



UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE CIENCIAS TÉCNICAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

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

Título:

***Evaluación de un despojador cáustico para la recuperación de
azufre en Refinería Cienfuegos S.A mediante simulación.***

Autor: Ing. Leidis Debora Mira

Matanzas, 2018



UNIVERSIDAD DE MATANZAS

FACULTAD DE CIENCIAS TECNICAS

**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E
INGENIERÍA QUÍMICA**



CENTRO POLITÉCNICO

DEL PETRÓLEO

SEDE: CIENFUEGOS

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

Título:

***Evaluación de un despojador cáustico para la recuperación de
azufre en Refinería Cienfuegos S.A mediante simulación.***

Autor: Ing. Leidis Debora Mira

Tutores: Dr.C. Gabriel O. Lobelles Sardiñas
Dr.C. Agustín Benítez Hernández

Matanzas, 2018

NOTA DE ACEPTACIÓN

Presidente del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Calificación

Ciudad, fecha

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, LEIDIS DEBORA MIRA, mayor de edad, vecino de Avenida 32 e/ calle 81 y calle 83, Edificio 2 Apartamento 6, Cienfuegos, identificado con CI-92021831610, actuando en nombre propio, en mi calidad de autor del presente trabajo denominado:

Evaluación de un despojador cáustico para la recuperación de azufre en Refinería Cienfuegos S.A mediante simulación.

Hago entrega del ejemplar respectivo y de sus anexos en formato, además de 2 copias impresas. Autorizo a la Universidad de Matanzas para que use en todas sus formas, los derechos patrimoniales de reproducción, comunicación pública, transformación y distribución que me correspondan como creador de la obra, objeto del presente documento. La presente autorización se hace extensiva no solo a las facultades y derechos de uso sobre la obra en formato o soporte material, sino también, para formato virtual, electrónico, digital, óptico, uso en red, internet e intranet.

Manifiesto que la obra objeto de la presente autorización, es original y se realizó sin violar o usurpar derechos de autor de terceros, por lo tanto, la obra es de su exclusiva autoría y detenta la titularidad sobre la misma.

Para constancia se firma el presente documento a los 29 días del mes Octubre de 2018.

EL AUTOR

Leidis Debora Mira

PENSAMIENTO

El riesgo más grande es no tomar ninguno. En un mundo que está cambiando tan rápido, la única estrategia que está garantizada en fracasar es no tomar riesgos.

Mark Zuckerberg.

DEDICATORIA

*A mi hija Gabriela, por ser mi motor impulsor en todos los proyectos
de mi vida.*

*A mi madre, padre y hermano por su apoyo incondicional y por
alentarme a continuar superándome.*

AGRADECIMIENTOS

*A mi tutor, por darme la oportunidad nuevamente de trabajar con él y
brindarme todos sus conocimientos.*

A mis amigos y compañeros de trabajo,

*A todo el personal de la refinería que me ayudó a finalizar este
trabajo.*

*A todos los que de una forma u otra han contribuido a mi preparación
como especialista.*

A todos, muchas gracias.

RESUMEN

La tecnología seleccionada para la recuperación de azufre en la refinería de Cienfuegos, no logra los parámetros de calidad exigidos para dicho proceso pues provoca emisiones gaseosas de SO₂ fuera del marco regulatorio establecido. Esta situación se agravará por la inclusión de nuevas unidades de proceso que incrementarán dichas emisiones. En este contexto es objetivo de esta investigación evaluar un despojador cáustico, para el tratamiento de los gases residuales en la unidad que permita la estabilidad y el cumplimiento de dichos parámetros de proceso. Se realiza un estudio bibliográfico sobre los procesos de recuperación de azufre, así como los tratamientos de gases residuales y las diferentes tecnologías que se utilizan. A partir de este estudio se analizan los principales aspectos constructivos y de operación que deben tener los despojadores húmedos. Se presentan los parámetros de diseño y operación del despojador así como las características constructivas del mismo sentando las bases para la evaluación. Luego se presenta la metodología de evaluación de la torre empacada que permite la obtención del modelo de simulación utilizando el Simulador ProMax el cual nos permite definir el rango de operación del mismo, mediante el análisis de sensibilidad. Finalmente se evalúa económicamente la propuesta de mejora tecnológica con los indicadores de rentabilidad VAN, TIR y PRD. Como resultado se espera reducir las emisiones atmosféricas inferiores a 150 mg/Nm³ como SO₂, disminuir el consumo energético en la unidad de azufre y la exposición de la población en general a las emanaciones gaseosas.

ABSTRACT

The technology selected for the recovery of sulfur in the Cienfuegos refinery does not achieve the quality parameters required for this process, as it causes gaseous emissions of SO₂ outside the established regulatory framework. This situation will be aggravated by the inclusion of new process units that will increase these emissions. In this context, it is the objective of this investigation to evaluate a caustic stripping agent, for the treatment of residual gases in the unit that allows the stability and compliance of said process parameters. A bibliographic study is carried out on the processes of recovery of sulfur, as well as the treatment of residual gases and the different technologies that are used. From this study we analyze the main constructive and operational aspects that humid despoilers must have. The parameters of the design and operation of the stripping will be presented as well as the constructive characteristics of the same laying the foundations for the evaluation. Then the evaluation methodology of the packed tower is presented, which allows obtaining the simulation model using the ProMax Simulator which allows us to define the range of operation of the same, by means of sensitivity analysis. Finally, the proposal for technological improvement is evaluated economically with the VAN, TIR and PRD profitability indicators. As a result, it is expected to reduce atmospheric emissions lower than 150 mg / Nm³ as SO₂, decrease energy consumption in the sulfur unit and expose the general population to gaseous emissions.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	6
1.1 Fundamentos del proceso de recuperación de azufre	6
1.1.1 Proceso de recuperación de Azufre. Proceso Claus.....	6
1.1.2 Fundamentos del proceso de tratamiento de gas de cola.....	9
1.2 Tecnologías para el tratamiento de gases residuales	12
1.2.1 Aditivos DeSOx y DeNOx.....	13
1.2.2 Proceso de desulfuración.....	13
1.3 Dispositivos de control de las emisiones de SO₂	14
1.3.1 Depuradores húmedos.....	15
1.4 Torres empacadas	16
1.4.1 Rellenos de las torres empacadas.....	16
1.5 Torres de platos	17
1.6 Torres de platos vs torres empacadas	18
1.7 Aspectos básicos sobre simulación	20
1.7.1 <i>Softwares</i> utilizados en la simulación de procesos químicos.....	22
1.8 Fundamentos teóricos para la evaluación económica	25
CAPÍTULO 2. DISEÑO METODOLÓGICO	31
2.1 Caracterización general de la empresa	31
2.2 Caracterización del proceso de recuperación de azufre	33
2.2.1 Unidad recuperadora de azufre (SRU).....	33
2.2.2 Unidad de tratamiento de gas de cola (TGTU).....	34
2.2.3 Desgasificación de azufre.....	35
2.2.4 Unidad de tratamiento de gases residuales. Despojador cáustico (caso de estudio).....	35
2.3 Descripción del caso de estudio	36
2.4. Propuesta metodológica para la evaluación del despojador cáustico	38
2.4.1. Obtención del modelo de simulación.....	38
2.4.2 Validación del modelo de simulación.....	42
2.5 Metodología de la estimación de costo	44

2.5.1 Costo total del equipamiento (CTE)	44
2.5.3 Costo total de inversión (CTI)	45
2.6 Análisis económico del diseño seleccionado	45
2.6.1 Costo total de producción	45
2.6.2 Cálculo de la ganancia	45
2.6.3 Valor actual neto (VAN).....	46
2.6.4 Tasa interna de retorno (TIR)	47
2.6.5 Período de recuperación de la inversión al descontado (PRD).....	47
CONCLUSIONES PARCIALES	49
CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	50
3.1 Implementación y validación del modelo de simulación en ProMax.....	50
3.2 Resultados del estudio de sensibilidad.....	52
3.3 Determinación del estimado de costo	55
3.3.1 Costo total del equipamiento (CTE)	55
3.3.2 Costo total de inversión (CTI).....	57
3.4 Desarrollo de la evaluación económica.....	58
3.4.1 Costo total de producción.....	58
3.4.2 Cálculo de la ganancia	59
3.4.3 Cálculo del VAN, TIR y PRD.....	59
CONCLUSIONES.....	61
RECOMENDACIONES	62
BIBLIOGRAFÍA.....	63
ANEXOS.....	72

INTRODUCCIÓN

El aire que se respira está formado por muchos componentes químicos. Los componentes primarios del aire son: nitrógeno (N_2) y oxígeno (O_2). En el aire también se encuentran pequeñas cantidades de muchas otras sustancias, tales como: dióxido de carbono, argón, neón, helio, hidrógeno, metano, entre otras.

Las actividades humanas han tenido un efecto perjudicial en la composición del aire. La quema de combustibles fósiles y otras actividades industriales han cambiado su composición debido a la introducción de contaminantes, incluidos el dióxido de azufre (SO_2), el monóxido de carbono (CO), los compuestos orgánicos volátiles (COV), los óxidos de nitrógeno (NO_x) y las partículas sólidas y líquidas conocidas como material particulado. Aunque todos estos contaminantes pueden ser generados por fuentes naturales, la actividad humana ha aumentado significativamente la presencia de ellos en el aire. (Pire Rivas, 2002)

El origen de buena parte de los contaminantes atmosféricos es la combustión de carbón, petróleo y gasolina. Muchos de estos contaminantes emitidos a la atmósfera proceden de las calderas industriales, las centrales eléctricas y particularmente las refinerías de petróleo que quemar combustibles fósiles. Un 80% del monóxido de carbono y un 40% de los óxidos de nitrógeno e hidrocarburos emitidos proceden de la combustión de la gasolina y el gas combustible en los motores de autos y camiones. Las altas chimeneas de las industrias no reducen la cantidad de contaminantes, simplemente los emiten a mayor altura, reduciendo así su concentración *in situ*. (Clavelo Robinson, 2003)

Una gran parte del azufre (S) emitido a la atmósfera se origina en forma de SO_2 , procedente de la descomposición de la materia orgánica. La combustión de combustibles fósiles que producen grandes cantidades de SO_2 , crea problemas en el ecosistema que se encuentre en el recorrido de tales emisiones. (Lobelles G. , 2016)

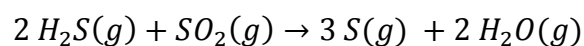
Las emisiones mundiales anuales de SO_2 se estiman en 200 millones de toneladas, casi la mitad procedente de fuentes industriales, como la combustión de combustibles fósiles y la refinación metalúrgica de minerales. Cuando el SO_2 gaseoso se combina con agua líquida, se forma una solución acuosa diluida de ácido sulfúrico (H_2SO_4), que es el componente principal de la lluvia ácida, junto con el ácido nítrico (HNO_3). (Pollutions Systems, 2015) .

Estos contaminantes pueden ser transportados a gran distancia y producir efectos adversos en áreas muy alejadas del lugar donde ocurrió la emisión. El pH o acidez relativa de muchos lagos de agua dulce se ha visto alterado hasta tal punto que han quedado destruidas poblaciones enteras de peces. Las emisiones de dióxido de azufre y la subsiguiente formación de ácido sulfúrico pueden ser también responsables del ataque sufrido por las calizas y el mármol a grandes distancias.

Los métodos de control de la contaminación atmosférica incluyen la eliminación del producto peligroso antes de su uso, la eliminación del contaminante una vez formado, o la alteración del proceso para que no produzca el contaminante o lo haga en cantidades inapreciables (E. Korc, 2001).

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 sulfurosas trabajan en un circuito cerrado, con varias plantas incluidas y cuyo objetivo final es la recuperación de azufre elemental como principal agente contaminante. (Lobelles-Sardiñas G. , 2017)

El SO₂ se emite directamente al aire, o indirectamente como sulfuro de hidrógeno (H₂S) por la industria del petróleo durante la refinación y cuando se limpia el gas natural antes de su distribución. La forma más común para eliminar estos gases es convertirlos a azufre elemental, por medio de la reacción Claus: (Palencia, 2007)



El proceso Claus consiste, básicamente, en la conversión del ácido sulfhídrico a agua y vapor de azufre, empleando un reactor térmico (también llamado horno de reacción u horno Claus), condensadores, recalentadores y lechos catalíticos; el gas resultante, generalmente llamado "gas de cola", se envía a un reactor de reducción para convertir los compuestos sulfurados que no se oxidaron anteriormente en H₂S para luego enviarlos a un horno para su incineración a SO₂, o bien a un proceso para reducir aún más su concentración en compuestos de azufre. (González Alvarez, 2012)

En el mundo, el control de las emisiones a la atmósfera se lleva a cabo por medio de regulaciones federales, para lo cual se han formulado acuerdos y normas en materia ambiental, cuyo objetivo es impedir que se emitan grandes cantidades de estos contaminantes al aire. Las regulaciones medio ambientales para emisiones gaseosas, cada vez más estrictas, requieren la

inversión de complementos tecnológicos novedosos, en ocasiones muy costosos, pero cuya adquisición es obligatoria en aras de cumplir con las regulaciones antes mencionadas, dentro de las cuales se aplican las normas (CITMA-RES-132., 2009), (CITMA-RES-136., 2009), (Consejo de Estado, 2013). Sin embargo, la efectividad de los procesos de refinación (Gary H. J. & Handwerk, 2006), (Leprince, 2002) y específicamente los de recuperación de azufre, se están viendo seriamente limitados en los últimos años, principalmente por restricciones ambientales cada vez más severas como la norma IFC/2007, del grupo de normas del Banco Mundial. En esta se especifica que el máximo de emisiones permisibles de NO_x es 450 mg/Nm^3 y de SO_x es de 150 mg/Nm^3 para las unidades de recuperación de azufre, 500 para el resto de unidades, así como 50 mg/Nm^3 para partículas sólidas y 10 mg/Nm^3 de H_2S . (IFC, 2007). Estas restricciones se deben al mayor conocimiento del impacto de los contaminantes en el ambiente.

En la refinación de petróleo, existen estándares de calidad para cada uno de los productos finales de dicho proceso, los que responden a las exigencias técnicas de los clientes finales, así como normas de emisiones tanto líquidas como gaseosas que conducen a la defensa del medioambiente y la minimización de riesgos operacionales.

El 21 de diciembre del 2007, luego de haber concluido el proceso de reactivación al amparo de la Alternativa Bolivariana para las Américas (ALBA), se le da puesta en marcha a la refinería “Camilo Cienfuegos”, manteniendo su capacidad original de diseño, pero con cambios en la dieta de crudo, formada a partir de la mezcla de los crudos; Sahara 44 y Merey 16. Del esquema de refinación planteado en el diseño inicial, en el 2007 solo fueron reactivadas las unidades de destilación atmosférica (Sección -100), la de reformación catalítica (Sección -200), la de fraccionamientos de gases (Sección - 400) y se construyó una planta de endulzamiento de turbo combustible Jet A-1 (MEROX). En el año 2011 debido al requerimiento de disminuir el contenido de azufre en el diesel se decidió reactivar la planta Hidrofinadora de Diesel (Sección-300) con la utilización de Metildietanolamina (MDEA) como sustancia absorbidora y construir una torre regeneradora de amina que posibilite su reutilización en el proceso, desde donde es despojado el H_2S y enviado al flare para incinerarlo.

Con la puesta en servicio de la unidad de hidrotreatmento de diesel y la desorción de gases agrios con altas concentraciones de sulfuro de hidrógeno en la unidad de regeneración de

amina, la refinería ha comenzado a emitir gases que contienen compuestos sulfurados que son enviados a la atmósfera a través del flare, provocando que los niveles de emisiones gaseosas se hayan elevado.

