convencional debe tener las siguientes características (Escamilla Resendiz, 2009):

1. Disminuir la velocidad de flujo de la mezcla para permitir la separación por gravedad de los diferentes componentes de la misma
2. Estar equipado con una salida superior para gas o vapores, una salida inferior para líquido y en el caso de ser trifásico una salida para la fase inmisible, además de constar con un orificio en el fondo para la limpieza
3. Contar con un control de nivel que opere la válvula para la salida del líquido, una válvula de seguridad en la parte superior, al igual que un manómetro indicador de presión.

En la figura 2.3 se muestra mediante un esquema la clasificación de los separadores:

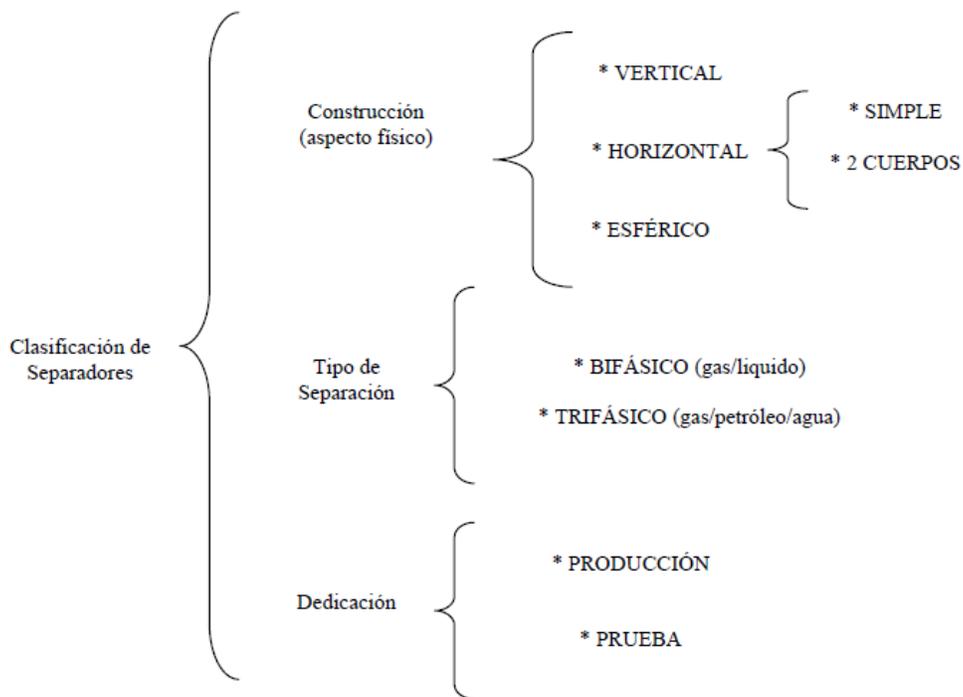


Figura 2.4. Clasificación de los separadores. **Fuente.** (Requena & Rodríguez 2006)

2.6.2.1. Separador de gases

Este tanque es un separador de mezcla gas/líquidos y forma parte de un gran grupo de equipos que involucran los procesos físicos de separación de fases: Sólidas, líquidas y gaseosas. El fluido entra en el separador y se contacta con un desviador de ingreso, causando un cambio repentino en el impulso y la separación bruta inicial de líquido y vapor. La gravedad causa que gotas de líquido caigan de la corriente de gas al fondo del recipiente de recolección (Requena & Rodríguez 2006).

En este tanque se separan la sosa oxidada del aire que no reaccionó, de los disulfuros arrastrados y del dióxido de carbono, formando así un flujo de sosa oxidada sin gases. Como es un sistema abierto estacionario se procederá a calcular el balance de masa por la ecuación (2.16)

Por lo tanto, el balance total es:

$$F_{SO} = F_{G1} + F_{SOG} \quad (2.25)$$

2.6.2.2. Separador de fase orgánica

Los separadores trifásicos son recipientes capaces de separar el gas y las dos fases de líquidos inmiscibles. Por lo general resultan muy grandes porque se diseñan para garantizar que ambas fases salgan completamente libres una de la otra. Estos separadores se emplean para separar el agua que pueda estar presente en el crudo, con lo cual se reduce la carga en el equipo de tratamiento del petróleo y se aumenta la capacidad de transporte en las tuberías. También ayuda a mejorar la precisión de las mediciones de flujo (Requena & Rodríguez 2006).

A este separador le llega una corriente compuesta por tres fases (fase gaseosa, fase acuosa y fase orgánica), estas se separan por diferencia de presiones obteniendo tres corrientes, flujo acuoso, flujo gaseoso y fase orgánica, entonces el balance de masa total correspondiente a este equipo se realiza mediante la fórmula (2.16), quedando de la manera siguiente:

$$M_{SF} = F_{ACU} + F_O + F_G \quad (2.26)$$

2.6.3. Balance en los eyectores

El eyector de vapor es un componente que se instala para extraer el aire, los gases o los vapores de los condensadores y de los equipos que operan a vacío en procesos industriales. Es una clase de bomba de vacío o compresor simplificado, sin partes móviles, como válvulas, pistones o rotores. Son elementos cuyo trabajo se basa en la transmisión de energía mediante el impacto de un chorro fluido a gran velocidad, contra otro fluido en movimiento o en reposo, para conseguir una mezcla a una velocidad moderadamente elevada, que va disminuyendo progresivamente hasta obtener la presión que se necesite (vmf, 1989 - 2021).

2.6.3.1. Eyector 1 (sosa gastada/aire)

Este eyector 1 se encuentra localizado antes de la torre de oxidación ya que es necesario para satisfacer las condiciones en la que debe trabajar la misma. En este se mezcla el flujo de la sosa gastada proveniente del intercambiador de calor y de aire inyectado por el compresor, entonces el balance de masa por la ecuación (2.16) nos queda:

$$F_{SG} + F_A = M_{A/SG} \quad (2.27)$$

2.6.3.3. Eyector 2 (Turbosina/Flujo neutralizado)

En este eyector 2 se unen los flujos de turbosina y el flujo neutralizado con el objetivo de eliminar los fenoles existentes, el balance de masa total por la ecuación (2.16) es:

$$F_T + F_N = M_{SF} \quad (2.28)$$

2.6.4. Balance en el evaporador

Los evaporadores son intercambiadores de calor usados específicamente para concentrar soluciones mediante la evaporación parcial del solvente, algunas veces hasta el punto que ocurra el fenómeno de la cristalización. Son diseñados para optimizar la producción del producto líquido o sólido. A medida que se calienta la solución y aumenta la concentración del soluto o sal, puede excederse el límite de solubilidad del material en solución y se formaran cristales. Esto limita la concentración máxima que puede obtenerse por evaporación de la solución. En la mayoría de los casos la solubilidad de la sal aumenta con la temperatura. Esto significa que, al enfriar a temperatura ambiente una solución concentrada caliente que proviene de un evaporador puede presentarse una cristalización (Caracciolo Gómez, 2016). La evaporación consiste en la adición de calor a una solución para evaporar el disolvente que, por lo general, es agua. Usualmente, el calor es suministrado por condensación de un vapor (como vapor de agua) en contacto con una superficie metálica, con el líquido del otro lado de dicha superficie. El tipo de equipo usado depende tanto de la configuración de la superficie para la transferencia de calor como de los medios utilizados para lograr la agitación o circulación del líquido. A continuación, se analizan los tipos generales de equipo (Caracciolo Gómez, 2016).

En el evaporador se obtienen dos corrientes las cuales las podemos calcular siguiendo la ecuación 2.16 para determinar la ecuación general para el balance de materiales:

$$F_{ACU} = F_{SS} + F_{VA} \quad (2.29)$$

2.7. Dimensionamiento de los principales equipos

En la tecnología de oxidación con aire húmedo existen varios equipos que hacen que se lleve a cabo el proceso de tratamiento de sosa, pero en este caso solo dimensionaremos los equipos fundamentales.

El dimensionamiento de los equipos es uno de los aspectos más importantes en un proyecto ingenieril. El primer paso a seguir en el dimensionamiento es la realización de los balances de materia (BM) ya que son las herramientas necesarias para contabilizar los flujos de materia. Una vez realizados los BM necesarios se pueden hacer unos cálculos iniciales en los que se obtengan las dimensiones principales de los equipos de proceso. Como resultados fundamentales se deben indicar para cada equipo dimensiones tales como: altura, longitud,

anchura, diámetro, volumen, superficie en planta, capacidad de trabajo, caudal (Edoc.tips, 2016).

2.7.1. Dimensionamiento de los equipos semejantes

Para los reactores, cuando las reacciones se dan en fase líquida, se dimensionan semejante a un tanque agitado, al igual que los tanques de almacenamientos su diámetro y altura se calculan con la misma fórmula de un tanque con agitación, entonces el procedimiento es el siguiente (Academia, 2021):

La capacidad se determina por la ecuación siguiente ecuación:

$$C = Q * \frac{tr}{60} \quad (2.30)$$

Donde:

C=Capacidad en m³

Q=Flujo volumétrico del líquido en m³/h

tr= tiempo de residencia en min

El diámetro de tanque se determina usando L/D y la geometría:

$$C = \left(\frac{\pi}{4}\right) D^2 * L \quad (2.31)$$

Donde:

D=Diámetro del recipiente, m

L=altura del líquido, m

La presión de operación se usa para calcular L/D:

Si $P \leq 250$ psia, L/D=3

Si $250 < P \leq 500$ psia, L/D=4

Si $P > 500$ psia, L/D=5

El área del tanque se puede calcular de la siguiente manera:

$$A = \frac{\pi * D^2}{4} \quad (2.32)$$

La altura del tanque se puede obtener según la capacidad del tanque:

$$C = A * H \quad (2.33)$$

2.7.3. Tanque de separador de gases

Este tanque se considera un separador horizontal y los gases de la sosa oxidada se separan por diferencia de densidades, la metodología para calcular sus dimensiones, se muestra a continuación (Requena & Rodríguez 2006):

1. Calcular el valor $d * L_{eff}$ que satisfaga la capacidad de gas a través de la siguiente ecuación:

$$d * L_{eff} = 420 \left(\frac{ZT}{P} \right) Q_g \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{0,5} \quad (2.34)$$

Donde:

d: Diámetro interno del separador (m).