Con vista a mejorar este esquema se ha desarrollado un proyecto de expansión, que involucra el montaje de otras unidades de producción entre ellas la unidad de vacío y un cracking catalítico, que serán a su vez nuevas fuentes de gases ácidos por contener compuestos de azufre y otros contaminantes provenientes del craqueo de hidrocarburos, tales como amoníaco, cianuro de hidrógeno y fenoles. También se prevé el montaje de unidades de procesos auxiliares cuyo objeto social es el tratamiento de los residuales mencionados anteriormente. Estas se encuentran integradas entre sí y las constituyen la Unidad Despojadora de Aguas Agrias (SWS), la Unidad de Recuperación de Azufre (SRU) y la Unidad de Endulzamiento de Gases (GSU).

No obstante, las regulaciones ambientales son cada vez más estrictas, convirtiendo en un desafío la tarea de remoción de azufre. Si al mismo tiempo se tiene en cuenta que la política del Estado cubano para las empresas que se encuentran aplicando el Perfeccionamiento Empresarial exige la mejora continua de sus procesos, para lo que es necesario implantar los Sistemas de Gestión de Calidad ISO- NC 9000:2008, Medio Ambiente ISO – NC 14001, Seguridad y Salud en el Trabajo NC-18001 y Energía NC-ISO 50001, como requisitos exigidos para mantenerse dentro de este sistema y que tienen como objetivo manejar con mayor eficacia y eficiencia los recursos naturales y energéticos que poseen las empresas. Por otra parte a la dirección de la refinería se le notificó un ultimátum por parte del CITMA con vistas a lograr el cumplimiento de las normas de emisiones gaseosas.

En tal sentido se trabaja en aras de identificar y proponer mejoras tecnológicas en dicho proceso que permitan lograr los indicadores de calidad establecidos previamente y den respuesta a la siguiente situación problemática:

Situación Problemática

La refinería de petróleo de Cienfuegos se encuentra situada en el centro sur de la isla de Cuba, es una entidad que se dedica a la refinación y obtención de diferentes combustibles con un alto valor agregado, con parámetros de calidad reconocidos según la normas internacionales y con un tratamiento adecuado de sus residuales con el objetivo de mitigar los impactos medioambientales, no obstante aún persisten problemas como:

- Elevado costo de inversión para unidades recuperadoras de azufre.
- Elevado costo de producción del azufre.
- Elevados costos de las tecnologías y la energía.
- Moderado precio de venta del azufre en el mercado, lo cual reporta ganancias poco tentadoras para la inversión.
- Restricciones medioambientales muy rígidas respecto a las emisiones de contaminantes.

Por los motivos antes expuestos y la situación problemática descrita se plantea siguiente problema científico:

Problema científico

¿Cómo lograr los estándares de calidad exigidos para la recuperación de azufre, que permitan una reducción de las emisiones gaseosas?

Hipótesis

La inclusión de una torre empacada como despojador cáustico, para el tratamiento de los gases residuales de la recuperación de azufre, permitirá una reducción de las emisiones gaseosas acorde con los parámetros de calidad exigidos

Objetivo general

Evaluar un despojador cáustico, para el tratamiento de los gases residuales, como propuesta de mejora tecnológica en la unidad recuperadora de azufre que permita el cumplimiento de los parámetros de calidad de dicho proceso y consiga la reducción de las emisiones gaseosas.

Objetivos específicos

- Realizar un estudio bibliográfico sobre los procesos de recuperación de azufre, las tecnologías disponibles para dicho proceso y las normas de emisiones que lo regulan. Así como un análisis de los simuladores de procesos más empleados para la evaluación de torres empacadas.
- Obtener el modelo de simulación del despojador cáustico, validándolo a partir de las condiciones de alimentación, que permita conocer los estándares de calidad finales de la producción de azufre.
- Analizar la sensibilidad del modelo y definir el rango de operación del despojador.
- Evaluar económicamente la propuesta de mejora tecnológica.

CAPÍTULO 1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

En este capítulo se realiza una búsqueda bibliográfica sobre los procesos de recuperación de azufre, así como los tratamientos de gases residuales y las diferentes tecnologías que se utilizan. Se analizarán los principales aspectos constructivos y de operación que deben tener los despojadores húmedos. Se investigará sobre el uso de simuladores utilizados en la evaluación de procesos así como los métodos empleados en los estudios de factibilidad y evaluación económica.

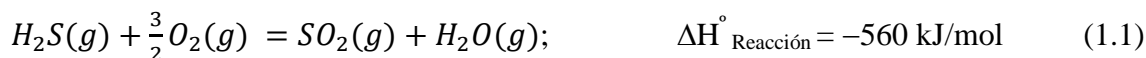
1.1 Fundamentos del proceso de recuperación de azufre.

El azufre está presente en el gas natural, principalmente como sulfuro de hidrógeno (H_2S). Este H_2S , junto a una parte o todo el dióxido de carbono (CO_2) presente, es eliminado del gas natural o gas de refinería por medio de un proceso de tratamiento, y el H_2S aún presente en el gas ácido se incinera o se alimenta a una unidad de recuperación de azufre (GPSA G. P., Engineering DataBook, 10th ed., 1994). Existen muchos procesos disponibles para la producción o recuperación de azufre a partir del sulfuro de hidrógeno. Algunos de estos procesos fueron diseñados con la intención de producir azufre, mientras que en otros, fueron desarrollados con el propósito principal de eliminar H_2S de una corriente de gas, siendo la recuperación de azufre simplemente un resultado secundario del proceso (Maddox & Morgan J. U., 2006). Dicha recuperación puede llevarse a cabo por medio del proceso Claus modificado.

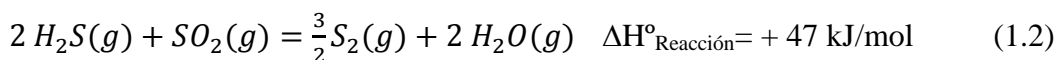
1.1.1 Proceso de recuperación de Azufre. Proceso Claus.

El proceso Claus se utiliza en refinerías y plantas de gas para la recuperación de azufre elemental a partir del sulfuro de hidrógeno (H_2S) contenido en los gases ácidos, que se producen durante la regeneración de aminas y los generados durante el despojamiento de las aguas agrias del craqueo catalítico y otros procesos. (Olmedo-Toledo, 2010), (ZareNezhad B & Hosseinpour, 2008), (Peralta, 2011). El proceso consiste en una oxidación catalítica multietapas del sulfuro de hidrógeno. Cada etapa consta de un recalentador de gas, cámara catalítica y condensador. Sin embargo, la conversión completa del H_2S en azufre, está impedida por limitaciones termodinámicas de las reacciones que tienen lugar en dicho proceso. (Abedini, 2010), (Sassi & Gupta, 2008).

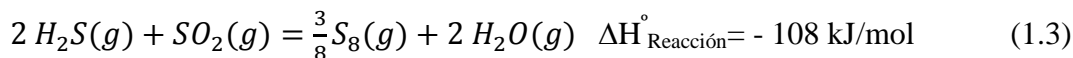
El proceso Claus implica la quema de una tercera parte de H₂S con aire en un horno-reactor para formar dióxido de azufre (SO₂) según la siguiente ecuación:



El horno-reactor normalmente opera en un rango de temperaturas de 930 – 1400°C en la cámara de combustión y con una presión por debajo de 70 kPa. Antes de entrar al condensador de azufre, el gas caliente de la cámara de combustión es refrigerado en una caldera recuperadora de calor, generando vapor de media o alta presión. En esta caldera se recupera alrededor del 80 % del calor residual para usarlo como energía. El azufre líquido del condensador es enviado a través de un sello hidráulico de azufre hacia el foso desgasificador. Aproximadamente el 60 – 70 % del azufre es recuperado en este horno-reactor. Los gases fríos que salen del condensador son enviados a la cama catalítica, donde los dos tercios restantes inquemados del H₂S se someten a reacción Claus (reaccionan con SO₂) para formar azufre elemental por la ecuación:

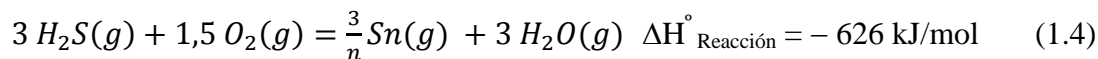


El H₂S remanente, del horno de Claus, se hace reaccionar con SO₂ a temperaturas más bajas sobre un catalizador en base de dióxido aluminio o titanio para producir más azufre, por la siguiente ecuación:



Como promedio, alrededor del 70 % del H₂S y el SO₂ reacciona por la Ecuación 1.3.

En la etapa catalítica, que opera por encima de la temperatura de rocío del azufre y hasta aproximadamente 370 °C, se produce principalmente azufre elemental (S₈) y es una reacción exotérmica, mientras que en la etapa térmica, que opera por encima de los 930 °C, el S₂ es el producto principal y la reacción es endotérmica. La reacción global sería:



Como esta reacción representa una reacción de equilibrio químico, no es posible en la planta Claus convertir todos los compuestos sulfurosos a azufre elemental, entonces se necesitan 2 o más etapas catalíticas en serie para convertir el azufre. Cada etapa puede recuperar la mitad a dos tercios del azufre de entrada. El número de etapas catalíticas depende del nivel de

conversión deseado. Se estima un recobrado general del 95 – 97 % dependiendo del número de etapas de reacción catalíticas y del tipo de rehervidores usados. (Lobelles, 2016)

Debido a que la reacción Claus principal es exotérmica (Ecuación 1.3), esta etapa está llamada al uso de bajas temperaturas con el fin de desplazar la constante de equilibrio hacia mayores rendimientos de productos. Las bajas temperaturas, sin embargo, conducen a velocidades de reacción disminuidas, de ahí la necesidad de un catalizador. La ley de acción de masas para la reacción Claus es la siguiente: (Abedini, 2010)

$$K_p(T) = \frac{P_{H_2O}^2 \cdot P_{S_8}^{3/8}}{P_{H_2S}^2 \cdot P_{SO_2}} \quad (1.5)$$

Donde: $K_p(T)$ = constante de equilibrio químico

P_{H_2O} y P_{S_8} = presión parcial de los productos

P_{H_2S} y P_{SO_2} = presión parcial de los reactantes

Esta ecuación ilustra la naturaleza de las limitaciones de equilibrio implicadas en el proceso Claus; la disminución de la temperatura de proceso puede aumentar la constante de equilibrio y por lo tanto, aumentar la conversión. Pero el límite inferior de esta temperatura y por lo tanto el límite superior de la conversión de equilibrio se establece por la temperatura de condensación del azufre. (Monnery, 2000) .

La cinética de la reacción 1.2 en la temperatura de 200 y 300°C es la siguiente: (Elsner.et.al., 2003)

$$r = K_1(T)P_{H_2S}P_{SO_2}^{0.25} - K_2(T)P_{H_2O} \quad (1.6)$$

Si en la ecuación anterior ponemos $P_i = C_iRT$, entonces tenemos:

$$r = K_1(T)(RT)^{1.25}C_{H_2S}C_{SO_2}^{0.25} - K_2(T)(RT)C_{H_2O} \quad (1.7)$$

K_1 y K_2 se definen como sigue:

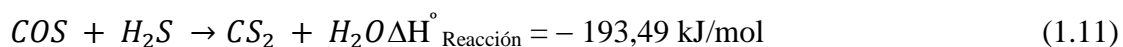
$$K_1 = K_{10}e^{(-\frac{E_1}{RT})} \quad (1.8) \quad \text{y} \quad K_2 = K_{20}e^{(-\frac{E_2}{RT})} \quad (1.9)$$

E_1 y E_2 : energía de activación de la reacción reversible. Los valores de K_{10} , K_{20} , E_1 y E_2 son los siguientes:

$$K_{10} = 15762 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3 \cdot \text{s}} \quad K_{20} = 506 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3 \cdot \text{s}} \quad (1.8)$$

$$E_1 = 49,4 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \quad E_2 = 89,3 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \quad (1.9)$$

El gas residual, que contiene H₂S, SO₂, vapor de azufre y trazas de otros compuestos sulfurados formados en la sección de combustión, se escapa con los gases inertes desde el final de la planta. Por lo tanto, con frecuencia es necesario seguir la unidad Claus con una unidad de limpieza de gas residual para lograr una mayor recuperación. Además de la oxidación del H₂S a SO₂ y la reacción del SO₂ con H₂S en el horno de reacción, muchas otras reacciones secundarias pueden ocurrir y ocurren en el horno. Varias de estas posibles reacciones secundarias son:



En la Unidad Recuperadora de Azufre (*Sulphur Recovery Unit*, SRU por sus siglas en inglés) convencional se logra una recuperación entre 94 – 97 %, según las tecnologías de (Chematek S.p.A, 2013), (LindeGroup, 2012), (Siirtec.Nigi-S.p.A., 2014) entre otras, de acuerdo a las etapas catalíticas de oxidación. Por ejemplo, se realizó la simulación en Petro-SIMTM para dos etapas catalíticas y como resultado se aportan 12 200 mg/Nm³ como SO₂. En un segundo momento se realizó la simulación de las 3 etapas catalíticas dando emisiones de 7 600 mg/Nm³ como SO₂. Se debe resaltar que en ambos casos los resultados son insuficiente para el cumplimiento de las normas de emisiones (IFC, 2007). Para cumplirlas será necesaria la adición de una unidad de tratamiento de gas de cola (*Tail Gas Treatment Unit*, TGTU por sus siglas en inglés), según. (ISTP, 2014)

1.1.2 Fundamentos del proceso de tratamiento de gas de cola.

El tratamiento de gas de cola o gas residual de las unidades Claus, tiene como objetivo lograr mayores grados de recuperación y así disminuir las emisiones de contaminantes para poder cumplir con las regulaciones ambientales, cada vez más estrictas (IFC, 2007), (US EPA, 2010)

. Estos tratamientos se pueden clasificar en tres grupos:

1^{er} grupo: Los procesos de oxidación selectiva o directa (SOP)

Son los procesos en los que se oxida el sulfuro de hidrógeno (H₂S) a azufre en presencia de un catalizador, es un modo de mejorar la recuperación de azufre entre 98,5 a 99,3 % peso. (Chen J. Chow T. & Wong V., 2002)

Con este proceso se busca convertir el sulfuro de hidrógeno (H₂S) a azufre. Para que se aplique de forma eficiente es necesario que el contenido principal del gas de cola sea el sulfuro

de hidrógeno (H_2S), pues la reacción solamente se lleva a cabo entre el sulfuro de hidrógeno (H_2S) y el oxígeno (O_2). Lo anterior se logra manteniendo la relación molar de sulfuro de hidrógeno y el dióxido de azufre (H_2S/SO_2) en un valor mayor que 2, para que predomine la cantidad de sulfuro de hidrógeno (H_2S) en relación al dióxido de azufre (SO_2), operando con deficiencia de oxígeno en la sección Claus.

Se necesita un catalizador de óxido de hierro III (Fe_2O_3) soportado en alúmina ($\alpha-Al_2O_3$), dióxido de silicio (SiO_2) o dióxido de titanio (TiO_2) generalmente, lo que requiere temperaturas que van de 135 a 150 °C y se lleva a cabo la siguiente reacción:



Con estos procesos se pueden alcanzar aproximadas conversiones de equilibrio de 98,5 a 99,3 % peso. (Borsboom H, 2003), (Khol & Nielsen, 1997)

2^{do} grupo: Procesos de subpunto de rocío (SDP)

Con este tipo de proceso se alcanzan recuperaciones entre 98,5 a 99,5 % peso, son procesos que favorecen el equilibrio de la reacción Claus a temperaturas bajas con un número de camas catalíticas adicionales. (Chen J. Chow T. & Wong V., 2002)

La operación en subpunto de rocío tiene como objetivo lograr un mayor equilibrio de la reacción Claus y por lo tanto incrementar la recuperación de azufre.

La conversión de equilibrio de la reacción Claus (H_2S a azufre, S) incrementa al disminuir la temperatura por debajo del punto de rocío del azufre (117 °C) en una región moderada. Según (Khol & Nielsen, 1997) se acerca al 100 % a una temperatura de aproximadamente 121 °C.

Las camas de catalizador convencionales del proceso Claus se mantienen a una temperatura sobre el punto de rocío del azufre, para evitar la deposición de azufre líquido en la superficie del catalizador, pues esto causa la desactivación del mismo. Sin embargo, esto impide alcanzar altas eficiencias que se lograrían trabajando a bajas temperaturas.

El proceso Claus de subpunto de rocío utiliza las mismas reacciones químicas que el proceso Claus, pero las camas de catalizador operan a una temperatura por debajo del punto de rocío del azufre (de 100 a 125 °C), obteniéndose conversiones de equilibrio más altas. Como consecuencia de las bajas temperaturas, el azufre se deposita en el catalizador, pero esta deposición no afecta al proceso ya que se trabaja en una operación cíclica. Esta operación comprende regeneración periódica de cada cama por vaporización de los depósitos de azufre

con una corriente de gas a elevada temperatura (de 316 a 343 °C aproximadamente); posteriormente el azufre se condensa y se recupera.

Este proceso puede usarse adicionalmente en la unidad Claus, o diseñarse dentro de un sistema integrado de alta eficiencia. Puede alcanzar conversiones de equilibrio aproximadas de 98,5 a 99,5 % peso.

3^{er} grupo: Procesos de recirculación de sulfuro de hidrógeno

Según (Quinlan, 2004), el proceso de recirculación de sulfuro de hidrógeno es el proceso donde el sulfuro de hidrógeno se recircula al horno Claus después de pasar por un tratamiento principalmente con aminas selectivas. En este proceso se logran recuperaciones más altas, entre 99,5 a 99,99 % peso.

Este grupo de procesos primero convierte los compuestos de azufre en el gas de cola a sulfuro de hidrógeno (H₂S) mediante operaciones de hidrogenación e hidrólisis (según las ecuaciones 1.14 – 1.19). Después, mediante una solución de metildietanolamina (MDEA) se absorbe selectivamente el sulfuro de hidrógeno (H₂S); posteriormente se separa de la solución de MDEA y se recircula a la unidad Claus. (Khol & Nielsen, 1997)

Reacciones de Hidrogenación (en presencia de hidrógeno): (Borsboom H, 2003); (Quinlan, 2004)



Reacciones de Hidrólisis (en presencia de vapor de agua): (Borsboom H, 2003) (Quinlan, 2004)



Según (Quinlan, 2004) los gases ácidos reaccionan con bases líquidas débiles para formar sales térmicamente regenerables. Esta reacción es exotérmica y en ella se libera una cantidad de calor considerable. En el primer mecanismo se produce una transferencia directa de protón y en un segundo mecanismo de reacción del dióxido de carbono (CO₂) requiere un hidrógeno poco estable en la estructura molecular de la amina. Esa reacción forma un ácido carbámico

(NH₂COOH) sustituido y es llamada reacción de formación de carbamato. Esta reacción ocurre solamente entre aminas primarias y secundarias.

Sin embargo, la absorción selectiva del sulfuro de hidrógeno (H₂S) en alcanolaminas es más rápida que la del dióxido de carbono (CO₂). Este fenómeno es más evidente en aminas secundarias y terciarias que con las aminas primarias. Dependiendo de la composición del gas, elección de la amina y diseño del absorbedor, la coabsorción del dióxido de carbono (CO₂) se limitará de un 10 a 40 % del dióxido de carbono (CO₂) contenido en el gas de alimentación al absorbedor. (Nielsen, 1997)

En la etapa de regeneración de la amina se emplea energía en forma de calor para invertir la reacción de la sal y formar las bases y ácidos originales. El uso de una cantidad significativa de energía para la regeneración de la amina es una desventaja del proceso. Esta familia de procesos tiene en común una hidrogenación inicial y unidad de hidrólisis para convertir todos los compuestos de azufre a sulfuro de hidrógeno (H₂S). Con estos procesos se alcanzan las mayores conversiones de equilibrio (99,9 % peso).

Por lo general, se añade una unidad de tratamiento de gas de cola (TGTU, Tail Gas Treatment Unit por sus siglas en inglés) para cada SRU, pues que un tratamiento común para múltiples SRU tiene la ventaja de costo reducido, pero trae problemas relacionados con un punto común de falla potencial para todos los trenes del SRU corriente arriba (Slanens A., 2007). En este caso se debe resaltar, a pesar de la eficiencia lograda en las unidades de tratamiento de gas de cola, solo es posible cumplir las normas de referencia para emisiones gaseosas controladas en el rango de 250 – 480 mg/Nm³, tales como (US EPA, 2010), (NOM-148-SEMARNAT., 2006). Sin embargo, cuando se establecen normas más estrictas (IFC, 2007), que se muestran en el Anexo 1 se debe acudir a tecnologías adicionales para el tratamiento final de efluentes gaseosos.

1.2 Tecnologías para el tratamiento de gases residuales

El control de las partículas (contaminantes físicos) se realiza principalmente por medio de procesos físicos, que no comprenden un cambio en la naturaleza química del contaminante. Sin embargo, contaminantes como los óxidos de azufre (contaminantes químicos), no se pueden capturar en forma económica por medios físicos, de manera que su control se da en gran parte por medios químicos.

Para el tratamiento de gases residuales se utilizan fundamentalmente dos métodos:

1. La utilización de aditivos DeSOx y DeNOx
2. Proceso de desulfuración

1.2.1 Aditivos DeSOx y DeNOx

El proceso DeNOx y DeSOx es un proceso innovador que permite eliminar simultáneamente los NOx mediante el proceso de reducción catalítica selectiva y los SOx, recuperando los óxidos de azufre como ácido sulfúrico que puede posteriormente ser utilizado por la industria química. En este proceso de eliminación simultáneamente de los óxidos de nitrógeno y azufre (DeNOx y DeSOx, según su nombre comercial), es necesario trabajar a temperaturas superiores a 430 °C. La mayor innovación dentro de esta línea consiste en el desarrollo de un sistema monolítico multilecho DeNOx - DeSOx en un único reactor, que opera a 450 °C con sistemas catalíticos monolíticos basados en óxidos de titanio, vanadio y wolframio en el caso del catalizador DeNOx y en óxidos de vanadio y piro sulfatos de potasio soportados sobre tierras de diatomeas en el caso del catalizador DeSOx (Blanco, 1997); (Estrucplan Consultora S.A, 2004). No obstante la utilización de estos aditivos requeriría además, la implementación de una unidad dedicada para el tratamiento de los efluentes generados con la aplicación de polímeros. Para el caso de estudio, los efluentes generados por la adición del aditivo DeSOx y DeNOx no tienen solución dentro de la planta de tratamiento de residuales, para ello sería necesario activar un tratamiento biológico, lo cual encarece dicho tratamiento. Se debe señalar que en la refinería objeto de estudio no existe tratamiento biológico.

1.2.2 Proceso de desulfuración

La desulfuración es el proceso de eliminación del azufre de diferentes productos industriales para evitar la contaminación o para cumplir con los estándares de calidad de dichos productos. También conocido como hidrodesulfuración o HDS, este proceso químico reduce las emisiones de dióxido de azufre y los convierte en ácido sulfúrico. En la desulfuración con absorbentes se pasan los gases a contracorriente con una solución finamente dividida del absorbente (Picó.et.al, 2012). La selección del lavador de gas dependerá de las características del proceso operativo y el contaminante o contaminantes que están siendo eliminados.

➤ Desulfuración con cal o caliza: se prepara una disolución de lechada de cal o la caliza generando unas cantidades elevadas de residuos sólidos que contienen sulfito y sulfato cálcico.

Se consiguen eficacias de eliminación del 60 al 90 %, pero hay que tener en cuenta los problemas de formación de costras y corrosión de las torres.

- Desulfuración con óxido de magnesio: es un procedimiento similar al de la lechada de cal, solo que con óxido de magnesio en vez de óxido de calcio. El sulfito o sulfato de magnesio se puede calcinar fácilmente. Produce muy pocos residuos pero el proceso de regeneración requiere de energía.
- Desulfuración con solución de sosa: se puede utilizar una disolución de hidróxido de sodio o carbonato sódico para absorber SO_2 , obteniéndose sulfatos solubles, que se pueden recoger en balsas de evaporación. Habitualmente se utilizan concentraciones de 10 – 20 % en la solución alcalina, dependiendo de los niveles de concentración de SO_2 u otros compuestos azufrados en el gas residual. Los flujos de dicha solución estarán en correspondencia con los volúmenes de gases que se van a tratar.
- Desulfuración con amoníaco: los óxidos de azufre se absorben dando sulfato amónico. La utilización del amoníaco produce gran cantidad de vapores pero su producto tiene mejor salida para su uso como fertilizante.
- Desulfuración con sulfito de sodio: este método no plantea problema de incrustaciones pues los productos obtenidos son solubles. El reactivo debe ser muy puro por lo que se suele emplear en pequeñas calderas industriales. El SO_2 concentrado se puede reducir a azufre u oxidar a ácido sulfúrico.
- Desulfuración con doble álcali: en este caso se hace un primer tratamiento con sosa cáustica (NaOH) que conduce a la formación de sulfito de sodio. Posteriormente el producto se mezcla con lechada de cal para conseguir precipitar el sulfito de calcio y regenerar la sosa. Presenta altos rendimientos y poca formación de costras.

1.3 Dispositivos de control de las emisiones de SO_2

Los dispositivos usados para eliminar contaminantes químicos, son en general, muy parecidos a los usados para contaminantes físicos, la diferencia radica en que, en alguna parte del proceso de captura se da una reacción química. Existe variedad de estos dispositivos pero los más usados son:

- Sedimentadores por gravedad: Una cámara de sedimentación gravitacional como su nombre lo indica es una cámara larga por la cual pasa lentamente la corriente de gas

contaminado, permitiendo que transcurra el tiempo suficiente para que las partículas se sedimenten por gravedad hasta el fondo. (Peavy, 1985)

➤ Separadores centrífugos: Son dispositivos que emplean la fuerza centrífuga en lugar de la gravedad para separar las partículas de la corriente de gas. Debido a que la fuerza centrífuga generada dentro del aparato es varias veces mayor que la fuerza gravitacional, puede eliminar partículas de diámetros mucho más pequeños que los sedimentadores gravitacionales. (Cooper D & Alley, 2011)

➤ Depuradores húmedos: Son dispositivos para el control de la contaminación del aire que recogen las partículas por contacto directo con un líquido (generalmente agua) (Cooper D & Alley, 2011), razón por la cual, también son conocidos como lavadores. Existe un gran número de diseños pero la mayoría de ellos pueden ser agrupados de acuerdo al mecanismo usado de contacto con el líquido. (Montenegro-Silva, 2006)

En el Anexo 1 se muestra una tabla que refleja una comparación de los tres dispositivos analizando las ventajas y desventajas de cada uno.

1.3.1 Depuradores húmedos

Para la desulfuración se utilizan principalmente los depuradores húmedos. Los depuradores húmedos son dispositivos de control de la contaminación del aire, eficaces para la eliminación de partículas y/o gases de escape de corrientes de escape industriales (Pollutions Systems, 2015). Algunos tipos de depuradores están diseñados principalmente para eliminar partículas contaminantes y otros están diseñados para eliminar la mayoría de gases contaminantes o partículas solubles. Los depuradores con lecho empacado, también llamados depuradores húmedos o torres de absorción, son piezas de equipos instalados en las plantas de energía para eliminar los gases seleccionados (y algunas veces también partículas) de humos de combustión con el fin de cumplir con las normas de emisión (Nazaroff & Alvarez-Cohen, 2014).

En su aspecto esencial, un depurador es un tanque vertical (torre) en el que el gas y el flujo de líquido fluyen a contracorriente uno contra el otro: la solución líquida fluye hacia abajo mientras que las burbujas de gas hacia la parte superior, cada uno se traslada bajo la acción de la gravedad.

Para maximizar el contacto entre el líquido y el gas, la torre también está llena de un gran número de pequeños objetos obligando a que el líquido se filtre lentamente por caminos tortuosos y el gas a subir en pequeñas burbujas. Como compiten el líquido y el gas por el

espacio, se produce un contacto muy íntimo entre los dos y existe un área de contacto muy grande a través de la cual la transferencia de especies químicas puede tener lugar (Nazaroff & Alvarez-Cohen, 2014).

El lavado en húmedo es un proceso de dos etapas, siendo la primera etapa la captura del gas contaminante corriente en el líquido y el segundo paso es la separación de las gotas de líquido de lavado de la corriente de gas después de salir del lavador. Este paso es importante en la última colección de contaminantes debido a que la mala separación del líquido causará arrastre de las gotitas que contienen el contaminante. (Maddox & Morgan J. U., 2006)

1.4 Torres empacadas

En las columnas de relleno la operación de transferencia de masa se lleva a cabo de manera continua. La función principal del relleno consiste en aumentar la superficie de contacto entre el líquido y el vapor, aumentar la turbulencia y por tanto mejorar la eficiencia.

Para el diseño de las torres absorbedoras, tanto de platos como empacadas, es necesario conocer los criterios de diseño que propicien el logro de los objetivos del proceso. Por consiguiente, las características tanto de los equipos como de sus componentes han de tenerse en cuenta a la hora de diseñar. Las principales características y criterios de diseño para estos equipos son estudiados a partir de Treybal (1999) para el caso de estructuras, empaques, constituyentes internos, mientras que se utilizará Levenspiel (1987) cuando el proceso de absorción está regido por las reacciones químicas.

1.4.1 Rellenos de las torres empacadas

A medida que aumenta el tamaño del relleno disminuye la eficiencia de la transferencia de materia y aumenta la pérdida de carga. Por tanto, para determinar el tamaño óptimo de éste habrá que llegar a un compromiso entre estos dos factores (Treybal, 1999). La selección del material de relleno se basa en criterios tales como resistencia a la corrosión, resistencia mecánica, resistencia térmica y características de mojado. (Martínez Alvarado, 2012)

Además, es necesario disponer un distribuidor de líquido en la parte superior de la columna para asegurar que el líquido moje de manera uniforme todo el relleno y no se desplace hacia las paredes. Se tienen varios tipos de relleno (Heredia Moctezuma, 2011)

➤ Al azar: este tipo de relleno es bastante económico y suele ser hecho de materiales resistentes a la corrosión (metálicos, cerámicos o de plástico). Anteriormente, los más empleados eran los anillos Rashing y las sillas o monturas Berl, pero en la actualidad han sido

reemplazados por otros más eficientes, tales como los anillos Pall, las monturas Intalox y los anillos Bialecki.

➤ Estructurado: es bastante más caro por unidad de volumen que el relleno al azar, pero ofrece mucha menos pérdida de carga por etapa y tiene mayor eficiencia y capacidad.

Para el funcionamiento apropiado de una columna empacada se requieren ciertos elementos adicionales a la coraza y al empaque. Estos accesorios son denominados constituyentes internos. Los constituyentes internos más importantes son:

- Distribuidores de líquido
- Sistemas de alimentación
- Retenedores de empaque
- Soporte de empaque
- Colectores de líquido
- Eliminadores de arrastre

No todos los constituyentes de la lista están siempre presentes en una columna. La decisión de incorporarlos o no es el resultado de un cuidadoso estudio costo/beneficio. (De la Hoz Siegler, 2003)

La oferta de estos accesorios es variada y completa, dado que los fabricantes compiten en el mercado con productos cuidadosamente diseñados para asegurar excelentes condiciones relativas a capacidad, eficiencia, versatilidad y flexibilidad, según el sistema y las condiciones bajo cuales deben operar. Por lo tanto, resulta crítica la selección apropiada de cada constituyente pues una decisión inadecuada, aun empleando empaques de alta eficiencia, conlleva un mal funcionamiento de la columna.

1.5 Torres de platos

En las columnas de platos la operación se lleva a cabo en etapas. El plato va a proporcionar una mezcla íntima entre las corrientes de líquido y vapor. El líquido pasa de un plato a otro por gravedad en sentido descendente, mientras que el vapor fluye en sentido ascendente a través de las ranuras de cada plato, burbujeando a través del líquido.