L_{eff} : Longitud efectiva del separador (m).

Q_g : Flujo de gas (m^3/h).

Z: Factor de compresibilidad a P y T.

T: Temperatura de operación ($^{\circ}C$).

P: Presión de operación (kPa).

ρ_g : Densidad del gas (kg/m^3).

ρ_l : Densidad del líquido (kg/m^3).

C_D : Coeficiente de arrastre.

d_m : Diámetro de gota de líquido a separar (micrones).

- Para el cálculo de d_m , se puede asumir el valor recomendado por la norma API, de 150 micrones.
- Para el cálculo del coeficiente de arrastre C_D , se utiliza la fórmula:

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0,5}} + 0,34 \quad (2.35)$$

Donde:

C_D : Coeficiente de arrastre, adimensional

Re: Numero de Reynolds

-Para calcular el número de Reynolds de la gota se utiliza la fórmula:

$$Re = 0,0049 \frac{d_m \rho_g V_t}{\mu_g} \quad (2.36)$$

Donde:

Re: Número de Reynolds.

d_m : diámetro de la gota (micrones).

ρ_g : densidad del gas (kg/m^3).

V_t : velocidad terminal (m/h).

μ_g : viscosidad del gas ($\text{kg/m}^*\text{h}$).

-Y para calcular la Velocidad Terminal (V_t) se usa la fórmula:

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{0,5} \quad (2.37)$$

Donde:

V_t : Velocidad terminal (m/h).

ρ_l : densidad del líquido (kg/m^3).

ρ_g : densidad del gas (kg/m^3).

d_m : diámetro de la gota micrones (micrones).

C_D : Coeficiente de arrastre partícula.

Como se puede observar, el valor de C_D se repite como incógnita en las ecuaciones, por lo que la solución tiene que ser por ensayo y error (iteración).

✓ Para calcular el valor de C_D utilizar el siguiente procedimiento:

a. Asuma un valor de C_D .

b. Calcular V_t de la fórmula (2.35).

c. Conociendo V_t , calcular el Re, de la fórmula (2.35).

d. Calcular entonces nuevamente C_D con la fórmula (2.35), si dicho valor es igual al asumido, continuar con el siguiente paso, si no repetir la iteración hasta que los dos valores sean iguales.

2. Ya obtenido C_D y el correspondiente valor de la expresión $d * L_{eff}$, se elabora una tabla para diferentes valores de “d” y “ L_{eff} ”. Adicionalmente, se calculan y tabulan diferentes longitudes costura a costura (L_{ss}), con la siguiente formula:

Para la capacidad del gas:

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad (2.38)$$

-Para la capacidad del líquido:

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff} \quad (2.39)$$

3. Para uno o varios tiempos de retención requeridos (de acuerdo al tipo de crudo y los procesos involucrados), calcular el valor de $d^2 * L_{eff}$ y efectuar combinaciones de valores de “d” y “ L_{eff} ”. Se calcula la longitud costura-costura (L_{ss}), a través de las siguientes ecuaciones:

-Para el tiempo de retención:

$$d^2 L_{eff} = \frac{tr Q_l}{0,7} \quad (2.40)$$

Donde:

Q_l : flujo del líquido

4. Para una mejor visualización del diseño, se pueden graficar los valores de “d” y “ L_{eff} ” para el gas y para el tiempo de retención de líquido. Allí se podrá verificar más fácilmente los rangos donde se encuentra la mejor combinación de valores de “d” y “ L_{eff} ” que cumplan con los requerimientos de proceso presentes.
5. Se selecciona un “d” y un “ L_{ss} ” que satisfaga la capacidad de gas y el tiempo de retención requerido.

Para los cálculos de los procedimientos se utilizará el *software Microsoft Excel*, en el cual se programarán los datos previos.

2.7.5. Tanque separador de la fase orgánica

Este tanque es un separador horizontal trifásico, en donde los gases, la fase orgánica y la fase acuosa se separan, formando tres corrientes de salida. Para el dimensionamiento de este equipo se necesita una amplia información descendiente del flujo de gases y de líquido (Fase acuosa y Fase orgánica), de la cual no contamos para poder realizar los cálculos necesarios para la resolución de sus dimensiones, pero en la Refinería de Cienfuegos S.A. se utilizan en varios procesos este tipo de equipo, como ejemplo para la separación de petróleo-gas-agua, por lo que tomaremos sus dimensiones (diámetro, área, altura y volumen) y tipo de material para posteriores cálculos (Anexo 3).

2.8. Metodología para la estimación de costo

Tan pronto como se completa la etapa final de diseño del proceso, es posible hacer estimaciones de costos precisas debido a las especificaciones detalladas del equipo y se dispone de información definitiva sobre las instalaciones de la planta. A continuación, pueden obtenerse cotizaciones directas de precios basadas en especificaciones detalladas de varios fabricantes. Sin embargo, como se mencionó anteriormente, ningún proyecto de diseño debe pasar a las etapas antes de que se consideren los costos, y se deben realizar estimaciones de costos todas las primeras etapas del diseño cuando las especificaciones completas no son disponible. La evaluación de costos en las fases preliminares de diseño a veces es llamada “estimación aproximada”, pero la designación apropiada es estimación de costos de prediseño. Tales estimaciones deben ser capaces de proporcionar una base para la empresa. Dirección para decidir si se debe invertir más capital en el proyecto (Peters & Timmerhaus, 1991).

El ingeniero químico (o ingeniero de costos) debe estar seguro de considerar todos posibles factores a la hora de realizar un análisis de costes. Costos fijos, costos directos de producción para las materias primas, la mano de obra, el mantenimiento, la energía y los servicios públicos deben incluirse junto con los costos de la planta y los gastos generales administrativos, la distribución de los productos y otros artículos diversos (Peters & Timmerhaus, 1991).

2.8.1. Costo del equipamiento

Para obtener el valor del costo total actual de equipamiento se necesita calcular el costo actual en el 2016 de cada equipo de la planta, para ello se utiliza la ecuación 2.39

$$\frac{\text{Índice de costo original (2012)}}{\text{Índice de costo actual (2019)}} = \frac{\text{Costo original (2012)}}{\text{Costo actual (2019)}} \quad (2.41)$$

$$\text{Costo actual (2019)} = \frac{\text{Índice de costo actual (2019)} * \text{Costo original (2012)}}{\text{Índice de costo original (2012)}} \quad (2.42)$$

El costo de cada equipo será seleccionado tomando como referencia un proyecto ejecutado en una refinería en el 2012.

Para obtener los valores de los índices de costo del 2012 y 2019 se utilizaron los artículos de (G. Farrar, 2012, Diciembre 24) y (G. Farrar, 2019) de la revista “*Gas and Oil Journal Digital Magazine*”, la misma se actualiza cada tres meses y solo se utiliza para la industria petrolera.

El costo total actual del equipamiento (CTE) es la suma del costo en el 2019 de todos los equipos que componen la unidad de objeto de estudio, así como, de los equipos auxiliares que se utilizan en dicho proceso. Este CTE será utilizado para calcular el costo total de la inversión.

2.8.2. Costo total de inversión

Antes de que se pueda poner en funcionamiento una planta industrial, se debe adquirir e instalar la maquinaria y equipo necesarios. Se deben obtener terrenos e instalaciones de servicio, y se debe erigir la planta completa con todas las tuberías, controles y servicios. Además, es necesario tener dinero disponible para el pago de los gastos relacionados con la planta operación. El capital necesario para suministrar la fabricación y la planta necesarias instalaciones se denomina inversión de capital fijo, mientras que la necesaria para el funcionamiento de la planta se denomina capital de trabajo. La suma del capital fijo, la inversión y el capital de trabajo se conoce como la inversión de capital total. La porción de capital fijo se puede subdividir en capital manufacturero inversión e inversión de capital no manufacturero (Peters & Timmerhaus, 1991).

Los costos directo e indirecto, capital fijo invertido, entre otros, se calculan utilizando los valores de porciento que se obtienen de la tabla 17 del libro de texto (Peters & Timmerhaus, 1991), se le haya cada uno de estos porcentos al costo total actual de equipamiento y la suma de los valores obtenidos es el capital total actual invertido (CTI).

2.9. Análisis económico de la propuesta

2.9.1. Costo total de producción

Para estimar el costo total de producción se utilizan los factores de proporción y las ecuaciones que se encuentran en la tabla 27 del (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$CTP = \text{Costos de fabricación}(CF) + \text{Gastos Generales (GG)} \quad (2.43)$$

$$Cf = \text{Costos Directos}(CD) + \text{Cargos Fijos (CF)} + \text{Costos Indirectos}(CI) \quad (2.44)$$

$$GG = \text{Distribución y venta (DV)} + \text{Administración (A)} + \text{Investig. y Des. (ID)} \quad (2.45)$$

$$\text{Depreciación} = \text{CFI} - \text{VRVd} \quad (2.46)$$

2.9.2. Cálculo de la ganancia

El objetivo de la propuesta de oxidación con aire húmedo es que, se pueda tratar la sosa gastada, entonces mediante esta tecnología se obtiene como resultado el sulfato de sodio, el cual tiene varias aplicaciones a nivel industrial. Lo antes mencionado demuestra, que el producto final obtenido en la tecnología es enviado a ventas, permitiendo obtener ganancias. La ganancia se calcula mediante la ecuación 2.47:

$$\text{Ganancia} = \text{Ingreso total} - \text{CTP} \quad (2.47)$$

2.9.3. Valor actual neto

El valor del dinero en el tiempo significa que un determinado capital que se tiene en la actualidad va incrementando su valor en el futuro a determinada tasa de interés fijada, (Branan, 2000). Entonces, la evaluación del valor del dinero varía a través del tiempo según la siguiente expresión:

$$F = P * (1 + r)^i \quad (2.47)$$

Donde:

F= Valor futuro de una cantidad presente (P) de dinero, \$.

r =Tasa de interés fijada, fracción.

i =Año para el cual se desea determinar el valor futuro de la cantidad presente.

El proceso de actualización a valor presente se realiza por la ecuación:

$$P = \frac{F}{(1+D)^i} \quad (2.48)$$

Donde:

D=tasa de descuento en fracción.

La expresión por la que la suma futura es multiplicada se conoce como “factor de descuento”

$$\text{Factor de descuento} = \frac{1}{(1+D)^i} \quad (2.49)$$

Entonces el valor actual neto (Cardoso Montalván et al.) es el valor de los flujos de caja proyectados para todos los años durante el período de evaluación del proyecto, siendo positivo si el saldo entre beneficios y gastos es favorable, y negativo en caso contrario. Visto así:

$$VAN = -K_0 + \sum_{i=0}^n \frac{FC_i}{(1+D)^i} \quad (2.50)$$

Donde:

K_0 = inversión inicial

F_{Ci} = flujo de caja en el año i

D = tasa de descuento real utilizada.

Generalmente en la industria del petróleo se utilizan tasas de descuento del 10 %.

Criterio de Decisión:

Si el VAN > 0 Proyecto Rentable, se acepta el proyecto.

Si el VAN = 0 Proyecto Costeable, se es indiferente.

Si el VAN < 0 Proyecto Irrentable, se rechaza el proyecto.

2.9.4. Tasa interna de retorno

Se define como aquella tasa de descuento que reduce a cero el Valor Actual Neto. La TIR representa el porcentaje o tasa de interés que se gana sobre el saldo no recuperado de una inversión, de forma tal que, al finalizar el período de evaluación o vida útil, el saldo no recuperado sea igual a cero. Analíticamente la TIR se determina como:

$$0 = -K_0 + \sum_{i=0}^n \frac{F_{Ci}}{(1 + TIR)^i} \quad (2.51)$$

Como se puede observar en la ecuación 2.51, su solución requiere de un análisis iterativo. El análisis de la inversión se hace teniendo en cuenta dos factores: primero, debe ser tal su ganancia, que compense los efectos inflacionarios, y, en segundo término, debe poseer un premio o sobretasa por arriesgar el dinero en determinada inversión. Entonces, para esto se valora la tasa mínima aceptable de retorno (TMAR) (Branan, 2000)

Se define TMAR como:

$$TMAR = i + f + i * f \quad (2.52)$$

Donde

i = inflación

f = premio del riesgo.

Como puede observarse en la ecuación 2.50, el valor del VAN es inversamente proporcional al valor de D de modo que si la tasa mínima aceptable de retorno es muy alta, el VAN puede volverse negativo, y en ese caso se rechazaría la inversión (Cortés Martínez, 2016).

Si el TIR > TMAR, se acepta la inversión. El criterio de aceptación de evaluación se analizará de la siguiente forma:

- ✓ si $VAN \geq 0$, acéptese el proyecto;
- ✓ si $VAN < 0$, rechácese.

2.9.5. Período de recuperación de la inversión

Es el tiempo en que se recupera la inversión inicial para una tasa de descuento D considerada.

Se calcula como el momento para el cual el VP se hace cero.

$$0 = -K_0 + \sum_{i=0}^{PRI} \frac{F_{Ci}}{(1+D)^i} \quad (2.53)$$

Para obtener el valor del PRI se le van adicionando gradualmente a la inversión inicial los flujos de caja anuales hasta que el resultado sea cero, en ese momento se ha recuperado la inversión.

La determinación de los indicadores dinámicos de rentabilidad: VAN, TIR y PRI se realiza para valorar la factibilidad de la inversión de la planta. El cálculo de estos indicadores se desarrollará mediante el *software Microsoft Excel*, en el cual se programarán los datos previos para calcular el VAN y la TIR, determinándose estos con la ayuda de funciones financieras. Se toma una tasa de interés de un 12 %.

Conclusiones parciales del Capítulo 2

1. La caracterización de la unidad objeto de estudio permitió conocer las variables operacionales más influyentes (presión, temperatura y flujo), así como las composiciones de las corrientes, donde se estableció los límites del estudio.
2. Para la evaluación general de la propuesta de la planta de tratamiento de sosa gastada se desarrolla una metodología para resolver los balances de materiales y para el dimensionamiento de los equipos fundamentales del proceso.
3. El análisis económico permite determinar la viabilidad del diseño seleccionado anteriormente y en consecuencia aportar criterios integrales para la toma de decisiones con respecto a la futura inversión para mejorar el proceso de refinación de petróleo y cumplir las normas medioambientales.



Capítulo 3

CAPÍTULO III. RESOLUCIÓN DE LA METODOLOGÍA DESCRITA PARA LA EVALUACIÓN DEL OBJETO DE ESTUDIO

En este capítulo se desarrolla los cálculos de la metodología antes expuesta en el capítulo 2, necesarios para realizar la evaluación correspondiente a la propuesta tecnológica. Se realiza los cálculos de los balances de masa y del dimensionamiento, obteniendo los resultados necesarios para la resolución de la evaluación económica y comprobar la factibilidad del objeto de estudio propuesto. Para el desarrollo de este capítulo se utiliza el *software Microsoft Excel*.

3.1. Balance de materiales para la tecnología propuesta

3.1.1. Balance de materiales en el eyector 1

Para el balance de materiales en el eyector 1 se asume un flujo de sosa gastada de 20 m³/h y un flujo de aire necesario para la reacción de oxidación en la torre de oxidación de 207,64 m³/h entonces por la ecuación 2.26:

Tabla 3.1. Resultado del balance de materiales en el eyector 1

Eyector 1		
F _{SG} =	20	m ³ /h
F _A =	207,64	m ³ /h
M _{A/SG} =	227,64	m ³ /h

Fuente. Elaboración propia

3.1.2. Balance de materiales en la torre de oxidación

Para el balance de materiales en la torre de oxidación se utiliza un flujo de una mezcla de sosa gastada y aire que llega desde el eyector 1 igual a 227,64 m³/h. En este equipo se realiza un balance parcial con los componentes de sosa gastada y de aire, ya que no se transforma ni aumenta el flujo entrante, por lo tanto, es la misma cantidad que sale de esta torre.

Para el balance parcial se utiliza las reacciones químicas de oxidación descritas en el capítulo 2 de la ecuación 2.1 a la 2.4. Con estas ecuaciones se realiza los cálculos correspondientes para conocer las cantidades de sustancias que se obtiene con un 80 % de conversión al reaccionar con el oxígeno como agente oxidante. Para esto se utiliza las ecuaciones 2.21, 2.22 y 2.23 para cada sustancia.

Es importante mencionar que no todos los componentes de la sosa gastada reaccionan con el oxígeno, como son el naftenato de sodio y los sólidos disueltos obteniéndose en la corriente

de salida la misma cantidad de sustancias de entrada. Además, se forman sustancias nuevamente como es el hidróxido de sodio, incrementando la cantidad de sustancias que esta tenía a la entrada, entonces los resultados quedan de la manera siguiente:

Tabla 3.2. Resultado del balance de materiales parciales en la torre de oxidación

Torre de oxidación	
Agua (H ₂ O)=	191,27 mol/h
Sulfato de sodio (Na ₂ S)=	308,03 mol/h
Hidrógeno sulfuro de sodio (Na ₂ HS)=	274,65 mol/h
Mercapturo de sodio (RSNa)=	179,36 mol/h
Naftenato de sodio (RCOONa)=	30,08 mol/h
Fenoles (R-OH)=	14,68 mol/h
Hidróxido de sodio (NaOH)=	2 004,59 mol/h
Solidos disueltos (SD)=	70,00 mol/h
Oxígeno (O ₂)=	958,62 mol/h
Nitrógeno (N ₂)=	6 938,92 mol/h
Tiosulfato de sodio (Na ₂ S ₂ O ₃)=	1 165,36 mol/h
Disulfuros (RSSR)=	358,71 mol/h
Dióxido de carbono (CO ₂)=	352,34 mol/h

Fuente. Elaboración propia

3.1.3. Balance de materiales en el tanque separador de gases

En este equipo se utiliza la corriente proveniente de la torre de oxidación, ya que después de esta pasa por un intercambiador de calor y luego por un enfriador, donde el flujo no cambia solo la temperatura y esto no influye en el balance de masa del separador de gases, del cual salen dos corrientes resultantes, el flujo de gases y el de sosa oxidada sin gases.

Para calcular la corriente de gases resultante se utilizan la misma cantidad de sustancia que viene en la corriente proveniente de la torre de oxidación porque estos se separan al entrar al tanque y no cambia su molaridad, entonces se realiza la conversión de unidades de la cantidad de sustancias de oxígeno, nitrógeno, disulfuros arrastrados y de dióxido de carbono, mediante la masa molar y la densidad de cada cual, luego se suman y se haya un flujo volumétrico de gases , como se muestra en la ecuación 3.1:

$$F_{G1} = \sum_{i=0}^n \frac{M_{Gi}}{\rho_{Gi}} \tag{3.1}$$

Tabla 3.3. Datos para la conversión de unidades para el flujo gaseoso

Sustancias	Peso molar		Densidades	
Oxígeno (O ₂)=	16,00	g/mol	1 429	g/m ³
Nitrógeno (N ₂)=	28,01	g/mol	1 250,6	g/m ³
Dióxido de carbono (CO ₂)=	44,01	g/mol	1 976	g/m ³
Disulfuros Arrastrados (RSSR)=	122,00	g/mol	1 060	g/m ³

Fuente. Elaboración propia

Con la sumatoria de cada gas obtenemos un flujo de gas y con este se realiza el balance de masa total por la ecuación 2.24, arrojando los resultados siguientes

Tabla 3.4. Resultados del balance total en el separador de gases

Separador de gases		
F _{G1} =	174,01	m ³ /h
F _{SOG} =	53,62	m ³ /h

Fuente. Elaboración propia

3.1.4. Balance de materiales en el neutralizador

En el neutralizador entra una corriente de sosa oxidada sin gases y una de ácido sulfúrico desarrollándose dentro de este las reacciones químicas de la 2.5 a la 2.8. Para el balance de materiales en este equipo realizaremos el mismo procedimiento de la torre de oxidación con las mismas ecuaciones la 2.21, 2.22 y 2.23.