Al plato se le exige que sea capaz de tratar las cantidades adecuadas de líquido y vapor sin una inundación o un arrastre excesivos, que sea estable en su funcionamiento y resulte relativamente simple en cuanto a instalación y mantenimiento. También es importante conseguir que la caída de presión en el plato sea mínima. (Treybal, 1999)

El número de platos necesarios para efectuar una separación dada vendrá determinado por distintos factores. Por lo general, cuanto mayor sea el número de platos de la torre, mayor será la separación conseguida. Normalmente el tipo de plato más empleado es el plato perforado, debido principalmente a su economía. Si se requiere una mayor flexibilidad entonces se hará uso de los platos de válvulas; actualmente los platos de capuchones aparecen únicamente en los casos en que es necesario controlar el tiempo de residencia para que se dé una determinada reacción química o si el flujo de vapor es insuficiente y se produce un goteo del líquido.

1.6 Torres de platos vs torres empacadas

Los siguientes criterios pueden ser útiles al considerar la elección entre los dos tipos principales de torres. (Treybal, 1999); (García, 2014)

- 1. Caída de presión del gas.** Generalmente, las torres empacadas requerirán una menor caída de presión. Esto es especialmente importante para la destilación al vacío.
- 2. Retención del líquido.** Las torres empacadas proporcionarán una retención del líquido sustancialmente menor. Esto es importante cuando el líquido se deteriora a altas temperaturas; los tiempos cortos de retención son esenciales. También es importante para obtener buenas separaciones en la destilación por lotes.
- 3. Relación líquido-gas.** En las torres de platos se trabaja con los valores muy bajos de esta relación. En las torres empacadas son preferibles los valores altos.
- 4. Enfriamiento del líquido.** Las espirales de enfriamiento se construyen más fácilmente en las torres de platos. El líquido puede eliminarse más rápidamente de los platos, para pasarlo a través de enfriadores y regresarlo, que de las otras torres empacadas.
- 5. Corrientes laterales.** Son eliminadas más fácilmente de las torres de platos.
- 6. Sistemas espumantes.** Las torres empacadas operan con menor burbujeo del gas a través del líquido y son las más adecuadas.
- 7. Corrosión.** Cuando se tienen problemas complicados de corrosión, las torres empacadas son probablemente las menos costosas.
- 8. Presencia de sólidos.** Ninguno de los tipos de torres es muy satisfactorio. Los tanques con agitación y los lavadores Venturi son mejores, pero sólo proporcionan una etapa. Si se requiere la acción a contracorriente en varias etapas, es mejor eliminar los sólidos al principio.
- 9. Limpieza.** La limpieza frecuente es más fácil con las torres de platos.

10. Fluctuaciones grandes de temperatura. Los empaques frágiles (cerámica, grafito) tienden a romperse. Los platos o empaques de metal son más satisfactorios.

11. Carga sobre la base. Las torres empacadas de plástico son menos pesadas que las torres de platos, las que a su vez son más ligeras que las torres de cerámica o empacadas de metal. En cualquier caso, debe diseñarse la carga sobre la base considerando que la torre puede llenarse accidental y completamente de líquido.

12. Costo. Si no hay otras consideraciones importantes, el costo es el factor principal que debe tomarse en cuenta.

Teniendo en cuenta las diferentes estructuras estudiadas, la concentración de contaminante en la corriente de alimentación y las condiciones de operación del sistema objeto de estudio, se selecciona como equipo de depuración, para el caso particular de la SRU, una torre empacada con una solución de hidróxido de sodio. Dicha selección obedece, en primer lugar, a la disponibilidad del secuestrante que se va a utilizar y que es suministrado por la unidad existente de preparación de reactivos químicos de la refinería. En segundo lugar, por la posibilidad de un tratamiento posterior para el residual resultante con una alta concentración de sulfito de sodio (Na_2SO_3) de dicho proceso. Este tratamiento se realizará en la unidad existente de tratamiento de sosa gastada (*Spent Caustic*, SPC por sus siglas en inglés).

En estudios anteriores (Cortés, 2016) se realizó el diseño del despojador cáustico para el caso de estudio. El mismo arrojó como resultado que la torre a utilizar para el tratamiento de los residuales gaseosos de la recuperación de azufre utilizará como empaque anillos Rashing de 2.33 m de diámetro, 0,52 m de altura de empaque, 4,67 m altura de la torre y 62,44 m² de área superficial.

Además el estudio demostró que un despojador cáustico complementa el ciclo final de dicho tratamiento y su implementación hará posible reducir las emisiones de SO_2 hasta 100 mg/Nm³ por consiguiente dará cumplimiento a las normas de emisiones del Grupo del Banco Mundial, establecidas como requisitos básicos para el proyecto expansión. Es por esto que resulta necesario validar dicha propuesta para las condiciones actuales de operación que enfrenta la refinería, por tanto será preciso evaluarlo mediante simulación y para esto resulta imprescindible conocer los aspectos fundamentales y los simuladores más utilizados en la industria del petróleo.

1.7 Aspectos básicos sobre simulación

La ingeniería química se encarga de la transformación de materias primas naturales y artificiales para la satisfacción de necesidades, para ello la síntesis de procesos corresponde a la etapa donde se crea la estructura básica del diagrama de flujo del proceso químico, seleccionando los equipos a ser utilizados, con sus correspondientes interconexiones, y se establecen los valores iniciales de las condiciones de operación. (Farrar G. , 2015).

La simulación se define como una técnica para evaluar de forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La solución de éstos se lleva a cabo por medio de programas computacionales y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento del proceso,

Existe actualmente una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, los cuales son poderosas herramientas de cálculo en procesos industriales. Cuentan con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculos de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad.

Otro aspecto importante en los simuladores de procesos, es la disponibilidad de propiedades termodinámicas y de transporte de las corrientes del proceso. Estas propiedades son fundamentales para efectuar los balances de materia y energía. Si se tienen buenos datos o buenas correlaciones para las propiedades, entonces los resultados de la simulación serán altamente confiables.

Los simuladores modernos permiten la selección de los modelos de propiedades termodinámicas adecuados para la naturaleza de los componentes químicos, estado de agregación y condiciones de operación. Las corrientes del proceso se pueden ser según: Gases a baja y alta presión.

1. Soluciones líquidas con componentes no polares, polares y electrolitos a baja y alta presión.
2. Sólidos en suspensión o finamente divididos.

En el libro *Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos* (Scenna, 1999) plantea que los simuladores de procesos pueden dividirse en los siguientes tipos según la filosofía bajo la cual se plantea el modelo matemático que representa el proceso a simular:

- simuladores globales u orientados a ecuaciones: se plantea el modelo matemático que representa al proceso construyendo un gran sistema de ecuaciones algebraicas que representa a todo el conjunto o planta a simular.
- simuladores secuenciales modulares: se basan en módulos de simulación independientes que siguen aproximadamente la misma filosofía que las operaciones unitarias, es decir, cada equipo: bomba, válvula, intercambiadores, entre otros; son descritos a través de modelos específicos para los mismos y además, el sentido de la información coincide con el “flujo físico” en la planta.
- simuladores híbridos o modular secuencial-simultáneo: son simuladores que combinan la estrategia modular y la orientada a ecuaciones de forma tal que aprovechan los aspectos positivos de ambas metodologías lo máximo posible. Para ello se selecciona un grupo de variables sobre las cuales se procederá según la filosofía global, estos, las resolverá simultáneamente, mientras que para el resto se mantiene la filosofía modular, es decir, se trata de encontrar una secuencia acíclica, que provea por su cálculo, en cada iteración, los valores de las variables a resolverse simultáneamente.

Los simuladores también se pueden clasificar en generales o específicos:

- Generales: en estos se pueden simular cualquier tipo de proceso que incluya diferentes equipos u operaciones unitarias (columnas, reactores, intercambiadores de calor, separadores, etc.) pueden igualmente calcularse propiedades para mezclas o componentes puros.
- Específicos: este tipo de simuladores tienen uso limitado hacia ciertos equipos u operaciones unitarias, por ejemplo: simuladores para intercambiadores de calor, para cálculos de tubería, para tratamiento de gas, etc. o simplemente permiten el cálculo de diferentes propiedades de mezclas o componentes puros.

En general la simulación de procesos se ha convertido en una ventaja para los ingenieros químicos. El uso de los simuladores tiene como ventajas la reducción del tiempo de trabajo, permite al equipo de diseñadores probar rápidamente entre diferentes configuraciones de equipos. Permite mejorar procesos existentes a través de análisis de sensibilidad. Puede variar alguna condición del proceso y observar su comportamiento antes de llevarlo al caso real, lo que representaría un riesgo para la planta. Determina las condiciones óptimas del proceso, respetando las restricciones. Realiza la evaluación económica en una planta o proceso.

1.7.1 Softwares utilizados en la simulación de procesos químicos.

- ***Dynsim***

Dynsim es un programa de simulación de procesos completo y dinámico que permite a los usuarios cumplir y superar los retos dinámicos de diseñar y operar una planta procesadora moderna de forma segura y rentable. Acelera el flujo de trabajo de la ingeniería integral: diseño, análisis operacional, simulación dinámica, formación del operador, mejoras en el rendimiento de la planta para reducir costos de inversión de capital, mejoras en la producción de procesos y mejoras en el apoyo para la toma de decisiones de gestión a la vez que aprovecha las inversiones actuales en tecnología. (DYN SIM., 2015)

- ***PRO/II***

PRO/II es el programa de insignia *SimSci-Esscor's Process Engineering Suite (PES)*. Este simulador realiza balances rigurosos de masa y energía para una amplia gama de procesos en estado estable. *PRO/II* combina los recursos de los datos de una biblioteca química y métodos de predicción de propiedad termodinámicos con las técnicas de funcionamientos de unidad más avanzada y flexible. El beneficio de los ingenieros con los medios computacionales es la realización de balances masa y energía que se necesitan para modelar la mayoría de los procesos químicos en estado estacionario como son: los procesos del petróleo, del gas natural, de sólidos procesados y las industrias de polímeros. (*PRO/II*, 2007)

- ***Aspen Plus***

El sistema avanzado para ingeniería de procesos *Advanced System for Process Engineering (ASPEN)* es, en el mercado, el líder en herramientas de modelación de proceso, de diseño conceptual, optimización y monitoreo del desempeño, para la industria química, polímeros, especialidades químicas, metales y minerales. Se desarrolla en la década de 1970 por investigadores del *Massachusetts Institute of Technology (MIT)* y se comercializa desde 1980 por una compañía denominada *AspenTech*. *Aspen Plus* es un simulador estacionario, secuencial modular (en las últimas versiones permite la estrategia orientada a ecuaciones). Actualmente es posible que sea el más extendido en la industria. Se ha utilizado para modelar procesos en industrias: química y petroquímica, refinado de petróleo, procesamientos de gas y aceites, generación de energía, metales y minerales, industrias del papel y la pulpa y otros. *Aspen Plus* tiene la base de datos más amplia entre los simuladores de procesos comerciales, e incluye comportamiento de iones y de electrolitos. Además modela y simula cualquier tipo de

proceso para el cual hay un flujo continuo de materiales y energía de una unidad de proceso a otra. Posee herramientas para cálculos de costos y optimizaciones del proceso, generación de resultados en forma gráfica y en tablas. (Aspen Technology, 2015)

- **Hysys**

Hysys es un programa interactivo enfocado a la ingeniería de procesos y la simulación, que se puede utilizar para solucionar toda clase de problemas relacionados con procesos químicos. Este simulador cuenta con una interfaz muy amigable para el usuario, además de permitir el empleo de operadores lógicos y herramientas que facilitan la simulación de diversos procesos. Fue adquirido por *Aspen Tech* en el 2004 por lo que se desarrolla en la actualidad por *Aspen Technology*. Es un simulador bidireccional, ya que el flujo de información va en dos direcciones (hacia delante y hacia atrás). De esta forma, puede calcular las condiciones de una corriente de entrada a una operación a partir de las correspondientes a la corriente de salida sin necesidad de cálculos iterativos. Posee un entorno de simulación modular tanto para estado estacionario como para régimen dinámico. Es un *software* que permite la simulación de plantas petroquímicas y afines. (HENAO, 2002)

- **Chemcad**

Chemcad nace en 1984 cuando un profesor universitario formó un equipo para desarrollar un simulador de procesos para computadoras personales. El simulador fue vendido a la sección de *software* de *McGraw Hill (COADE)* y luego se siguió desarrollando y fue distribuido por *Chemcad* con una nueva interface de usuario y otras propiedades adicionales. Este sistema es muy usado en todo el mundo para el diseño, operación y mantenimiento de procesos químicos en una gran variedad de industrias incluyendo la exploración de petróleo y gas; y naturalmente en procesos químicos, farmacéuticos, biocombustibles y procesos de fábricas industriales. De forma general este *software*, como una herramienta de productividad, tiene muchas ventajas entre las que cabe mencionar las siguientes: (Pacheco, 2006)

- Incremento en la productividad por el uso de información obtenida a partir de la simulación diaria de cálculos relacionados con las condiciones de operación.
- Maximizar la rentabilidad de las operaciones por el diseño más eficiente de nuevos procesos y equipos.
- Reducción de costos e inversiones de capital por la optimización y solución de los cuellos de botella existentes en los procesos y en los equipos.

Este programa puede aplicar varios métodos termodinámicos entre los que se incluyen: SRK en versiones: modificado, API, extendido y predictivo, además abarca el *Peng-Robinson* y el *Grayson-streed/Chao-Seader*; así como otros empíricos como: *ESSO*, Presión de Vapor (Ideal) y la Ley de Henry. Para el caso de NaOH se propone un método denominado NRTL electrolítica para la eliminación de gases ácidos en corrientes de hidrocarburos utilizando la solución cáustica.

- ***Petro-SIM. 6.0***

Es un completo simulador gráfico de procesos que combina la destacada tecnología Profimatics(R) de KBC y modelos de procesos comprobados para efectuar simulaciones rigurosas de refinerías y plantas petroquímicas. Petro-SIM permite que los ingenieros de procesos optimicen, analicen y evalúen las complejas interacciones que se producen en una refinería mientras realizan simulaciones de múltiples unidades, determinan el impacto de diferentes materias primas y objetivos operativos, controlan el rendimiento de los procesos, efectúan análisis de inversión o actualizan un modelo de Programa Lineal.

Petro-SIM, una interfaz basada en *HYSYS. Refinery (R)*, es una herramienta fácil de usar que ayuda a los usuarios a prever cómo el cambio en una variable puede afectar a miles de otras. Su arquitectura totalmente adaptable permite que los ingenieros optimicen una unidad de proceso determinada con el fin de mejorar el funcionamiento diario, o bien simulen una refinería entera para estimar con precisión el impacto de los cambios en los procesos. Petro-SIM es capaz de hacer proyecciones realistas sobre los rendimientos y determinar el potencial económico, lo que ayuda a los clientes a tomar decisiones mejores y más informadas. Los métodos o modelos termodinámicos predicen el comportamiento en el equilibrio de una mezcla líquido-vapor, sin embargo, en las unidades de crudo, la exactitud de los resultados depende mucho más de la caracterización de la corriente que del método termodinámico seleccionado.

- ***ProMax***

ProMax es un potente y versátil paquete de software de simulación de procesos que es usado por ingenieros de todo el mundo para diseñar y optimizar procesamiento de gas, refinamiento e instalaciones químicas. Este software es altamente personalizable pero muy robusto, extremadamente potente pero accesible y utilizable, y muy preciso en sus predicciones sin necesidad de regresión o ajuste por parte del usuario.