Tabla 3.5. Resultados de los balances parciales en el neutralizador

Neutralizador	
Agua (H ₂ O)=	3 552,06 mol/h
Ácido Nafténico (RCOOH)=	30,08 mol/h
Hidrógeno sulfuro de sodio (Na ₂ HS)=	274,65 mol/h
Sulfato de sodio (Na ₂ SO ₄)=	2 580,40 mol/h
Fenoles (R-OH)=	14,68 mol/h
Mercaptano (RSH)=	179,36 mol/h
Sólidos disueltos (SD)=	70,00 mol/h
Sulfuro de hidrógeno (H ₂ S)=	308,03 mol/h
Disulfuros (RSSR)=	354,54 mol/h
SO ₂ =	352,34 mol/h

Fuente. Elaboración propia

En este equipo se debe realizar un balance total ya que al inyectar un flujo de un 0,14 m³/h de ácido sulfúrico aumenta el flujo total que sale del neutralizador para esto se utilizara la ecuación 2.24, entonces los resultados son los siguientes:

Tabla 3.6. Resultado del balance de materiales total del neutralizador

Neutralizador		
F _{AC} =	0,14	m ³ /h
F _N =	53,76	m ³ /h

Fuente. Elaboración propia

3.1.5. Balance de materiales en el eyector 2

En el eyector 2 se mezclan las corrientes de entrada del flujo neutralizado y de flujo de turbosina formando una corriente de salida la cual se quiere obtener el valor resultante de su flujo, y se calcula por la ecuación 2.28. Se debe tener en cuenta la relación de 5.5:1 de flujo neutralizado/turbosina para los cálculos correspondientes, entonces los resultados son los siguientes:

Tabla 3.7. Resultado del balance total en el eyector 2

Eyector 1		
M _{SF} =	63,52	m ³ /h

Fuente. Elaboración propia

3.1.6. Balance de materiales en el separador de la fase orgánica

Al separador de la fase orgánica le llega una corriente de tres fases, es decir, flujo acuoso, fase orgánica y flujo gaseoso, al entrar en este las corrientes se separan y sales por tres líneas diferentes. Para el cálculo del balance de materiales se utilizó la ecuación 2.26 la cual se resuelve con un procedimiento similar al otro separador.

Se convierte los compuestos del flujo acuoso y gaseoso por medio de la densidad y del peso molecular de cada sustancia que contienen estos, igual que se hizo en el separador de gases siguiendo la ecuación 3.1, esta última muestra cómo se hace la conversión, además se utiliza la ecuación 3.3 para la convertir los compuestos del flujo acuoso, para estos cálculos se necesitan los datos que se muestran en la tabla 3.8 y 3.9:

$$F_{ACU} = \sum_{i=0}^n \frac{M_{Li}}{\rho_{Li}} \tag{3.3}$$

Tabla 3.8. Datos para la conversión de unidades para el flujo acuoso

Sustancias	Peso molar		Densidades	
Agua (H ₂ O)=	18,015	g/mol	997	g/L
Sulfato de sodio (Na ₂ SO ₄)=	142,04	g/mol	2 660	g/L

Fuente. Elaboración propia

Tabla 3.9. Datos para la conversión de unidades para el flujo acuoso

Sustancias	Peso molar		Densidades	
Dióxido de azufre (SO ₂)=	64,066	g/mol	2,92	g/L
Sulfuro de hidrogeno (H ₂ S)=	34,10	g/mol	1,36	g/L

Fuente. Elaboración propia

Después de convertidos y sumados los compuestos de cada corriente, se obtiene un flujo de cada una por lo que despejando la ecuación 2. Se puede obtener el flujo de fase orgánica en la tabla 3.10 se muestran los resultados del balance en este equipo:

Tabla 3.10. Resultados del balance del separador de la fase orgánica

Separador de fase orgánica	
F _{ACU} =	0,20 m ³ /h
F _O =	30,04 m ³ /h
F _{G2} =	33,29 m ³ /h

Fuente. Elaboración propia

3.1.7. Balance de materiales en el evaporador

Para realizar el balance de materiales en el evaporador se tiene en cuenta el flujo acuoso que está compuesto por sulfato de sodio y agua, por lo que salen dos corrientes finales, vapor de agua y el sulfato de sodio en forma de cristales, pero para la evaporación del agua contenida en la mezcla se usa vapor de media con una temperatura de 120 °C y una presión de 199 kPa, con estos datos se busca en las tablas que se encuentran en (Keenan, Keyes, Hill, & Moore, 1969) y tomamos la densidad como dato para convertir el flujo másico de vapor de media a flujo volumétrico, pero este no influye en el balance de materiales pero si es una corriente de salida solo que va a ser el mismo resultado de la entrada, los resultados de balance total por la ecuación 2.29 son los siguientes:

Tabla 3.11. Datos del vapor de media

Vapor de media			
Flujo de vapor (kg/h)	T (°C)	P (kPa)	ρ (kg/m ³)
4 166,6	120	199	1,12
Flujo de Vapor de media= 3 713,7 m³/h			

Fuente. (Keenan et al., 1969)

Tabla 3.12. Resultado del balance de materiales en ele evaporador

Evaporador	
F _{SS} =	0,13 m ³ /h
F _{VA} =	0,064 m ³ /h

Fuente. Elaboración propia

3.2. Dimensionamiento de los principales equipos

3.2.1. Dimensionamiento en los equipos semejantes

Para el dimensionamiento de los equipos se tomarán los flujos calculados en los balances de masa de cada uno. Se realiza el cálculo del volumen, el diámetro, la altura, el área, etc., por metodología planteada en el capítulo 2 de la ecuación 2.30 a la 2.33.

Tabla 3.13. Resultados de las dimensiones del tanque de almacenamiento de sosa

Resultados	
Volumen (C)=	100 m ³
Tiempo de residencia (tr)=	5 d
Diámetro (D)=	3,48 m
Área (A)=	9,51 m ²
Altura (H)=	10,51 m

Fuente. Elaboración propia

Tabla 3.14. Resultado del dimensionamiento de la torre de oxidación

Resultados	
Volumen (C)=	227,64 m ³
Tiempo de residencia (tr)=	1 h
Diámetro (D)=	4,58 m
Área (A)=	16,47 m ²
Altura (H)=	13,51 m

Fuente. Elaboración propia

Tabla 3.15. Resultado del dimensionamiento del neutralizador

Resultados	
Volumen (C)=	2 m ³
Tiempo de residencia (Beltrán Novillo)=	1 h
Diámetro (D)=	2,91 m
Área (A)=	6,65 m ²
Altura (H)=	3 m

Fuente. Elaboración propia

3.2.2. Dimensionamiento del separador de gases

Para el dimensionamiento del separador de gases se seguirá paso a paso la metodología desarrollada en el epígrafe 2.7.3 y se necesita varios valores para el cálculo, los cuales se muestran en la tabla 3.16:

Tabla 3.16. Datos para el cálculo del dimensionamiento del separador de gases.

Datos	
Flujo del líquido (Q _L)=	53,62 m ³ /h
Flujo de gas (Q _G)=	174,01 m ³ /h
Temperatura de operación (T)=	40 °C
Presión de operación (P)=	3,5 kg/cm ²
Diámetro de gota del líquido a separar (dm) =	150 micrones
Volumen de separador (V)=	981 L

Fuente. Elaboración propia.

Como se puede observar en la tabla anterior se tiene algunos datos necesarios para el desarrollo del dimensionamiento por lo que fueron extraídos desde (Refinación, 2003), como son la temperatura y presión de operación. En esta investigación se utiliza un equipo similar al que se necesita, los demás datos son resultados del balance de masa que se realizó en este equipo y el diámetro de gota del líquido a separar se toma 150 micrones como se explica en el epígrafe 2.7.3.

Para calcular la velocidad terminal según la ecuación 2.37 se toma el valor de coeficiente de arrastre igual a 180,5, luego de hacerse varias iteraciones. Además, se necesita los valores de densidad del líquido y densidad del gas, para calcularlas se utiliza la siguiente metodología:

1. Para el cálculo de la densidad del líquido, se necesita los compuestos de este y el volumen del separador, además de tomarse como base de cálculo 1 hora:

Componentes del líquido:

- Agua (H₂O) = 382,11 mol
- Sulfuro de sodio (Na₂S) = 308,02 mol
- Hidrógeno sulfuro de sodio (Na₂HS) = 274,65 mol
- Mercapturo de sodio (RSNa) = 179,35 mol
- Naftenato de sodio (RCOONa) = 30,08 mol
- Fenoles (R-OH) = 14,68 mol
- Hidróxido de sodio (NaOH) = 2 004,58 mol
- Sólidos disueltos (SD) = 70 mg
- Tiosulfato de sodio (Na₂S₂O₃) = 1 165,35 mol
- Disulfuros (RSSR) = 358,71 mol

- ✓ Como se puede observar los compuestos están dado en la unidad de medida mol y se deben llevar a graos para así obtener la masa, para esto se debe multiplicar cada uno por su peso molecular, los resultados se pueden apreciar en la tabla 3.17:

Tabla 3.17. Conversión de unidades por el peso molecular

Sustancias	Peso molecular		Masa de las sustancias	
Agua (H ₂ O)	18,01	g/mol	6 883,91	g
Sulfuro de sodio (Na ₂ S)	78,04	g/mol	24 040,00	g
Hidrógeno sulfuro de sodio (Na ₂ HS)	79,05	g/mol	21 712,00	g
Mercapturo de sodio (RSNa)	70,08	g/mol	12 569,24	g
Naftenato de sodio (RCOONa)	68,01	g/mol	2 046,00	g
Fenoles (R-OH)	94,11	g/mol	1 381,60	g
Hidróxido de sodio (NaOH)	39,99	g/mol	80 177,51	g
Sólidos disueltos (SD)	-	-	0,07	g
Tiosulfato de sodio (Na ₂ S ₂ O ₃)	158,11	g/mol	184 254,93	g
Disulfuros (RSSR)	122	g/mol	43 762,76	g
Oxígeno (O ₂)	16,00	g/mol	15 337,85	g
Nitrógeno (N ₂)	28,01	g/mol	194 382,78	g
Dióxido de carbono (CO ₂)	44,01	g/mol	15 506,33	g
Disulfuros Arrastrados (RSSR)	122,00	g/mol	508,92	g

Fuente. Elaboración propia

- ✓ Al ser convertidos los compuestos en gramos, se utiliza las ecuaciones 3.4 y 3.5 para hallar la densidad de líquido y del gas respectivamente:

Densidad del líquido:

$$\rho_L = \frac{\text{masa total del Líquido}}{\text{Volumen del separador}} \tag{3.4}$$

Densidad del gas:

$$\rho_G = \frac{\text{masa total del Gas}}{\text{Volumen del separador}} \tag{3.5}$$

Tabla 3.18. Resultado del cálculo de las densidades:

Resultados	
ρ_L	384,13 kg/m ³
ρ_G	230,11 kg/m ³

Fuente. Elaboración propia

Entonces ya calculadas las densidades se procede a calcular la viscosidad dinámica que es la otra incógnita de la ecuación 2.36. Para calcular esta se utiliza la ecuación 3.6, y primero se debe hallar las viscosidades de cada gas que contiene la mezcla, al igual que la fracción molar y el peso molecular de cada uno, entonces los resultados son los siguientes:

$$\mu_g = \frac{\sum_{j=1}^N \mu_{gj} Y_j M_j^{0,5}}{\sum_{j=1}^N Y_j M_j^{0,5}} \tag{3.6}$$

Tabla 3.19. Resultados de las viscosidades de la mezcla de gas

Resultados			
Sustancias	Viscosidad	Fracción Molar	Masa molares
Oxígeno(O ₂)	0,072 kg/m*h	0,11	16 g/mol
Nitrógeno(N ₂)	0,06 kg/m*h	0,84	28,01 g/mol
Disulfuros Arrastrados(RSSR)	2,16 kg/m*h	0,0005	44,01 g/mol
Dióxido de carbono(CO ₂)	2,52 kg/m*h	0,042	122 g/mol
Viscosidad de gas = 4,82 kg/m*h			

Fuente. Elaboración propia

Entonces luego de obtenidos estos resultados se calcula la velocidad terminal, el Reynolds y el coeficiente de arrastre, para comprobar el valor de este último que se tomó siguiendo la metodología planteada en el epígrafe 2.7.3, en la tabla 3.20 se muestran los resultados:

Tabla 3.20. Resultados de los cálculos necesarios para el dimensionamiento del separador:

Resultados	
Velocidad terminal (V_t)	45,52 m/h
Reynolds (Re)	0,0015
Coefficiente de arrastre (C_D)	180,5

Fuente. Elaboración propia

Luego de calculado estos valores se procede a calcular el diámetro y la longitud efectiva por la ecuación 2.34, después con este resultado se realiza el cálculo de la capacidad del gas y la capacidad el líquido por la ecuación 2.38 y 2.39, respectivamente, obtenidos estos valores se culmina con el cálculo del tiempo de retención por la ecuación 2.40. Para la realizar cada calculo antes mencionado se hace varias iteraciones y se escoge los valores que cumplan para un flujo de entrada al separador igual a 227,64 m³/h, los resultados escogidos se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 3.21. Resultados del dimensionamiento del separador de gases

Resultados	
Diámetro (d)=	3,60 m
Longitud efectiva (L_{eff})=	9 m
Tiempo de residencia (tr)=	0,41 min

Fuente. Elaboración propia

3.2.3. Dimensionamiento del separador de fase orgánica

Este separador es un equipo más complejo y se necesita varios datos para poder calcular sus dimensiones de los cuales no contamos para su desarrollo, entonces se asumirá una similitud con uno de la Refinería de Cienfuegos, que cuente con un flujo de entrada similar y cumpla con las mismas condiciones de trabajo, en la tabla 3.22 se muestra sus dimensiones:

Tabla 3.22. Dimensiones de un tabor separador de la Refinería de Cienfuegos

Variabes	Características constructivas	Parámetros de diseño	Parámetros de operación
Largo (m)	10,4	-	-
Diámetro (m)	3,6	-	-
Material	Acero al carbono (CS), espesor: 6 mm	-	-
Presión (kg/cm ² (a))	-	5,5	2,72
Temperatura (°C)	-	80	48

Fuente. Refinería de Cienfuegos

3.3. Resultados de la estimación de costos

Los índices de costo obtenidos a través de la revista “*Gas and Oil Journal*” para el año 2012 y 2019 fueron:

Índice de costo (2012): 739,0 (G. Farrar, 2012, Diciembre 24)

Índice de costo (2019): 838,50 (G. Farrar, 2019)

3.3.1. Costo total del equipamiento

Para la actualización de los costos se utilizó la ecuación 2.42, en la tabla 3.23 se muestran estos resultados y el valor del costo total actual de equipamiento que fue calculado mediante la metodología descrita en el epígrafe 2.8.1.

Tabla 3.23. Resultados del costo de equipamiento

Nombre	Números de equipos	Costo Unitario (2012) (euro)	Costo actualizado (2019) (euro)	Costo total
Tanque de almacenamiento de sosa	1	232 500,00	263 804,13	263 804,13
Torre de oxidación	1	1 251 100,00	1 419 549,86	1 419 549,86
Tanque separador de gases	1	263 500,00	298 978,01	298 978,01
Tanque de ácido sulfúrico	1	200 300,00	227 268,67	227 268,67
Tanque neutralizador	1	252 600,00	286 610,42	286 610,42
Sistema de dosificación	2	70 800,00	803 32,61	160 665,22
Tanque de separación de fase orgánica	1	994 500,00	1 128 400,88	1 128 400,88
Tanque de orgánicos	1	1 24 300,00	141 035,93	141 035,93
Intercambiadores de calor	3	300 500,00	340 959,74	1 022 879,23
Mezcladores de carga	2	115 000,00	130 483,76	260 967,52
Tanque de solvente (Turbosina)	1	116 300,00	131 958,80	131 958,80
Torre de enfriamiento	1	808 600,00	917 471,04	917 471,04
Torre de lavado de gases	1	403 600,00	457 941,27	457 941,27
Bombas alimentación sosa	2	141 000,00	159 984,44	319 968,88
Bombas de dosificación de ácido	2	24 000,00	27 231,39	54 462,79
Bombas de agua de enfriamiento	4	1 193 500,00	1 354 194,52	5 416 778,08
Bomba de flujo acuoso	2	42 300,00	47 995,33	95 990,66

Otras bombas	18	80 400,00	91 225,17	1 642 053,04
Incinerador	1	3 745 000,00	4 249 232,07	4 249 232,07
Compresor	1	880 000,00	998 484,44	998 484,44
Evaporador	1	630 400,00	715 277,94	715 277,94

Fuente. Elaboración propia

Cuando se suma el costo total se obtiene el costo actual total de equipamiento igual a 20 209 778,89 euros.

3.3.2. Costo total de la inversión

Con el valor obtenido anteriormente del costo total actual del equipamiento equivalente a 20 209 778,89 euros y siguiendo la metodología indicada en el epígrafe 2.8.2, se calculó el valor del costo total de la inversión. Los resultados se muestran en la tabla 3.23

Tabla 3.24. Resultados del costo total de inversión

Costo total de inversión		
Elementos	Costos (euros)	
Costo Directo		
Costo total actual de equipamiento	1	20 209 778,89
Costo de instalación del equipamiento	0,35	7 073 422,61
Instrumentación y controles (instalados)	0,2	4 041 955,78
Tuberías (instaladas)	0,3	6 062 933,67
Electricidad (instalada)	0,2	4 041 955,78
Construcciones (incluyendo servicios)	0,4	8 083 911,56
Costo total directo de la planta	2,45	49 513 958,28
Costos indirectos		
Ingeniería y supervisión	0,2	4 041 955,78
Arranque	0,2	4 041 955,78
Prueba de rendimiento	0,01	202 097,79
Contingencia	0,1	2 020 977,89
Costo total Indirecto de la planta	0,51	10 306 987,23
Capital fijo invertido (CFI)	2,26	45 674 100,29
Capital laboral	0,15	3 031 466,83
Capital total actual invertido	2,41	48 705 567,13

Fuente. Elaboración propia

3.4. Resultados de la evaluación económica

3.4.1. Costo total de producción (CTP)

Para el cálculo del costo total de producción se utilizó la ecuación 2.43, para ello se determinaron varios aspectos:

Inicialmente se determinó la depreciación mediante la ecuación 2.46 para un valor residual equivalente a 0 y 20 años de vida útil del proyecto. Se obtuvo:

Depreciación = 2 283 705,01 euros/año

Luego se calcularon los costos de fabricación mediante la ecuación 2.44, teniendo en cuenta los costos directos, cargos fijos y costos indirectos, en la tabla 3.24 se muestran estos resultados.

Tabla 3.25. Resultados de la estimación de los costos de fabricación

Costo de fabricación (euros)		
Costos Directos		
Componentes	%	Costo
Materia prima		6 949 438,53
Mano de obra (15 % CTP)	0,15	-----
Supervisión (30 % MO= 3 % CTP)	0,03	-----
Requerimientos (3 % CTP)	0,1	-----
Mantenimiento y reparación (2 % CFI)	0,02	913 482,006
Suministro (1 % CFI)	0,01	456 741,003
Gastos de Laboratorio (1 % CTP)	0,01	-----
CD = 0,29 CTP + 8 319 661,54 euros		
Cargos Fijos		
Componentes	%	Costo
Depreciación (5 % CFI)	0,05	2 283 705,01
Impuestos (3 % CFI)	0,03	1 370 223,01
Seguros (0,8 % CFI)	0,008	365 392,80
CF = 4 019 320,83 euros		
Costos Indirectos		
Otros costos (5 % CTP)	0,05	
CI = 0,05 CTP		

Fuente. Elaboración propia

Después de sustituir cada término en la ecuación 2.44 se obtuvo la siguiente ecuación:

$$Cf = 0,34 \text{ CTP} + 1 233 8982,37 \text{ euros} \tag{3.7}$$

Fue necesario, además, calcular los gastos generales teniendo en cuenta los gastos administrativos y los gastos en investigación y desarrollo, en la tabla 3.26 se muestran los resultados.

Tabla 3.26. Gastos generales

Gastos generales	
Componentes	%
Administrativos	2 % CTP
GG= 0,02 CTP	

Fuente. Elaboración propia

Después de sustituir las ecuaciones obtenidas de los costos fijos y los gastos generales en la ecuación 2.43, se obtuvo un valor del costo total de producción de 19 279 659,95 euros/año.