Proporciona flexibilidad a través de sus paquetes termodinámicos y componentes, que cubren la mayoría de los sistemas encontrados en la industria de petróleo y gas. Tiene acceso a más de 50 combinaciones de envases termodinámicos, más de 2300 componentes y caracterización de crudo. Contiene tuberías, conductores de fluidos (compresores y bombas), intercambiadores de calor, recipientes, columnas de destilación, reactores, membranas y válvulas. Además, proporciona enlaces de automatización, especificadores, solucionadores y hoja de cálculo de Microsoft Excel Incorporación, que dan al usuario pleno acceso y control de toda la información dentro de cualquier secuencia o bloque. Es un programa de simulación basado corrientes por lo que permite que sea posible ejecutarlo tanto en fase ascendente como descendente sin especificaciones complicadas, como es el caso de los simuladores basados en bloques.

Puede configurar fácilmente un modelo preciso de las operaciones de la unidad de recuperación de azufre siendo capaz de modelar el comportamiento del mundo real utilizando un enfoque teórico con modificaciones empíricas basadas en décadas de experiencia con estos sistemas. Para el caso específico de eliminación de gas agrio durante más de 40 años, BR & E ha sido conocido como el líder de la industria para simular sistemas de eliminación de este. ProMax continúa este legado y es el paquete más versátil y completo disponible para una variedad de sistemas de eliminación de gas agrio, todos los cuales pueden ser directamente integrados con sus otros sistemas de procesamiento de hidrocarburos en un archivo de simulación.

Es por esto que este software es el indicado para el caso de estudio en cuestión pues ofrece seguridad, eficiencia, novedad, versatilidad y además se encuentra disponible en la refinería.

1.8 Fundamentos teóricos para la evaluación económica

La justificación para la ejecución de la mayoría de las inversiones de capital es que sean económicamente viables. A menos que a quienes toman las decisiones se les provea de amplia y fundamentada información acerca del costo de implementación y de operación futura de un proyecto de inversión, de los indicadores de rentabilidad no se logrará la aprobación de las inversiones necesarias, ya sea dentro de la entidad o en organizaciones exteriores, tales como bancos y agencias financieras.

Para determinar si una inversión es viable, atractiva económicamente y debe, por tanto, ser implementada, la medida de viabilidad económica más simple es el Período Simple de Recuperación (PSI)(Monteagudo.J.P., 2004). En aquellos casos en que los ahorros anuales son constantes, el PSI en años será:

$$PSI = [Inversión en Capital] / [Ahorros anuales netos] \quad (1.21)$$

Un período de recuperación corto supone la viabilidad económica. Muchas empresas requieren que sus inversiones tengan períodos de recuperación simple de dos años o menos, independientemente de la vida esperada del proyecto. El uso del PSI está muy extendido, entre las empresas, dada su simplicidad y facilidad de cálculo.

Inconvenientes:

- No se toman en cuenta los ahorros acumulados después del período de recuperación
- Se ignora el cambio del valor del dinero en el tiempo
- No se consideran los cambios en costos de energía en el tiempo
- Se omite la consideración de impuestos
- Se ignora el valor residual de los activos de capital

Por lo anterior, es aconsejable emplear el método del período simple de recuperación de la inversión, únicamente como un primer filtro rápido de las posibles inversiones y emplear métodos más confiables para evaluar en detalle proyectos con buenas perspectivas.

Los métodos para la evaluación de proyectos más difundidos en la actualidad, y los más confiables, son aquellos que toman en consideración los cambios del valor del dinero en el tiempo, al analizar los beneficios y costos esperados durante el período de evaluación del proyecto. Los métodos que toman en consideración el valor del dinero en el tiempo se conocen como métodos de descuento(Monteagudo.J.P., 2004).

Métodos de descuento

Existen diversas técnicas de valor descontado, aunque todas ellas se basan en el descuento a valor presente de las cantidades futuras o flujos de caja. Los flujos de caja son la diferencia neta entre beneficios y costos en cada uno de los años, refleja el dinero real en caja.

Convenio:

- entradas a caja (ingresos) son positivas
- salidas (gastos) son negativas

De forma general, el flujo de caja se puede calcular como:

$$F_{C_i} = (I_i - G_i - Dep) \cdot \left(1 - \frac{t}{100}\right) + Dep \quad (1.22)$$

donde:

I: Ingresos en el año *i*, \$

G: Gastos en el año *i*, \$.

T: Tasa de impuestos sobre ganancia, %.

Dep: Depreciación del equipamiento, \$.

Valor del dinero en el tiempo

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. Dicho de otra forma, una cantidad de dinero en la actualidad tiene más valor que otra a recibir en el futuro, debido a que la primera ganará cierto interés o rendimiento al ser invertida.

Interés real (en moneda constante)

Es el interés que tiene en cuenta los efectos de la inflación. La inflación o devaluación del dinero, reflejada por un aumento de los precios en el mercado, puede incluirse en los análisis de inversiones calculando una tasa de interés real (tasa en moneda constante) mediante la relación de Fisher:

$$R = \left(\frac{1 + r}{1 + f}\right) - 1 \quad (1.23)$$

donde *R* es la tasa de interés real, *r* es la tasa de interés bancaria y *f* la tasa de inflación, fracción.

Relación Costo - Beneficio (RCB)

Se determina como la relación entre el Valor Actual Neto de los Costos *VANC* y el Valor Actual Neto de los Beneficios *VPNB*.

$$RCB = \frac{VANC}{VPNB} \quad (1.24)$$

En la determinación del VANC hay que sumar al valor de los costos anuales descontados y el valor de la inversión inicial sin descontar.

Valor Actual Neto (VAN)

Es el valor presente neto de los flujos de caja proyectados para todos los años durante el período de evaluación del proyecto. El VAN también se puede analizar como las ganancias que puede reportar el proyecto, siendo positivo si el saldo entre beneficios y gastos es favorable, y negativo en caso contrario.

Tasa Interna de Retorno (TIR)

Se define como aquella tasa de descuento que reduce a cero el VAN. 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.

Período Real de Recuperación de la Inversión al Descuento (PRD)

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 VPN se hace cero.

Para obtener el valor del PRD se 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.

En la Figura 1.8 se muestra la relación que existe entre el VAN y el tiempo además de cómo se pueden ver el TIR y el PRD en el tiempo y la relación que existe entre ellos.

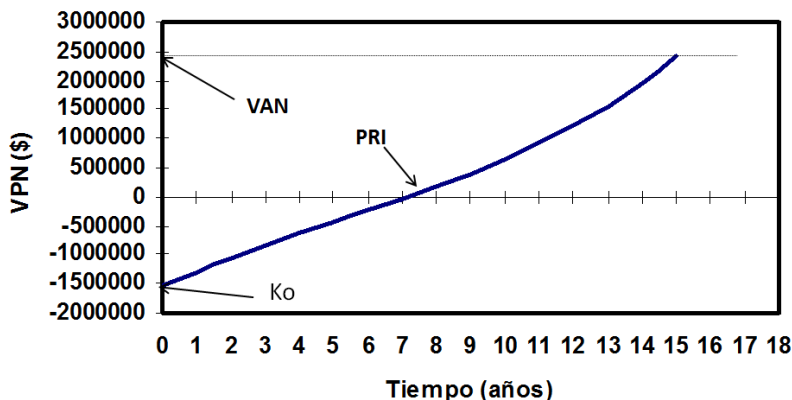


Figura 1.1: Relación del VAN con el tiempo.

Capítulo 1. Revisión bibliográfica

Las técnicas de evaluación relacionadas anteriormente tienen un rango de valores límites para que el proyecto sea económicamente viable. Si el proyecto de inversión no cumpliera con algunos de estos parámetros entonces no sería viable su implementación.

Técnica de Evaluación	Rango
VAN, \$	$VPN > 0$
TIR, %	$TIR > D$
PRD, años	$PRD < n$
RCB	$RCB < 1$

CONCLUSIONES PARCIALES

1. El Proyecto Expansión en Refinería Cienfuegos S.A. está condicionado a cumplir con el grupo de normas del Banco Mundial lo que motivó a realizar un estudio para seleccionar una tecnología apropiada y económicamente viable que posibilite el cumplimiento de las regulaciones antes mencionadas.
2. La desulfuración de los gases residuales del proceso de recuperación de azufre se realiza por diferentes tecnologías; sin embargo, la eliminación por absorción del SO₂ con una solución de álcali al 10 % de concentración de NaOH, por la eficiencia demostrada según bibliografía y por la posibilidad de tratamiento posterior para los efluentes de dicho proceso en la unidad de sosa gastada, ha sido seleccionada para el presente estudio.
3. La bibliografía consultada permitió identificar los diferentes simuladores que con más frecuencia se utilizan en la simulación de procesos químicos. Para el estudio de caso fue seleccionado el simulador ProMax debido a la facilidad que ofrece para la evaluación de torres de contacto gas-NaOH, la actualidad que ofrece y la disponibilidad en la refinería de petróleo Cienfuegos S.A.

CAPÍTULO 2. DISEÑO METODOLÓGICO

En este capítulo se realiza una caracterización de las unidades de proceso que intervienen en la recuperación de azufre, así como una descripción de la tecnología seleccionada para la evaluación. También se muestra la metodología que se utiliza como referencia para la evaluación técnica para su posterior adaptación a las condiciones reales del proceso y se presentan los métodos de cálculo para evaluar económicamente la propuesta de mejora.

2.1 Caracterización general de la empresa.

La elección de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos como objeto de estudio se basa en que se trata de una entidad que genera grandes residuos y consume gran cantidad de materias primas, materiales y recursos humanos, aunque esto no significa que solo se puede aplicar dicha metodología a empresas grandes, sino también a pequeñas. Un segundo elemento que se debe considerar es que está dispuesta a tener un sistema de gestión ambiental (SGA) según (Masanet, 2000) ya que el sistema de información ambiental generado por el SGA es imprescindible para obtener resultados altamente confiables.

La refinería de petróleo Camilo Cienfuegos, ubicada en la finca Carolina de la ciudad de Cienfuegos, es una de las grandes inversiones que se iniciaron en la década del 80 con la colaboración de la desaparecida Unión Soviética. Después de un largo período de inactividad, el 10 de abril del 2006 se constituye la empresa PDV-CUPET, S.A. refinería Camilo Cienfuegos. Contrato capital de los accionistas: 51 % Comercial CUPET S.A. y 49% PDVSA Cuba S.A.

La denominación de la empresa ha cambiado a raíz de la creación de la empresa CUVENPETROL S.A., la cual tiene como misión dirigir todos los proyectos de inversión que se desarrollan en el país en el marco del ALBA (Alternativa Bolivariana para las Américas). La denominación oficial de esta empresa actualmente es: empresa CUVENPETROL S.A. Unidad de Negocios refinería de Cienfuegos.

Las principales secciones de la refinería Cienfuegos S.A. se enuncian a continuación:

Sección 100 (Destilación atmosférica)	Planta MEROX
Sección 200 (Reformación catalítica)	Sección de MAP (movimiento de crudos y productos)
Sección 300 (Hidrofinación de diesel)	
Sección 400 (Fraccionamiento de gases)	Sección de Procesos auxiliares
Sección 600 (Caldera recuperadora)	Sección de PTR

En la Figura 2.1 aparecen representadas con líneas discontinuas las unidades existentes, donde ocurre la destilación primaria del crudo, así como las unidades de destilación al vacío (VDU) y craqueo catalítico (CCU) que se incorporan al proceso con el proyecto expansión, con el objetivo de aumentar el margen de refinación. Sin embargo, con su incorporación también aumentan las emisiones líquidas y gaseosas que serán tratadas en las unidades de procesos auxiliares medioambientales que aparecen circunscritas en verde en la figura anterior; dentro de ellas resalta la unidad objeto de estudio que constituye el punto culminante de la producción más limpia para el proceso de refinación.

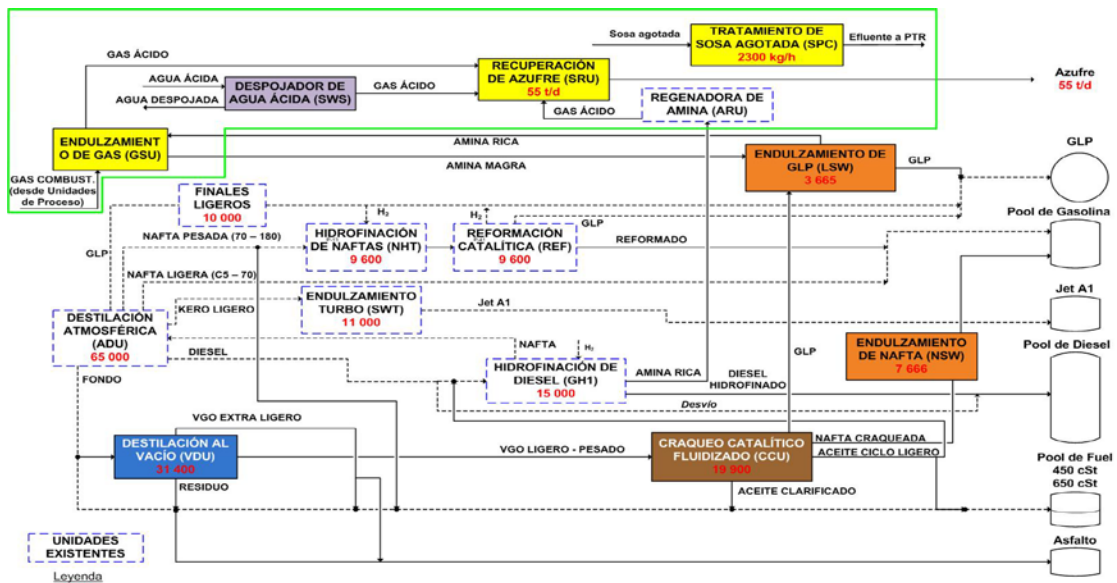


Figura 2.1 Diagrama de procesos de la refinería de petróleo de Cienfuegos. **Fuente:** Esquema de la refinería existente al que se le adiciona la ARU y la SPC circunscritas dentro del contorno verde.

2.2 Caracterización del proceso de recuperación de azufre.

La incorporación de la despojadora de aguas agrias, con motivo del proceso de expansión de la refinería objeto de estudio, propicia la recuperación y reutilización del 98 % del agua técnica. Sin embargo el despojamiento del sulfuro de hidrógeno de dichas aguas, es venteado a la atmósfera vía *flare*, lo que provoca un incremento de la contaminación atmosférica, sumándose al impacto que provoca la desorción de dicha sustancia desde la unidad de endulzamiento de diesel, nafta y gas licuado producidos en las unidades de destilación al vacío y de craqueo catalítico. A pesar de la recuperación del agua para proceso, el tratamiento se completará solo con la inclusión de una unidad de recuperación de azufre, donde el principal contaminante, el H_2S , es convertido a azufre elemental para su comercialización como producto final.

Esta planta cuenta con las siguientes unidades:

- Una unidad Claus con un reactor térmico y dos reactores catalíticos (SRU)
- Una unidad de tratamiento de gas de cola (TGTU)
- Facilidades para la desgasificación del azufre líquido
- Una unidad de tratamiento de gases residuales

2.2.1 Unidad recuperadora de azufre (SRU)

La unidad de recuperación de azufre Claus generalmente cuenta con dos secciones distintas: la sección térmica, que comprende el horno de reacción, la caldera de recuperación y el primer condensador; y la sección catalítica que está constituida por el resto del equipo en línea desde la salida del primer condensador, pasando por las etapas catalíticas.

Los gases de la regeneración de aminas y del despojamiento de aguas agrias son alimentados de forma separada al SRU. La oxidación del H_2S a S está basada en la reacción Claus (Ecuación 1.4). Este proceso ocurrirá en la primera etapa térmica y en las etapas catalíticas correspondientes a la unidad Claus. La conversión térmica tiene como propósitos alcanzar la disociación del H_2S a altas temperaturas (aproximadamente a $1300\text{ }^{\circ}C$) para formar vapores de azufre y obtener una relación H_2S / SO_2 de 2/1 necesaria como una condición óptima durante las etapas catalíticas. Esto se logra por la combustión de alrededor de 1/3 del H_2S en la alimentación con aire en el quemador Claus. En esta primera etapa, en el gas de procesos se obtienen otros compuestos como N_2 , CO, COS, CS_2 . El efluente del horno de reacción va a los

pases de la caldera de calor. Los vapores de azufre son enfriados por el agua de la caldera mientras que se genera vapor saturado. El efluente de la caldera de recuperación de calor pasa al primer condensador donde se condensan los vapores de azufre. El azufre líquido es extraído por medio de un sello de azufre. En este proceso se obtiene entre 62 – 67 % de recuperación de azufre.