3.4.2. Cálculo de la ganancia

Con los resultados del costo total de producción y los ingresos por ventas del sulfato de sodios se determinó la ganancia mediante la ecuación 2.47:

El ingreso total es la cantidad de sulfato de sodio que se puede vender:

Precio del sulfato de sodio: 4 euros/kg

Cantidad de sulfato de sodio que se produce: 7 473 658,427 kg/año

$$\text{Ingresos por ventas} = 7\,473\,658,427 \frac{\text{L}}{\text{año}} * 0,91 \frac{\text{euros}}{\text{L}} = 6\,801\,029,168 \frac{\text{euros}}{\text{año}}$$

$$\text{Ganancias} = 61\,999\,801,44 \frac{\text{euros}}{\text{año}}$$

3.4.3 Cálculo del VAN, TIR y PRI

Inicialmente se identificaron las variables económicas que se tienen en cuenta para este análisis: ingresos por ventas; costos de producción, gastos generales y costo total de inversión. Se tuvo en consideración que en la industria petrolera se toma un 12 % como tasa de descuento. Con dichas variables y los flujos de caja de la propuesta tecnológica se obtuvieron los indicadores económicos de VAN, TIR y PRI que se muestran en la tabla 3.27 calculados por las ecuaciones 2.50, 2.51 y 2.53 cuyo procesamiento se hizo a través del *software Microsoft Excel* (ver Anexo 4) y para el que se obtuvo el comportamiento del VAN en el tiempo (ver figura 3.1).

Tabla 3.27. Resultados de VAN, TIR y PRI.

Resultados		
VAN	TIR	PRI
248 062 175,84 euros	80 %	1,5 años

Fuente. Elaboración propia

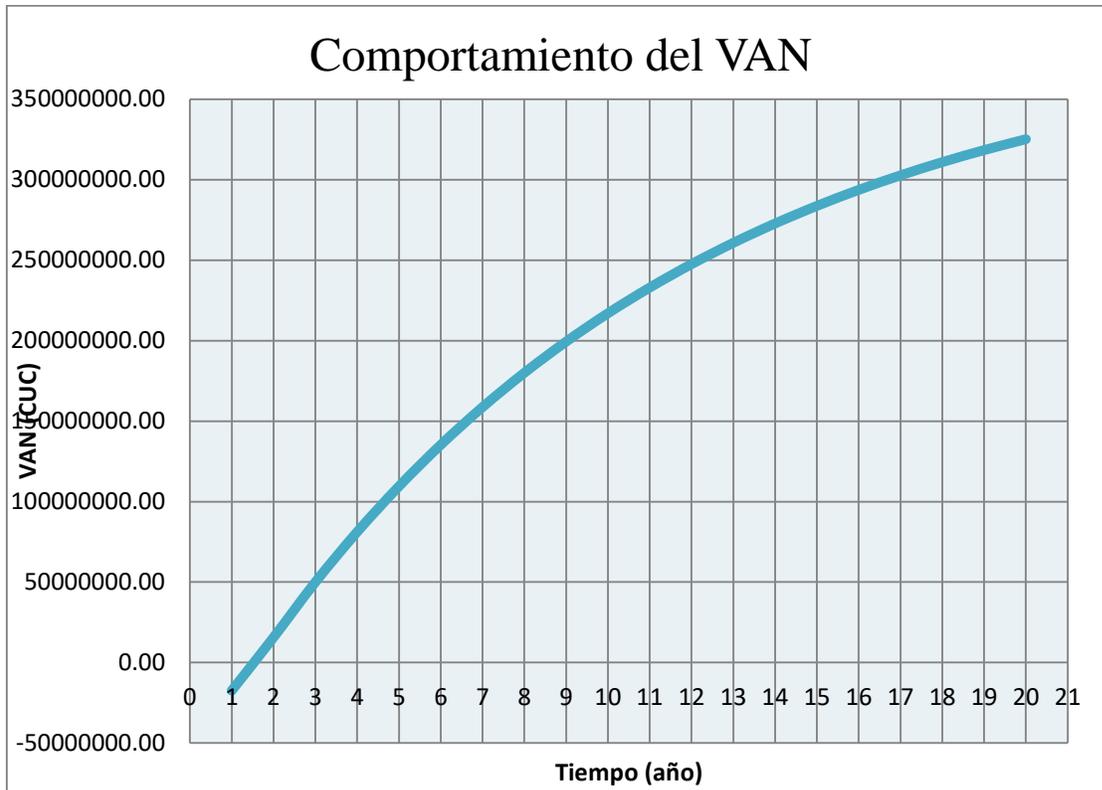


Figura 3.1. Comportamiento del VAN vs Tiempo. **Fuente.** Elaboración propia

Conclusiones parciales del Capítulo 3

1. Los balances de materiales en cada equipo permitieron la obtención de los flujos de cada corriente, así como dieron a conocer el flujo de aire igual a $207,64 \text{ m}^3/\text{h}$ para la oxidación de la sosa gastada, el flujo de ácido sulfúrico igual a $0,14 \text{ m}^3/\text{h}$ para neutralizar la sosa oxidada y un flujo de vapor de media de $3\,713,7 \text{ m}^3/\text{h}$, todos de gran importancia para obtener un flujo cristalizado de sulfato de sodio de $0,13 \text{ m}^3/\text{h}$.
2. La estimación de costo de la tecnología propuesta arroja un costo total de equipamiento de 20 209 778,89 euros, lo que reporta un costo total de producción de 19 279 659,95 euros/año, obteniéndose una ganancia de 61 999 801,44 euros/año.
3. La evaluación económica arrojó un VAN de 248 062 175,84 euros, con un 80 % de TIR para obtener como PRI 1,5 años, lo que demuestra la viabilidad económica de la propuesta de mejora tecnológica para el proceso de recuperación de azufre.



Conclusiones

CONCLUSIONES

1. A partir del análisis bibliográfico relacionados con los tratamientos de residuales y de efluentes cáusticos condujo a la selección de la tecnología de oxidación con aire húmedo encaminada a la eliminar los efluentes cáusticos vertidos a la bahía de Cienfuegos.
2. El desarrollo de los balances de masa del proceso descrito y el dimensionamiento de los principales equipos arrojaron los resultados necesarios para realizar la evaluación económica de la propuesta, además de dar a conocer las condiciones reales en que puede trabajarla planta de tratamiento de sosa gastada mediante la tecnología seleccionada.
3. La tecnología de oxidación con aire húmedo para el proceso de tratamiento de sosa gastada resultó factible desde el punto de vista técnico y económico, pues presenta buenos índices de rentabilidad, que avala la viabilidad de ejecución para la inversión.



Recomendaciones

RECOMENDACIONES

1. Se recomienda validar la propuesta mediante un simulador automático.
2. Se recomienda implementar la propuesta del tratamiento de las sosas gastadas con la tecnología de oxidación con aire húmedo, en la Planta de tratamientos Residuales en la Refinería de Cienfuegos, con el objetivo de lograr la eliminación del vertimiento de estos fluentes a la bahía.



Bibliografia

BIBLIOGRAFÍA

- Academia. (2021). Capítulo 3 dimensionamiento de los equipos. www.academia.edu/14692648/capítulo_3_dimensionamiento_de_los_equipos
- Acevedo, e. (2010). Estudio de factibilidad de un proyecto.
- Adithan, m. (2007). *Process planning and cost estimation*. International publishers.
- Apd, r. (2018). Tecnología destructivas: ejemplos actuales e históricos. www.apd.es/tecnología-destructivas-ejemplos-actuales-historicos
- Beltrán novillo, f. (2010). Oferta tecnológica desarrollada durante la ejecución del programa consolidar-tragua.
- Beychok, m. R. (1967). *Aqueous wastes from petroleum and petrochemical plants*.
- Blumberg, k. O., walsh, m. P., & Pera, c. (2003). Gasolina y diesel de bajo azufre: la clave para disminuir las emisiones vehiculares. *1*, 3.
- Bolivar, g. (2015). Sulfato de sodio (Na₂SO₄): estructura, propiedades, usos, obtención. 2017
- Branan, c. R. (2000). *Soluciones prácticas para el ingeniero químico*. México: mcgraw-hill.
- Budde, k. (1982). Komplexe prozessanalyse. Leipzig. *D.d.r.: veb deutscher verlag für grundstoffindustrie*.
- Caracciolo gómez, m. (2016). Tema II. Evaporadores *wordpress*, 20.
- Cardoso montalván, A. I., garcía lorenzo, D. M., & garcía maceira, J. F. (2019). Evaluación de la factibilidad económico financiera del proyecto de inversión. *Universidad y sociedad*, *11*(5), 8-18.
- Carlos, t. M. S., & maugans, c. B. (2002). Manage refinery spent caustic efficiently. *Hydrocarbon processing*, *81*(2), 89-92.
- Carrión villazana, V., & cochachi huaman, M. A. (2007). *Modificación del proceso de neutralización de los efluentes ácidos de la planta de ácido sulfúrico de la empresa doe run Perú*. (tesis de grado), universidad nacional del centro del Perú.
- Castellanos gonzález, R. (2018). Procedimiento para la determinación de la concentración de naoh refinaria de cienfuegos.
- Cortés martínez, r. (2016). *Propuesta de mejora tecnológica en la producción y recuperación de azufre de la refinaria de petróleo*. (tesis de grado), Universidad De Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez".

- Cortés martínez, r., font prier, d. Y., Lobelles Sardiñas, G. O., Ramos Miranda, F., & González Suárez, E. (2021). Mejoras operacionales para disminuir efluentes sulfurosos alcalinos en la refinería de cienfuegos s.a. *revista centro azucar*, 48(2), 78-88.
- Cortés martínez, R., Lobelles Sardiñas, G. O., & López Bastida, E. J. (2019). Propuesta de mejora tecnológica en la recuperación de azufre de la refinería de petróleo de cienfuegos. *Revista tecnología química*, 39(1), 160-182.
- De la Rosa, J. (2010). *Estudio del impacto del procesamiento de crudo pesados en la hidrodesulfuración de gasolinas*. (tesis en línea), universidad del itsmo.
- Edoc.tips. (2016). edoc.tips/queue/diseño-y-selección-de-separadores-dimensionamiento-de-pdf
- Enrique pozo, F. M. (2013). *Comportamiento del hidróxido de sodio y potasio en función de la humedad y temperatura ambiental*. (tesis de grado), universidad central de ecuador, quito.
- Escamilla resendiz, c. (2009). *Modelación física de un separador agua-aceite*. (tesis de grado), escuela superior de ingeniería química e industrias extractivas.
- Farrar, G. (2012). Nelson - farrar quarterly costimating: indexes for selected equipment items. *Oil and journal digital megazine*, 112.
- Farrar, G. (2019). Nelson farrar quarterly costimating: indexes for selected equipment items. *Oil and journal digital megazine*.
- Fierro franco, A., león florez, J. G., Rodríguez González ,J., & Conde Cotes, A. (2007). Tratamiento de sodas gastadas sulfhídricas. *Ingeniería e investigación* 63-69.
- García román, m. (2010). Tratamientos específicos de vertidos industriales.
- Gilberto Salas, c., & Neptali Ale, B. (2008). Tratamiento de las aguas residuales de una refinería de petróleo por oxidación avanzada (aox), usando el reactivo fenton (h₂o₂/fe²⁺). *Rev. Per. Quím. Ing. Quím.*, 11(2), 12-18.
- Golmohammadi, S., Ahmadpour, M., Mohammadi, A., Alinejad, A., Mirzaei, N., Ghaderpoori, M., & Ghaderpoori, A. (2016). Removal of blue cat 41 dye from aqueous solutions with zno nanoparticles in combination with us and us-h₂o₂ advanced oxidation processes. *Environmental health engineering and management journal*, 3(2), 107-113. 10.15171/ehemj.2016.08

- Jaafarzadeh Haghghi Fard, N. A., Jorfi, S., ahmadi, M., Mirali, S., & Kujlu, R. (2016). Treatment of mature landfill leachate by chemical precipitation and fenton advanced oxidation process. *Environmental health engineering and management journal*, 3(1), 35-40.
- Jones, A. G. (2002). *Crystallization process systems*. butterworth-heinemann.
- Kafarov, V. (1976). *Cybernetic methods in chemistry and chemical engineering*. mir.
- Keenan, J. K., Keyes, F. G., Hill, P. G., & Moore, J. G. (1969). *Strem tables termodynamic propietes of water including vapor, liquid, and solid phases*. British columbia.
- Kumfer, B., Felch, C., & Maugans, C. (2010). *Wet air oxidation treatment of spent caustic in petroleum refineries*. Az: marzo.
- León Galindo, A. J., & Ortega, M. K. (2013). *Estudio del proceso de depuración de petroleo y su aplicación en los crudos pesados y extrapesados* (tesis de grado), universidad de oriente maturin.
- Lobelles, G. O. (2016). *Metodología para la gestión tecnológica integral de aguas sulfurosas en la refinería de cienfuegos con enfoque de economía ecológica*. (tesis de doctorado), universidad central "marta abreu" de las villas.
- Lobelles Sardiñas, G. O., Lópezbastida, E. J., Cortés Martínez, R., & Pedraza-Garciga, J. (2019). Economía ecológica y gestión tecnológica integral de aguas sulfurosas en la refinería de cienfuegos para minimizar emisiones. *Revista tecnología química*, 39(1), 17-36.
- López Rocafuerte, F. V., Fierro Aguilar, J. P., & López Sarzosa, M. F. (2018). Depuración de un hidrocarburo alifático derivado del petróleo. *Revista mexicana de ingeniería química*, 17(2), 433-444.
- López San Juan, R. (2018). *Formulación y evaluación del proyecto de inversión rehabilitación del hotel san carlos*. (tesis de grado), Universidad De Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez".
- Mathpro. (2011). Introducción a la refinación del petróleo y producción de gasolina y diésel con contenido ultra bajo de azufre. *The international council on clean transportation*, 42.
- Mejía Giordano, M. A. (2013). *Evaluación del uso del sulfato de sodio cristalino proveniente del tratamiento del residuo líquido del análisis de la dqo, mediante la comparación*

- de especificaciones, según norma astm c 88-99a.* (tesis de grado), Universidad De San Carlos De Guatemala.
- Mondeja, D., Ruiz, H., & Pons, A. (1987). *Termodinámica para ingenieros químico.*
- Monsalvo Vázquez, R., Miranda Pascual, M. G., Romero Sánchez, M. R., & Muñoz Pérez, G. (2014). *Balance de materia y energía. Procesos industriales.* Grupo Editorial Patria.
- Nápoles Álvarez, J., Ábalos Rodríguez, A., Pérez Pompa, N., Marañón Reyes, A., & Díaz Franco, E. (2007). Impacto ambiental de la industria petrolífera de santiago de cuba. Caracterización. *Revista tecnología química, XXVII(2)*, 83-91.
- NC-521. (2007). Vertimiento de aguas residuales a la zona costera y aguas marinas - especificaciones. Oficina Nacional De Normalización.
- Paulino, J. F., & Afonso, J. C. (2012). New strategies for treatment and reuse of spent fulfidic caustic from petroleum industry. *Quim. Nova, 35(7)*, 1447-1452.
- Pérez Sánchez, B. (2017). *Reacciones químicas.* (tesis de grado), universidad autónoma del estado de hidalgo.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant design and economics for chemical engineers.* University of colorado.
- Pilamunga Viñan, Y. E. (2019). *Utilización de hidróxidos laminares dobles (hlds) para el tratamiento de sosa gastada resultante del proceso de desulfuración de los combustibles en refinerías.* (tesis de grado), Escuela Superior Politécnica De Chimborazo.
- Pochteca, G. (2015). Sulfato de sodio. <https://mexico.pochteca.net/productos/sulfato-de-sodio/>
- Química.es. (1997). Hidroxido de sodio. www.quimica.es/enciclopedia/hidróxido_de_sodio.html, 2021
- Refinación, P. (2003). Construcción de la planta de tratamiento de sosa gastada de la refinería "gral. Lázaro cárdenas". *Manifestación de impacto ambiental*, 174.
- Requena, G., & Rodríguez, J. L. (2006). *Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos* (tesis de grado), Universidad Central De Venezuela.
- Rodríguez Cabrera, H. (2018). *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.* (tesis de especialización), Universidad De Matanzas.
- Rodríguez Fernández, A., Letón García, P., Rosal García, R., Dorado Valiño, M., Villar Fernández, S., & Sanz García, J. M. (2015). Tratamientos avanzados de aguas residuales industriales www.madrimasd.org
- Rudd, D. F., & Watson, C. C. (1980). *Strategy of process engineering*.
- Sabina Delgado, A. (2016). *Evaluación integral de la torre despojadora t-165 para recuperar las aguas sulfurosas en la refinería de cienfuegos.* (tesis de grado), Universidad De Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez”.
- Seyedin, S., & Hassanzadeganroudsari, M. (2018). Evaluation of the different methods of spent caustic treatment. *International journal of advanced research in science, engineering and technology*, 5(2), 5275-5283.
- Sicilia Rodríguez, G. (2020). *Propuesta tecnológica en la recuperación y regeneración de sosa gastada en la refinería de cienfuegos.* (tesis de grado), Universidad De Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez”.
- Silverio Quintero, L. L. (2019). *Evaluación del sistema de recuperación de residuales sulfurosos alcalinos en la refinería cienfuegos s.a.* (tesis de grado), Universidad De Cienfuegos.
- Suárez Delfino, A. (2016). *Propuesta tecnológica para el tratamiento de efluentes cáustico en la refinería de cienfuegos* (tesis de grados), Universidad De Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez".
- Sun Kou, M. R. (2006). *Procesos para el tratamiento de las aguas residuales en plantas galvánicas y metalúrgicas.*, Pontificia Universidad Católica Del Perú.
- Torrealba, A. (2011). *Estudio de la recuperación de azufre del mejorador pertosedo en el proceso de mejoramiento del crudo.* (tesis de grado), Universidad De Oriente.
- Vadequímica. (2020). Aplicaciones del hidróxido de sodio. www.vadequimica.com/blog/2020/12/aplicaciones-del-hidroxido-de-sodio/
- Valderrama, B. (2017). Microbiología del petróleo y sus derivados .J. C. Martínez Romero, *microbios*. <http://www.biblioweb.tic.unam.mx/libros/microbios/cap2/>
- Vmf. (1989 - 2021). Diseño y fabricación de equipos industriales. www.vmf.ind.br/2017/spanish/st-eject.html

- Waqar, A. (2010). *Neutralization of spent caustic from lpg plant at preem ab göteborg*. (tesis de maestria), Chalmers University Of Technology.
- Waquier, J. (1994). *Procesos de endulzamiento*. Technip.
- Yadav, A., Teja, A. K., & Verma, N. (2016). Removal of phenol from water by catalytic wet air oxidation using carbon bead – supported iron nanoparticle – containing carbon nanofibers in an especially configured reactor. *Chemical engineering*, 4(2), 1504-1513. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2016.02.021>



Anexos

ANEXOS

Anexo I

Especificaciones de Venta

Concentración (NaOH).....	48,0 % mín.
Carbonatos (Na ₂ CO ₃).....	0,6 % máx.
Cloruros (NaCl).....	1000 mg/kg máx.
Cloratos (NaClO ₃).....	100 mg/kg máx
Calcio y Magnesio (Ca + Mg).....	60 mg/kg máx.
Sulfatos (SO ₄).....	500 mg/kg máx.
Hierro (Fe ₂ O ₃).....	50 mg/kg máx.
Sílice (SiO ₂).....	100 mg/kg máx.
Fluorescencia.....	Negativa

Nota: Todas las variables de especificación máxima están referidas al 100% de concentración de NaOH.