En la segunda etapa ocurre la conversión catalítica, donde el efluente del condensador es enviado al reactor con una relación H_2S/SO_2 de 2/1. El catalizador mejora la reacción Claus incrementando la velocidad de reacción. Como la reacción es exotérmica, esta es favorecida por una temperatura lo más baja posible a la entrada del reactor siempre que esta sea mayor que el punto de condensación del azufre. Típicamente, la temperatura de entrada al primer reactor es mantenida entre 240 y 280 °C. La temperatura de entrada al segundo reactor se mantiene entre 180 y 220 °C. En esta etapa se obtiene una recuperación de azufre de 32 % para un total de 94 – 99,8 % de recuperación. Sin embargo, no se cumplen las normas de emisiones establecidas por el Grupo del Banco Mundial (IFC C. F., 2007) debido a que se agrega al proceso una etapa de tratamiento de gas de cola.

2.2.2 Unidad de tratamiento de gas de cola (TGTU)

Debido al H_2S remanente en el efluente de la unidad Claus, el gas de cola aún después de la última recuperación, tiene que ser tratado para eliminar la mayor cantidad posible de este contaminante. Para lograr una mayor recuperación de azufre, el gas residual del proceso Claus es enviado a un reactor de reducción que contiene un catalizador de óxido de cobalto - molibdeno (CoMo) soportado sobre base alúmina de alta pureza y en presencia de hidrógeno y a altas temperaturas (aproximadamente 263 °C), se producen las reacciones (1.14) – (1.20). El H_2S obtenido en el reactor de reducción, por las ecuaciones anteriores, es enviado a una torre de enfriamiento para recircularlo nuevamente a proceso. Por el tope de dicha torre los gases son enviados a una absorbidora con MDEA para separar el H_2S y enviarlo al horno – reactor Claus. Mientras que por el fondo de la torre de enfriamiento el efluente líquido es recirculado a la SWS para ser tratado; desde donde el H_2S despojado es también enviado al horno – reactor Claus. De esta manera se disminuye la contaminación atmosférica pues se logra un aumento del recobrado de azufre de 94 % hasta 99,8 % (Siirtec.Nigi-S.p.A, 2014). Mientras el 0,2 % restante es enviado al sistema de gas combustible (Rameshni, Mahin, & Street, 2001) para ser incinerado en los hornos de la refinería, de donde saldrá en forma de SO_2 (hasta 170

ppm/v), además de otros componentes como H₂S, N₂, O₂, CO, CO₂ y H₂O (Quinlan M. , 2004).

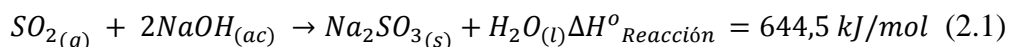
2.2.3 Desgasificación de azufre

El azufre líquido extraído entre 120 y 300 °C, retiene algunos cientos de ppm de H₂S del gas de proceso. Por razones de seguridad cuando este se manipula debe estar libre de H₂S y para esto es agitado y se mejora la eliminación de H₂S mediante el uso de químicos y barrido con aire.

El azufre desgasificado es enviado al almacenaje usando una bomba de recirculación o es enviado a la planta de solidificación. Un eyector de vapor ventea la piscina o cisterna, los gases residuales son enviados al GSU. El contenido de H₂S en el azufre debe ser menor de 10 ppm/v.(Chematek S.p.A, 2013)

2.2.4 Unidad de tratamiento de gases residuales. Despojador cáustico (caso de estudio)

Después de que los gases de cola son incinerados en los hornos de la refinería se obtiene una corriente de gas, que aún no cumple las normas de emisiones. Para esto se propone la inclusión de un despojador cáustico. Este equipo tiene como propósito fundamental eliminar la mayor cantidad posible de SO₂, necesario para el cumplimiento de las normas de emisiones donde se establece un máximo de 150 mg/Nm³ como SO₂ y 10 mg/Nm³ como H₂S (IFC C. F., 2007). Para lograr este propósito el gas residual recibe un lavado con una solución de NaOH al 10 % de concentración, teniendo lugar la siguiente reacción: (Dickerson, 1992)



De acuerdo con la bibliografía consultada (Mussatti, 2002); (Hektor, Udaquiola, & et.al.); (Vera-Figueroa, 2005), habitualmente los despojadores cáusticos trabajan con temperaturas entre 60 y 80 °C , en primer lugar para lograr la mayor efectividad de la solución de sosa cáustica y en segundo lugar para evitar la evaporación del agua que en este caso es el componente motriz de dicha solución. En tal sentido, la corriente de gases, antes de entrar al despojador cáustico, debe ser enfriada hasta la temperatura aproximada de 180 °C (temperatura operacional de la torre) lo que se logra, en primer lugar, con un ventilador de tiro forzado ubicado en la corriente de gas proveniente de los hornos, a una temperatura aproximada de 280 °C y con una alimentación adicional de agua de enfriamiento hacia una

válvula mezcladora de tres vías en la línea de alimentación al *scrubber* o despojador. El ventilador de tiro forzado cumple dualidad de funciones pues, además del enfriamiento del gas, propicia que el mismo venza la caída de presión que ocurre dentro del despojador para que finalmente pueda salir del mismo. Dadas estas condiciones hay que agregar un segundo ventilador a la salida del despojador cuyo objetivo es lograr que el gas depurado y húmedo venza la altura de la chimenea para que finalmente pueda ser depuesto a la atmósfera.

Como efluente líquido de este proceso aparece una disolución de sulfito de sodio o sosa agotada, cuyo volumen será mayor en relación con el agua de enfriamiento que se añade a la torre como se señaló anteriormente. En este caso ese efluente será tratado posteriormente en una unidad para el tratamiento de sosa agotada (SPC) con el objetivo de minimizar las concentraciones de contaminantes de los efluentes que son enviados a la Planta de Tratamiento de Residuales (PTR) de la refinería. En dicha planta existe un tratamiento biológico cuyos agentes destructores son precisamente la sosa cáustica y las aminas, motivo por el cual se justifica el pretratamiento del residual cáustico en la SPC.

2.3 Descripción del caso de estudio.

Es necesario para la evaluación de la torre conocer principalmente las características de diseño de la misma, definir las corrientes de entrada y sus composiciones, y los parámetros de operación del proceso. Para ello se consultaron los balances de materiales y energía previstos en el proyecto expansión para la construcción de la ARU, así como proyectos de investigación relacionados con el caso de estudio. En el Anexo 3 se muestra diagrama de flujo del despojador cáustico.

Tabla 2.1 Características de diseño del despojador cáustico. Fuente: (Martínez, 2016)

Características de diseño	
Denominación	Torre absorbadora de SO ₂
Tipo de empaque	anillos <i>Rasching</i> 50X50X5
Diámetro (m)	2,33 m
Altura total de la torre (m)	4,67 m
Altura de la cama empacada (m)	0,52
Número de unidades del empaque:	106 548 unidades
Peso del empaque (kg)	3 083 200,8
Caída de presión (kgf/cm ²)	0,96
Temperatura °C (fondo/tope)	280/175
Temperatura operación °C	180

Tabla 2.2 Parámetros de operación del despojador

Operación	Composición	Velocidad de flujo	Temperatura °C	Presión kgf/cm²
Flujo de NaOH	Solución NaOH (10 %)	150 kg/h	25 entrada 180 salida	2
Flujo de gas	Gas rico en SO ₂	70 858 kg/h	280 entrada 175 salida	1,04

Tabla 2.3 Composición de la corriente gaseosa de entrada al despojador. Fuente: (LURGI, 2012)

Características		Composición		
Flujo molar	2 588,2 kmol/h	CO ₂	3,48 % v	90,05 kmol/h
Flujo másico	70 858 kg/h	SO ₂	0,02 % v	0,43 kmol/h
Temperatura	280 °C	N ₂	78,94 % v	2 043,13 kmol/h
Presión	1,04 kg/cm ²	Ar	0,899 % v	23,27 kmol/h
Densidad	0,60 kg/m ³	H ₂ O	14,082 % v	364,6 kmol/h
Peso molar	27,38 kg/kmol	O ₂	2,58 % v	66,71 kmol/h
Viscosidad	0,028 cP			

2.4. Propuesta metodológica para la evaluación del despojador cáustico.

Inicialmente se evaluará la tecnología seleccionada desde el punto de vista técnico que consistirá en simular el proceso de recuperación de azufre.

Para desarrollar el modelo de simulación de despojador cáustico propuesto se utiliza el simulador de procesos *ProMax 2.0.7047*, que permite el análisis de la operación de dicha columna. Este programa se utiliza en la refinería de petróleo Cienfuegos SA. y se puede operar con facilidad. Los pasos para la obtención del modelo de simulación se muestran a continuación:

2.4.1. Obtención del modelo de simulación.

Cuando se construye un modelo de simulación se deben seguir tres pasos en general:

1. Construcción del Diagrama de Flujo de Información (DFI).
2. Definir el orden de cálculo de los módulos del DFI.
3. Definir los módulos e implementarlos en el simulador.

Paso1. Construcción del diagrama de flujo de información (DFI).

Todos los programas de simulación requieren convertir los datos del diagrama de flujo en un diagrama de flujo de información.

El diagrama de flujo de información es una representación gráfica de los flujos de materia y de energía de un proceso, donde se representan las diferentes unidades de procesos u operaciones. Para su construcción, se transforma el diagrama de flujo del proceso, haciendo uso de símbolos establecidos para cada operación unitaria y se tienen en cuenta la cantidad de módulos que representan a una operación o proceso. En el DFI se emplea el nombre del modelo matemático que se usa para los cálculos, en lugar del nombre de la unidad de proceso. (Yera, 2015)

- La información fluye de un módulo a otro a través de las corrientes de materia.
- Se descomponen las operaciones complejas en otras más simples.
- Se incluyen todas las operaciones de mezcla y de división de corrientes.
- Un equipo puede ser simulado por uno o varios módulos y varios equipos pueden ser simulados con un solo módulo
- Finalmente se enumeran consecutivamente las operaciones y las corrientes del proceso.

➤ Los módulos que representan una misma operación deben tener igual nombre, sólo cambia la numeración.

ProMax cuando construye una simulación da libertad de empezar definiendo el entorno y agregando componentes o dibujando el diagrama de flujo. Durante este proceso, puede realizar cambios en cualquier elemento según sea necesario. Cuando se crea un nuevo proyecto, ProMax crea automáticamente un diagrama de flujo en blanco (Flowsheet 1) y asigna un Vacío (Entorno 1) a ese diagrama de flujo. Permite agregar, eliminar y cambiar el entorno asignado y sus propiedades en cualquier punto.

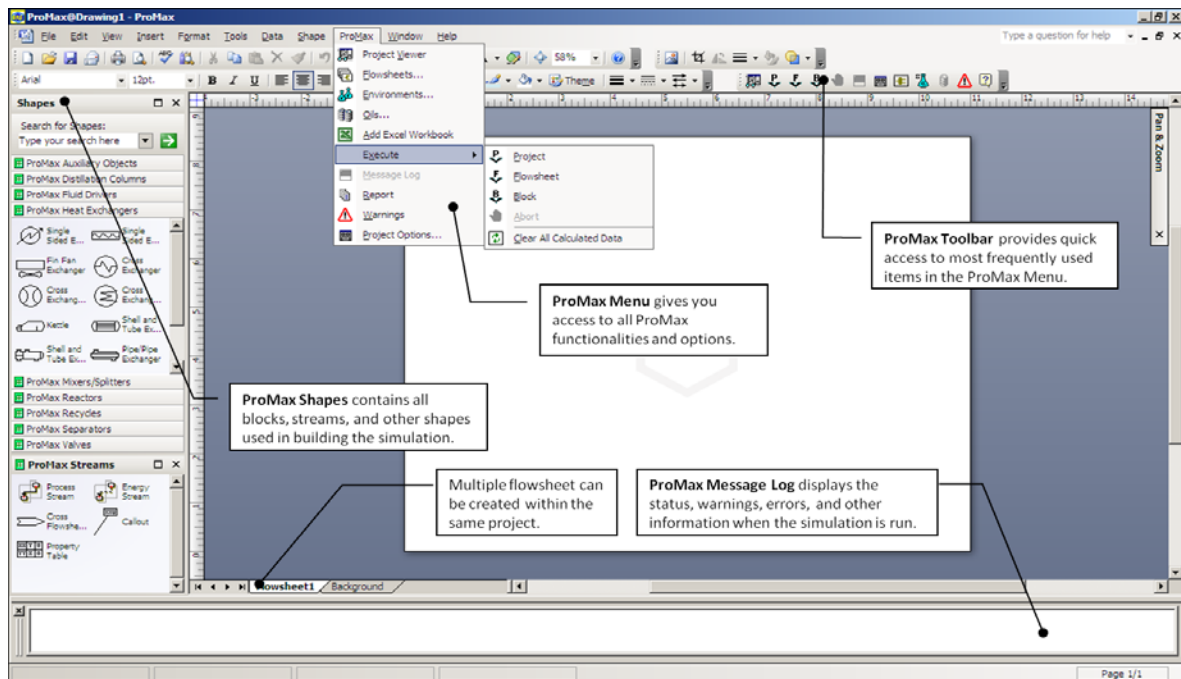


Figura 2.2 Interfaz de inicio del simulador ProMax. Fuente: BR&E ProMax 2.0.7047

Paso2. Definir el orden de cálculo de los módulos del (DFI).

El objetivo de este paso es seleccionar el módulo por donde se comienza la simulación y el orden o secuencia que después le procederá. Se debe empezar por la unidad que tenga las corrientes de entradas definidas. La secuencia de cálculo para los módulos se determina con facilidad a partir del análisis del orden de precedencia dado que el flujo de información siempre avanza en una dirección.

El orden de cálculo depende de la presencia o no de corrientes de recirculación en el DFI porque desde el punto de vista computacional, la presencia de corrientes de recirculación es uno de los impedimentos para la resolución secuencial de un problema de simulación.

La etapa del proceso que se estudia no presenta corrientes de recirculación por lo que no es objetivo explicar el procedimiento para este caso.

En ProMax este paso es denominado como la definición del ambiente; este término se utiliza para referirse al paquete termodinámico, componentes, conjuntos de reacción y otros parámetros específicos de la simulación. El entorno proporciona acceso a todas estas propiedades y más. Las hojas de flujo pueden compartir el mismo entorno o cada una puede tener un entorno único. En esta etapa se puede tener acceso a un paquete de propiedades que proporciona una lista de modelos termodinámicos predefinidos que o alternativamente, puede crear su propia combinación seleccionando la opción "Usar paquete personalizado". En este caso, se tiene la libertad de asignar el modelo termodinámico deseado para cada propiedad física. La elección del paquete de propiedades correcto es fundamental para obtener resultados fiables.

Paso 3. Definir los módulos e implementarlos en el simulador.

El proceso se puede representar como una colección de módulos en los que las ecuaciones que representan cada subsistema o equipo se reúnen y codifican de modo que el módulo pueda usarse aislado del resto del diagrama de flujo y por tanto pueda pasarse de un diagrama de flujo a otro o usarse más de una vez en un mismo diagrama. Un módulo es un modelo de un elemento individual del diagrama de flujo que se puede codificar, analizar, depurar e interpretar por sí solo.

Cada módulo contiene el tamaño de los equipos, las relaciones de balance de materia y de energía, las velocidades de flujo de los componentes y las temperaturas, presiones y condiciones de fase de cada corriente que entra en el equipo físico que representa el módulo o que sale de él. Los valores de algunos de estos parámetros y variables determinan los costos de capital y de operación de las unidades.

Para implementar un caso de estudio con un simulador de procesos es necesario, ante todo, realizar la selección del modelo termodinámico por el cual serán calculadas las propiedades físicas de cada corriente. La definición de la termodinámica se puede realizar según el árbol de decisión (Carlson, E, 1996) y los criterios de (Frank, O. 1979).

Para el caso de estudio, en el software seleccionado primeramente será necesario entrar en los módulos utilizados para columnas de destilación predefinidos disponibles en el conjunto de plantillas. La mayoría de las aplicaciones usarán un tipo de columna "Equilibrium". Para las torres absorbedoras ProMax suministra dentro de este módulo el modelo "TSWEET Kinetics", este modelo cinético requiere que el usuario proporcione información de bandeja y columna para que el tiempo de residencia en una bandeja pueda calcularse para modelar completamente la cinética de reacción.

La corriente S1 es el flujo de la solución de NaOH al 10 %.

La corriente S2 es el flujo de gases residuales ricos en SO₂.

Las composiciones y características de estas corrientes se muestran en las Tablas 2.2 y 2.3.

Luego de identificar las corrientes de entrada a la torre, en el menú entorno se abre la pestaña Paquete de propiedades la cual proporciona una lista de modelos termodinámicos predefinidos que pueden crear su propia combinación seleccionando la opción "Usar paquete personalizado" En este caso se tiene la libertad de asignar el modelo termodinámico deseado para cada propiedad física. La elección del paquete de propiedades correcto es fundamental para obtener resultados fiables.

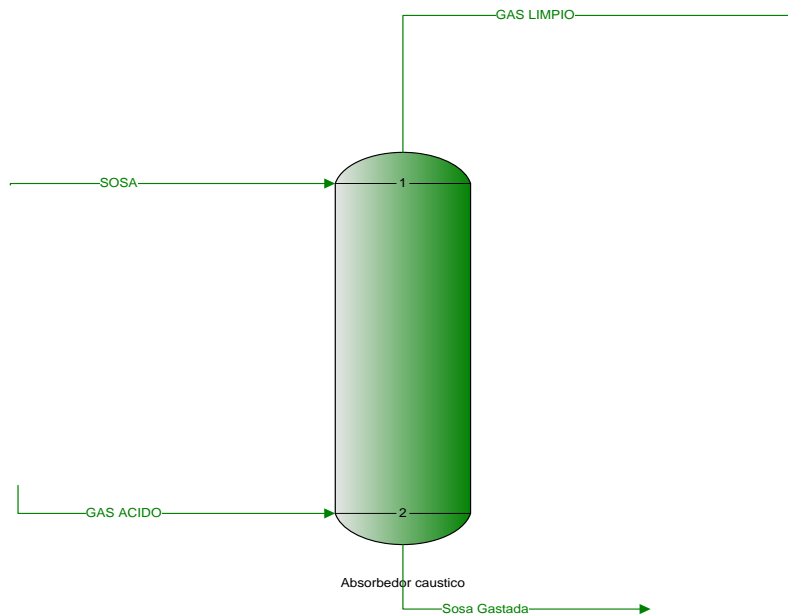


Figura 2.3 Diagrama de flujo de información (DFI) del despojador cáustico. Fuente: BR&E ProMax 2.0.7047

Para la simulación de la torre en ProMax se utilizaron los modelos predefinidos según los componentes en las corrientes de alimentación:

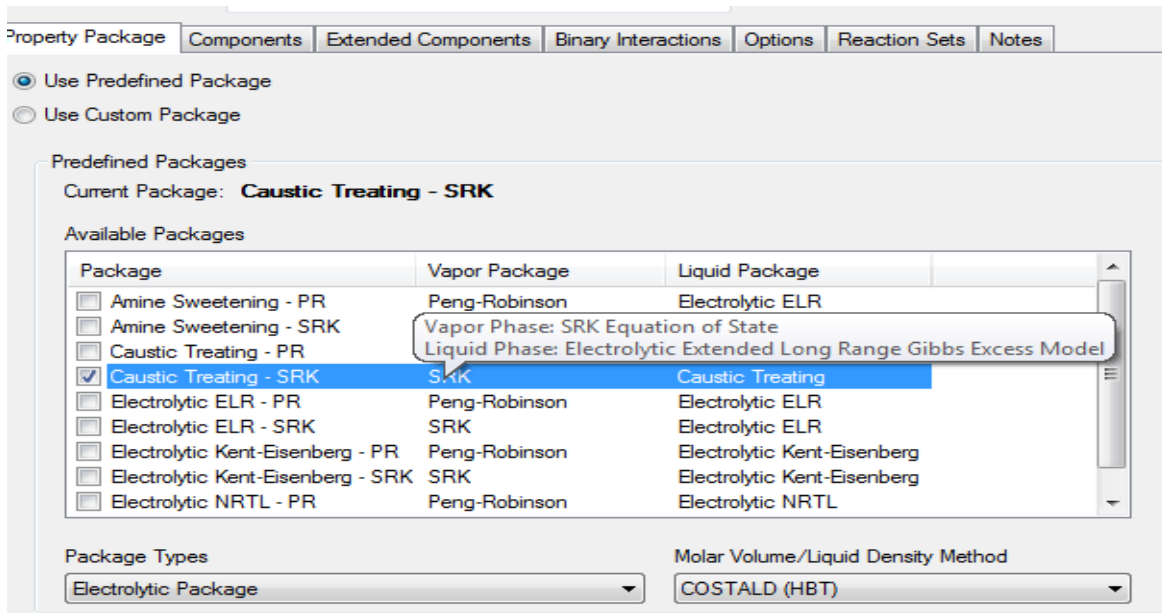


Figura 2.4 Selección del paquete termodinámico. Fuente: BR&E ProMax 2.0.7047

- Paquete termodinámico: Tratamiento Cáustico-SRK
- Fase de vapor: SRK Ecuación de estado
- Fase Líquida: *Electrolítico Gibbs Exce*
- Modelo de entalpía electrolítica: Sí

2.4.2 Validación del modelo de simulación.

Para validar el modelo se simula la operación de la torre absorbedora a las condiciones de diseño y se comparan los resultados obtenidos a través de la simulación en *ProMax* estimándose el error que se comete al estudiar el sistema con el modelo simulado.

Como criterio de comparación se toma el error relativo:

$$e_{rel} = \frac{X_{diseño} - X_{calculada}}{X_{diseño}} \quad \text{Ec.2.1}$$

Se considera que un error relativo menor que 10 %, permite definir la confiabilidad del modelo para predecir y estudiar la operación de la torre.

A partir del desarrollo del modelo se realizan estudios de sensibilidad de diferentes parámetros del proceso. Este análisis es fundamental en la validación de un modelo y se realiza con el objetivo de conocer la sensibilidad de la respuesta del modelo a los cambios de los parámetros que lo conforman.

Para medir la sensibilidad en los modelos que se conforman en el *software*, se realiza un estudio que consiste principalmente en variar uno de los parámetros de entrada manteniendo el resto constante y obtener el comportamiento de los parámetros a analizar. En las Tablas 2.4 y 2.5 se presentan los estudios para determinar la misma siendo los parámetros a cambiar la fracción de NaOH en la solución cáustica y el flujo de solución de Sosa (kg/h), para de esta forma evaluar el comportamiento del gas de salida y fundamentalmente la absorción de SO₂ de la corriente entrada.

Tabla 2.4 Estudio 1 para determinar la sensibilidad del modelo.

Variables Fijas		Variable patrón sujeta a cambio	%
Flujo másico de gas ácido entrada (kg/h)	70 858,22	Fracción de NaOH en la solución cáustica	15
Flujo de Solución de Sosa (kg/h)	150		20
Flujo molar de SO ₂ en el gas ácido (kmol /h)	0,43		35
			50

Tabla 2.5 Estudio 2 para determinar la sensibilidad del modelo.

Variables Fijas		Variable patrón sujeta a cambio	%
Flujo másico de gas ácido entrada (kg/h)	70 858,22	Flujo de Solución de Sosa (kg/h)	100
Fracción de NaOH en la solución cáustica (%)	10		200
Flujo molar de SO ₂ en el gas ácido (kmol /h)	0,43		250
			300

Tabla 2.6 Estudio 3 para determinar la sensibilidad del modelo.

Fracción másica de SO ₂ en el gas ácido (%)	Flujo molar de SO ₂ en el gas ácido (kmol/h)	Flujo molar de SO ₂ en el gas limpio (kmol/h)
0,02	0,43	
0,04	0,86	
0,08	1,72	
0,1	2,15	
0,12	2,58	
0,14	3,01	

2.5 Metodología de la estimación de costo

Para realizar la estimación de costo de un proyecto hay que tener en cuenta el costo total de inversión, que incluye costo del equipamiento, costo de la ingeniería, costo de materiales, entre otros indicadores que serán calculados por la metodología propuesta por Peters & Timmerhaus(1991) y Mussatti(2002).

Antes de realizar cualquier cálculo, primeramente se deben actualizar los costos que se tienen como referencia, utilizando un índice de costo. En la industria petrolera el índice de costo más utilizado es el índice de Nelson–Farrar que incluyen el cálculo de los costos para los equipos de este tipo de proceso. Para la actualización de los costos se utiliza la siguiente ecuación:

$$\text{Costo actual} = \text{Costo original} \cdot \frac{\text{Índice de costo actual}}{\text{Índice de costo original}} \quad (2.2)$$

2.5.1 Costo total del equipamiento (CTE)

El costo del equipamiento (EC) es la suma de los costos de equipo de los componentes, los que incluyen el costo de la torre y el costo del equipo auxiliar.

$$EC = \text{Costo torre} + \text{Costo Empaque} + \text{Equipamiento Auxiliar} \quad (2.3)$$

El costo de total del equipamiento (CTE) incluye el costo del absorbedor con empaque y sus accesorios (EC), instrumentación (0,10 EC), impuestos de ventas (0,03 EC) y fletes (0,05 EC).

Se calcula el CTE de estos factores, presentados en Mussatti(2002) y confirmados con la encuesta a los proveedores de absorbedores de gas:

$$CTE = (1 + 0,10 + 0,03 + 0,05)EC = 1,18 EC \quad (2.4)$$

2.5.3 Costo total de inversión (CTI)

Para determinar el costo total de inversión se utiliza la metodología propuesta por Peters & Timmerhaus(1991), por lo que los costos directos e indirectos así como el capital fijo invertido se calcularan utilizando como base la tabla 17 de este libro. Para determinar los por cientos que se utilizan en este procedimiento se debe tener en cuenta que el cálculo se realiza para un circuito o sistema que está incluido dentro de una unidad de proceso, no para una planta completa, por lo que muchos de los aspectos que se tienen en cuenta en esta metodología para el presente caso de estudio son adaptados a las condiciones reales.

2.6 Análisis económico del diseño seleccionado

Después de calculado el costo total de la inversión y seleccionado el diseño adecuado se calcula el costo de producción, la depreciación y la ganancia para poder determinar el valor actual neto, la tasa interna de retorno y el período de recuperación de la inversión.

2.6.1 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 & Timmershaus, 1991) y en el (Ulrich, 1985).

$$CTP = \text{Costo de fabricación (CF)} + \text{Gastos Generales (GG)} \quad (2.5)$$

$$CF = \text{Costos directos (CD)} + \text{Cargos Fijos (Cf)} + \text{Costos Indirectos (CI)} \quad (2.6)$$

$$GG = \text{Distribución y venta (DV)} + \text{Administración (A)} + \text{Investig. y Des. (ID)} \quad (2.7)$$

$$\text{Depreciación} = \frac{CFI - VR}{Vd} \quad (2.8)$$

donde: *VR* es el valor residual y *Vd* es la vida útil del proyecto.

2.6.2 Cálculo de la ganancia

El objetivo fundamental de la planta recuperadora de azufre es eliminar la mayor cantidad de compuestos sulfurados de las corrientes gaseosas y líquidas que salen del proceso de refinación, obteniéndose azufre elemental que es un producto comercializable. Sin embargo, si

el despojador húmedo no es puesto en marcha, la planta no puede trabajar pues no cumpliría las normas de emisiones establecidas para este tipo de proceso. Por tanto, se reduce la ganancia de este proyecto, por concepto de venta del azufre obtenido.

$$Ganancia = Ingresos por azufre - CTP \quad (2.9)$$

2.6.3 Valor actual neto (VAN)

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 C. R., 2000) . Entonces, la evaluación del valor del dinero varía a través del tiempo según la siguiente expresión:

$$F = P \cdot (1 + r)^i \quad (2.10)$$

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:

$$P = \frac{F}{(1 + D)^i} \quad (2.11)$$

donde D es la tasa de descuento en fracción. La expresión por la que la suma futura es multiplicada se conoce como “factor de descuento”

$$Factor\ de\ descuento = \frac{1}{(1 + D)^i} \quad (2.12)$$

Entonces el valor actual neto (VAN) 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:

$$VAN = -K_0 + \sum_{i=1}^n \frac{F_{C_i}}{(1 + D)^i} \quad (2.13)$$

donde K_0 es la inversión inicial, F_{Ci} es el flujo de caja en el año i y D es la tasa de descuento real utilizada.

2.6.4 Tasa interna de retorno (TIR)

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:

$$0 = -K_0 + \sum_{i=1}^n \frac{F_{Ci}}{(1 + TIR)^i} \quad (2.14)$$

Como se puede observar en la Ecuación 2.49, 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 C. R., 2000)

Se define TMAR como:

$$TMAR = i + f + i \cdot f \quad (2.15)$$

donde i es la inflación y f es el premio del riesgo.

Como puede observarse en la Ecuación 2.48, 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 (Silla, 2003). 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.

2.6.5 Período de recuperación de la inversión al descuento (PRD)

El Período de Recuperación de la Inversión al descontándose considera como indicador que mide tanto la liquidez del proyecto como el riesgo relativo, pues permite anticipar los eventos en el corto plazo. (Didier.V.J., 2010.); (Sinnot, 2009).

Es importante anotar que este indicador es un instrumento financiero que, al igual que el Valor Actual Neto y la Tasa Interna de Retorno, permite optimizar el proceso de toma de decisiones.

El PRD es un instrumento que permite medir el plazo de tiempo que se requiere para que los flujos netos de efectivo de una inversión recuperen su costo o inversión inicial. 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 VPN se hace cero.

$$0 = -K_0 + \sum_{i=1}^{PRI} \frac{F_{C_i}}{(1 + D)^i} \quad (2.16)$$

Para obtener el valor del PRI, a la inversión inicial se le van adicionando gradualmente los flujos de caja anuales hasta que el resultado sea cero, en ese momento se ha recuperado la inversión. El VAN, TIR y PRD pueden ser calculados mediante técnicas computarizadas, como el EXCEL.

CONCLUSIONES PARCIALES

1. La caracterización de la unidad objeto de estudio permitió conocer las variables operacionales más influyentes (presión, temperatura y flujo) y su rango de operación, así como las composiciones de las corrientes, lo que permitió establecer los límites del proyecto.
2. Se presentó la metodología que permitirá el desarrollo del modelo de simulación para la evaluación integral de la torre absorbedora y los criterios para el análisis de sensibilidad que validará dicho modelo.
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. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos al implementar el modelo de simulación en el software ProMax a partir de los parámetros de diseño y operación de la torre empacada, así como la composición de la corriente gaseosa de entrada al despojador. Además se realizará un análisis de sensibilidad variando parámetros de entrada con el objetivo de sentar las bases para lograr una evaluación técnica que permita cumplimiento de los parámetros de calidad del proceso de recuperación de azufre. Finalmente se calcula el costo del equipamiento para seleccionar el diseño más económico y se realiza el análisis económico determinando el VAN, TIR y PRD para comprobar la sustentabilidad de la propuesta de mejora.