Anexo 2. Referencia de normas

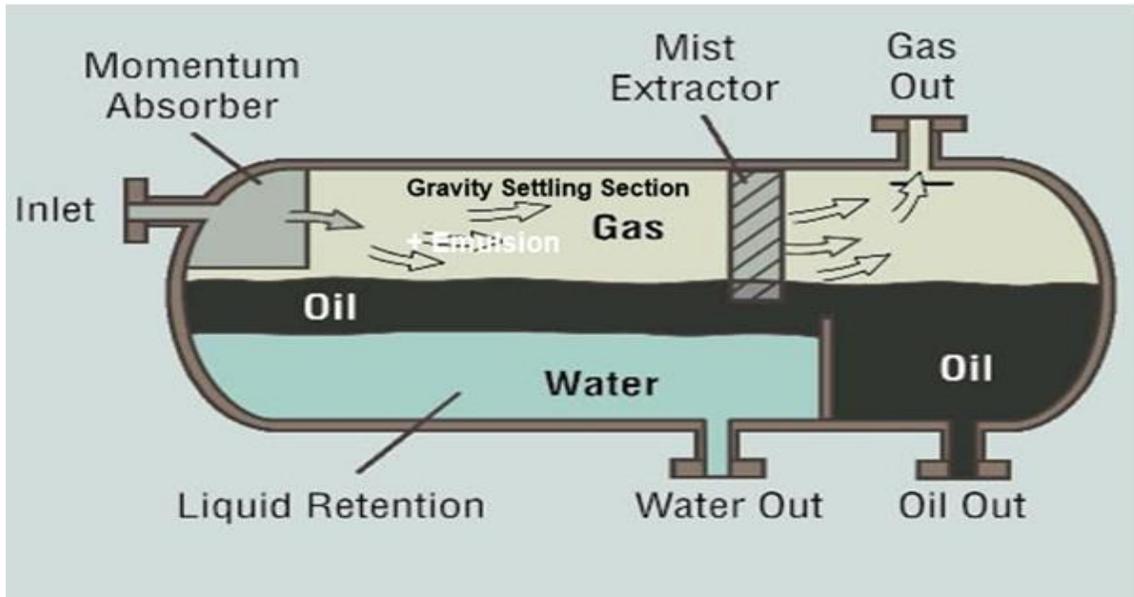
NORMATIVA	Contaminantes mg/Nm ³							
	NOx	SOx		Partículas sólidas	Vanadio	Níquel	H ₂ S	OTROS
IFC/2007 Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad para la refinación del petróleo	450 mg/Nm ³	150 mg/Nm ³ para las unidades de recuperación de azufre; 500 mg/Nm ³ para el resto de unidades		50 mg/Nm ³	5 mg/Nm ³	1 mg/Nm ³	10 mg/Nm ³	
EEUU - Regulaciones Federales Regla 62-204.800, F.A.C /2010 Subparte JA-Normas de Funcionamiento para refinerías de petróleo.		250 ppm (Unidad de Recuperación de azufre con un sistema de control de la oxidación o un sistema de control de la reducción seguida de la incineración)						
		300 ppm (Unidad de Recuperación de azufre con un sistema de control de la reducción no seguido por la incineración)					10 ppm (con un sistema de control de la reducción no seguido por la incineración)	
VENEZUELA Decreto N° 638/1995 Normas sobre calidad del aire y control de la contaminación atmosférica.	300 mg/Nm ³ (Existentes) Actividades sin normas específicas	Nuevas	Existentes	Calderas y hornos	120 mg/Nm ³ (Existentes y Nuevas) Calderas y hornos		300 mg/Nm ³ (Existentes) Tanques de almacenamiento de azufre líquido y de productos provenientes de conversión profunda. Plantas Claus.	
	150 mg/Nm ³ (Nuevas) Actividades sin normas específicas	4200 mg/Nm ³	5000 mg/Nm ³	Regeneración de las unidades de craqueo	50 mg/Nm ³ (Existentes y Nuevas) Regeneración de las unidades de craqueo		150 mg/Nm ³ (Nuevas)	

Anexos



BRASIL Propuesta final de estándares para emisiones gaseosas de fuentes fijas, 3 de junio de 2011	450 mg/Nm ³ (Combustible líquido y gas de refinación)		Gas de Refinería	Combustible líquido	Gas de Refinería	Combustible líquido	10 mg/Nm ³	CO: 1 500 mg/Nm ³ (Hornos y calderas) 500 mg/Nm ³ (FCC) Combustible líquido	
			500 mg/Nm ³ (Hornos y calderas, FCC)	1700 mg/Nm ³ (Hornos y calderas) 5000 mg/Nm ³ (Hornos de hidrosulfuración) 3000 mg/Nm ³ FCC	50 mg/Nm ³ (Hornos y calderas, FCC)	150 mg/Nm ³ (Hornos y calderas) 100 mg/Nm ³ FCC			
			150 mg/Nm ³ (Recuperación de azufre)	3400mg/Nm ³					
PERU D.S. 015-2006-EM Reglamento para la Protección Ambiental en las Actividades de Hidrocarburos MEXICO-NOM-CCAT-000-1994	460 mg/Nm ³		150 mg/Nm ³ para las unidades de recuperación de azufre; 500 mg/Nm ³ para el resto de unidades		50 mg/Nm ³		2 mg/Nm ³	152 mg/Nm ³	Olor: No ofensivo en el punto receptor
COLOMBIA Resolución 0909 de 2008 Normas y estándares de emisión admisibles de contaminantes a la atmósfera por fuentes fijas (actividades industriales)	Existentes	Nuevas	Existentes	Nuevas	Flujo contaminante	Existentes	Nuevas		
	550 mg/Nm ³	500 mg/Nm ³	550 mg/Nm ³	500 mg/Nm ³	≤ 0,5 kg/h	250 mg/Nm ³	150 mg/Nm ³		
					> 0,5 kg/h	150 mg/Nm ³	50 mg/Nm ³		

Anexo 3



Anexos



Anexo 4. Procesamiento del flujo de caja para determinar el VAN, TIR y PRI. **Fuente.** Elaboración propia

Años	0	1	2	3	4	5
Producción (t/año)		16 255 892,28	18 287 878,81	20 319 865,35	20 319 865,35	20 319 865,35
Ingresos (\$/año)		65 023 569,11	73 151 515,25	8 127 9461,39	81 279 461,39	81 279 461,39
Costos variables (\$/año)		14 896 374,85	16 758 421,71	18 620 468,57	18 620 468,57	18 620 468,57
Depreciacion (\$/año)		2 283 705,01	2 283 705,01	2 283 705,01	2 283 705,01	2 283 705,01
Beneficios (\$/año)		45 743 909,16	53 871 855,30	61 999 801,44	61 999 801,44	61 999 801,44
Imp*Beneficios (30%*Benef)		13 723 172,75	16 161 556,59	18 599 940,43	18 599 940,43	18 599 940,43
Ingresos netos		32 020 736,41	37 710 298,71	43 399 861,01	43 399 861,01	43 399 861,01
Flujo de caja	-48 705 567,13	34 304 441,43	39 994 003,73	45 683 566,02	45 683 566,02	45 683 566,02
Factor de actualización		0,90	0,82	0,75	0,68	0,62
Flujo de caja actualizado		31 185 855,84	33 052 895,64	34 322 739,31	31 202 490,28	28 365 900,26
VAN		-17 519 711,28	15 533 184,36	49 855 923,67	81 058 413,95	109 424 314,21

Años	6	7	8	9	10
Producción (t/año)	20 319 865,35	20 319 865,35	20 319 865,35	20 319 865,35	20319865,35
Ingresos (\$/año)	81 279 461,39	81 279 461,39	81 279 461,39	81 279 461,39	81279461,39
Costos variables (\$/año)	18 620 468,57	18 620 468,57	18 620 468,57	18 620 468,57	18620468,57
Depreciacion (\$/año)	2 283 705,01	2 283 705,01	2 283 705,01	2 283 705,01	2283705,01
Beneficios (\$/año)	61 999 801,44	61 999 801,44	61 999 801,44	61 999 801,44	61999801,44
Imp*Beneficios (30%*Benef)	18 599 940,43	18 599 940,43	18 599 940,43	18 599 940,43	18599940,43
Ingresos netos	43 399 861,01	43 399 861,01	43 399 861,01	43 399 861,01	43399861,01
Flujo de caja	45 683 566,02	45 683 566,02	45 683 566,02	45 683 566,02	45 683 566,02
Factor de actualización	0,56	0,51	0,46	0,42	0,38
Flujo de caja actualizado	25 787 182,05	23 442 892,77	21 311 720,70	19 374 291,55	17612992,32
VAN	1 35 211 496,26	158 654 389,04	179 966 109,74	199 340 401,29	216 953 393,61

Anexos



Años	11	12	13	14	15
Producción (t/año)	20 319 865,35	20 319 865,35	20 319 865,35	20 319 865,35	20319865,35
Ingresos (\$/año)	81 279 461,39	81 279 461,39	81 279 461,39	81 279 461,39	81279461,39
Costos variables (\$/año)	18 620 468,57	18 620 468,57	18 620 468,57	18 620 468,57	18620468,57
Depreciación (\$/año)	2 283 705,01	2 283 705,01	2 283 705,01	2 283 705,01	2 283 705,01
Beneficios (\$/año)	61 999 801,44	61 999 801,44	61 999 801,44	61 999 801,44	61 999 801,44
Imp*Beneficios (30%*Benef)	18 599 940,43	18 599 940,43	18 599 940,43	18 599 940,43	18 599 940,43
Ingresos netos	43 399 861,01	43 399 861,01	43 399 861,01	43 399 861,01	43 399 861,01
Flujo de caja	45 683 566,02	45 683 566,02	45 683 566,02	45 683 566,02	45 683 566,02
Factor de actualización	0,38	0,31	0,28	0,26	0,23
Flujo de caja actualizado	17 612 992,32	14 556 192,00	13 232 901,82	12 029 910,74	10 936 282,49
VAN	216 953 393,61	247 521 396,80	260 754 298,62	272 784 209,36	28 372 049,85

Años	16	17	18	19	20
Producción (t/año)	20 319 865,35	20 319 865,35	20 319 865,35	20 319 865,35	20 319 865,35
Ingresos (\$/año)	81 279 461,39	81 279 461,39	81 279 461,39	81 279 461,39	81 279 461,39
Costos variables (\$/año)	18 620 468,57	18 620 468,57	18 620 468,57	18 620 468,57	18 620 468,57
Depreciación (\$/año)	2 283 705,01	2 283 705,01	2 283 705,01	2 283 705,01	2 283 705,01
Beneficios (\$/año)	61 999 801,44	61 999 801,44	61 999 801,44	61 999 801,44	61 999 801,44
Imp*Beneficios (30%*Benef)	18 599 940,43	18 599 940,43	18 599 940,43	18 599 940,43	18 599 940,43
Ingresos netos	43 399 861,01	43 399 861,01	43 399 861,01	43 399 861,01	43 399 861,01
Flujo de caja	45 683 566,02	45 683 566,02	45 683 566,02	45 683 566,02	45 683 566,02
Factor de actualización	0,21	0,19	0,17	0,16	0,14
Flujo de caja actualizado	9 942 074,99	9 038 249,99	8 216 590,90	7 469 628,09	6 790 570,99
VAN	293 662 566,85	302 700 816,84	310 917 407,74	318 387 035,84	325 177 606,83