3.1 Implementación y validación del modelo de simulación en ProMax.

El desarrollo del modelo de simulación se realiza según se explica en el capítulo anterior. A continuación se presentan los resultados obtenidos para las corrientes de salida a partir de la implementación del mismo (Martínez, 2016). En el Anexo 5 se muestran los datos introducidos al simulador así como los procesados.

Tabla 3.1 Resultados de la implementación del modelo de simulación en ProMax.

Composición	Gas Ácido		Solución de NaOH	Gas limpio		Sosa Gastada
	%	kmol/h		%	kmol/h	
H ₂	0	0	0	0	0	0
N ₂	78,94	2 043,13	0	66,08	2 031,12	0,00
Ar	0,90	23,27	0	0,59	22,96	0,00
H ₂ O	14,09	364,60	90	26,11	716,67	0,78
SO ₂	0,02	0,43	0	0	0,12	0,00
CO ₂	3,48	90,05	0	3,55	87,05	0,00
O ₂	2,58	66,71	0	2,91	61,43	0,00
NaOH	0	0	10	0,00	0	99,2

Capítulo 3. Resultados y Discusión

La Tabla muestra las composiciones de las corrientes de entrada y salida del despojador cáustico, estas últimas obtenidas mediante el simulador. Se observa como disminuye significativamente el por ciento de contaminantes en el gas debido a la alta selectividad de la NaOH sobre el SO₂ (0.12 kmol/h lo que equivale a 116 mg/Nm³), resultado esperado tras el proceso de absorción. A continuación se comparan las corrientes resultantes con las que ofrecen los balances de materiales por diseño para la torre absorbadora.

Tabla 3.2 Análisis comparativo para los flujos de gas de salida en la torre de diseño y los obtenidos por el modelo.

Composición	Gas limpio Diseño kmol/h	Gas limpio Simulador kmol/h	Error %
N ₂	2 043,13	2 031,12	0,59
Ar	23,27	22,96	2,11
H ₂ O	725,67	716,67	1,24
SO ₂	0,16	0,12	2,50
CO ₂	90,05	87,05	3,33
O ₂	66,71	61,43	7,91

En la Tabla 3.2 se aprecia que los errores que se cometen al simular la operación de la torre no superan el valor de un 8 % comparado con las condiciones de diseño, aunque como se puede observar en los valores de diseño no se contempla que la sosa absorba una pequeña fracción de los gases, pero estas pérdidas en este tipo de proceso es normal, así como la pérdida de solución de solvente. Es bueno señalar que las pérdidas referidas a los arrastres de solvente en el gas, así como las pérdidas de los componentes hidrocarbonados presentes en las corriente de gas y que no intervienen en el proceso difusivo, considerados como inertes, no son considerados como pérdidas apreciables, pues el error no supera el 2 %. Se obtuvo una eficiencia de la torre del 85 %, valor adecuado para este tipo de sistema. Se considera este comportamiento normal, dado la temperatura, presión del fondo y tope de la columna.

Teniendo en cuenta estos elementos se considera que el modelo se ajusta a los parámetros de este tipo de proceso.

3.2 Resultados del estudio de sensibilidad

Una vez que se comprueba el ajuste del modelo al caso base se realiza el análisis de sensibilidad al mismo para comprobar su respuesta ante los cambios que se designaron en los diseños de experimentos expuestos en capítulo II.

En la Tabla 3.3 y la Figura 3.1 se muestran los resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #1 al modelo.

Tabla 3.3 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio 1.

Fracción de NaOH en la solución cáustica	Flujo molar de SO ₂ (kmol/h)
15	0,105
20	0,092
35	0,087
50	0,081

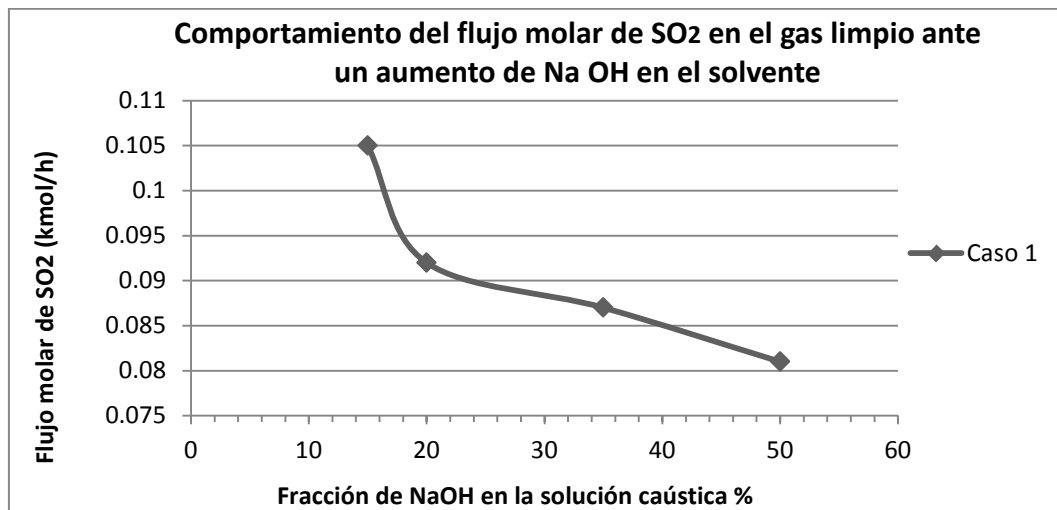


Figura 3.1 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio 1.

Se puede apreciar que al aumentar el % de NaOH en la solución solvente ocurre una disminución del flujo molar de SO₂ en el gas limpio de salida de la torre, manteniendo

constante el flujo de gas a la entrada de despojador. Estos resultados son lógicos debido a que la eficiencia de la planta se mantiene constante y la NaOH es muy selectiva para la remoción de SO₂, no obstante para la elección de la cantidad de solvente, la solución de sosa al 10 % representa la mejor opción pues esta es determinada según la máxima concentración de SO₂ a la salida de la columna y por tanto este porcentaje resulta el mínimo necesario para llevar a cabo la operación de absorción.

En la Tabla 3.4 y la Figura 3.2 se muestran los resultados obtenidos tras la aplicación del estudio # 2 al modelo.

Tabla 3.4 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio 2.

Flujo de Solución de Sosa al 10 % (kg/h)	Flujo molar de SO ₂ (kmol/h)
100	0,186
200	0,134
250	0,11
300	0,091

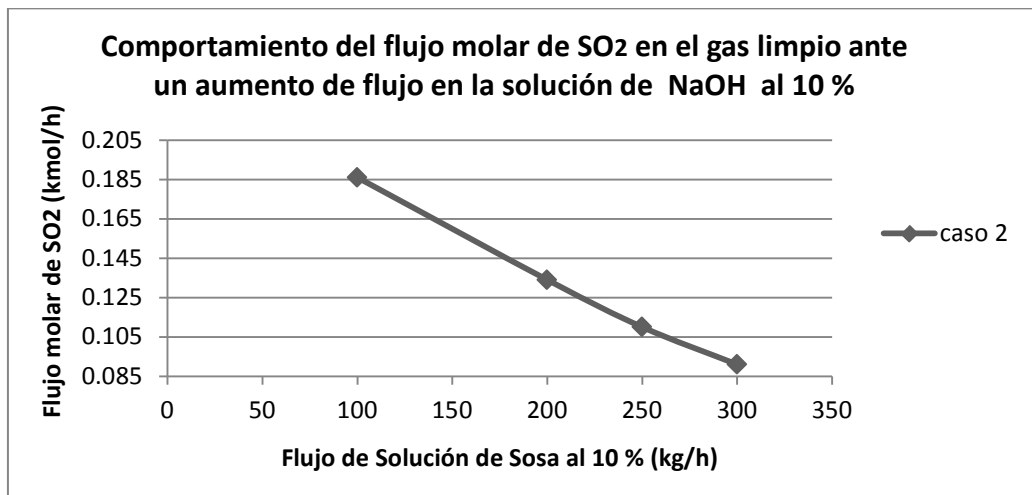


Figura 3.2 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio 2.

Se puede apreciar que al aumentar el flujo de solvente a la entrada de la torre manteniendo constante en el flujo de gas a endulzar, la composición de SO₂ en el gas del tope comienza a disminuir de forma estable mientras que se observa que la disminución del mismo comienza a

ser en menor proporción. Estos resultados son lógicos debido que se alcanza el equilibrio y aunque se continúe aumentando el flujo de solvente no se lograra remover más gas ácido.

Tabla 3.5 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio 3.

Fracción másica de SO ₂ en el gas ácido (%)	Flujo molar de SO ₂ en el gas ácido (kmol/h)	Flujo molar de SO ₂ en el gas limpio (kmol/h)
0,02	0,43	0,12
0,04	0,86	0,133
0,08	1,72	0,139
0,1	2,15	0,142
0,12	2,58	2,9
0,14	3,01	4,8

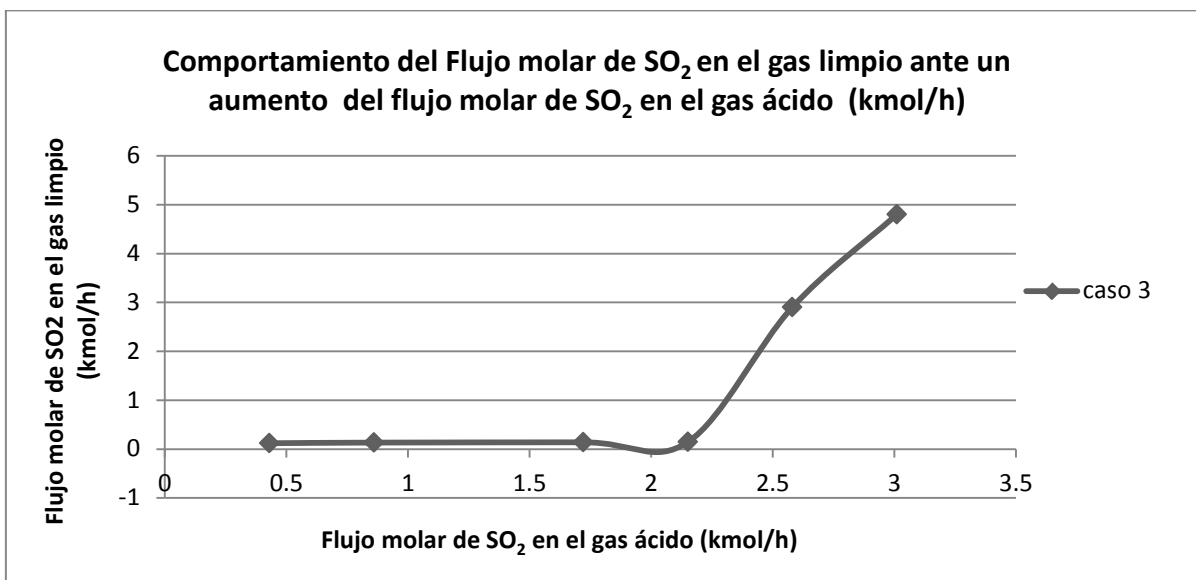


Figura 3.5 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio 3.

Se puede apreciar que al variar la composición de SO₂ en el flujo de gas que se suministra a la torre y mantener constante el flujo de solvente con el cual se endulza, la composición de SO₂ en la salida del absorbedor se mantiene prácticamente constante hasta un flujo aproximado de 2,15 kmol/h en el gas de entrada, pero al añadirse flujos mayores a este, comienza a ascender rápidamente. Estos resultados son lógicos debido a que para concentraciones del gas por debajo de su valor de diseño la difusión se dificulta debido a que se presencia un equilibrio en las masas de SO₂ en el gas y el solvente. A medida que la composición de SO₂ en el gas

comienza a aumentar, el equilibrio se altera y para su restablecimiento se difunde el SO₂ en el solvente. Pero si esta concentración continúa aumentando y no se adiciona un volumen mayor de solvente, este se satura y la concentración del gas ácido en el gas dulce aumenta y no se cumple con los requisitos de este tipo de proceso.

Después de analizados los resultados de los experimentos aplicados al modelo se determina que este responde de acuerdo a lo esperado, por tanto se valida el modelo.

3.3 Determinación del estimado de costo

Para la actualización de los costos se utiliza la Ecuación 2.6 y los índices de costo se obtuvieron de la (Farrar G. , 2012) y (Farrar G. , 2015) tomándose como base de cálculo 1 año de trabajo.

Índice de costo 2012: 739,0

Índice de costo 2016: 880,15

$$\text{Costo actual} = \text{Costo original} \cdot \frac{880,15}{739,0} = \text{Costo original} \cdot 1,191$$

3.3.1 Costo total del equipamiento (CTE)

Para calcular el costo del solvente se tuvo en cuenta el flujo de líquido, el flujo másico de NaOH necesario para el proceso ($m_{NaOH} = 138\,320,4 \frac{kg}{año}$), así como el costo del agua utilizada en la solución de sosa y el costo unitario del hidróxido de sodio. Los resultados del costo teniendo en cuenta los tres tipos de empaques utilizados en el diseño se muestran en la Tabla 3.4. El costo unitario del agua es de 1,55 CUC/m³ (Lobelles-Sardiñas G. O., 2012) y el costo unitario de la sosa cáustica es de 0,7956 CUC/kg (CUPET, 2013).

Tabla 3.6 Costo del solvente en (CUC)

Tipo de empaque	L _{sfr,i} (m ³ /año)	Costo del agua	Costo del NaOH	Costo del solvente
Anillo <i>Rashing</i>	704 304	1 091 671,2	110 047,71	1 201 718,91

Para determinar el costo del equipamiento se utilizó la Ecuación 2.7 para lo que se definieron los equipos mostrados en la Tabla 3.7. Los datos de los costos del equipamiento para el año

Capítulo 3. Resultados y Discusión

2012 se obtuvieron del proveedor (empresa china HQCEC). Las bombas seleccionadas son centrífugas horizontales de acero al carbono con una potencia de 28, 65 y 50 kW en dependencia del empaque utilizado en la torre. Los compresores son de tipo centrífugos con 90 kW de potencia. Los tanques de dosificación y procesamiento de sosa gastada son de acero al carbono.

Teniendo en cuenta que el diseño realizado para los tres casos garantiza el cumplimiento de la norma IFC/2007, entonces el costo del equipamiento da el criterio de fuerza para decidir cuál de ellos finalmente será seleccionado para el despojador cáustico. Tomando esto en consideración se selecciona el empaque anillo Rashing de 2 in de tamaño nominal y de material cerámico para ser aplicado en dicho despojador.

Para determinar el costo total del equipamiento se utiliza la Ecuación 2.8:

$$CTE = 1,18 EC = 1,18 \cdot 9\,074\,460,29 = \mathbf{10\,707\,863,14\ CUC}$$

Tabla 3.7 Costo del equipamiento.

Equipos	Tipo Empaque	Costo 2012 (CUC)	Costo 2015 (CUC)
Torre absorbidora	Anillo <i>Rashing</i>	78 228,65	93 170,32
Constituyentes internos		58 500,00	69 673,50
Bombas de dosificación del solvente	Anillo <i>Rashing</i>	58 053,40	69 141,60
Bombas de recirculación del solvente	Anillo <i>Rashing</i>	16 826,60	20 040,48
Tanque de dosificación		18 720,00	22 295,52
Tanque de sosa gastada		11 700,00	13 934,70
Compresor del gas de entrada a la torre		2 239 843,32	2 667 653,39
Compresor del gas de salida a la torre		2 239 843,32	2 667 653,39
Empaque	Anillo <i>Rashing</i>	1 695 760,00	2 019 650,16
Costo del equipamiento	Anillo <i>Rashing</i>	7 619 194,20	9 074 460,29

Una vez seleccionado el diseño más adecuado desde el punto de vista económico, pues el medioambiental ya quedó resuelto antes, se hace el análisis económico para demostrar la sostenibilidad del mismo.

3.3.2 Costo total de inversión (CTI)

Con el costo total del equipamiento calculado anteriormente se calcula el costo total de inversión. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 3.8.

Tabla 3.8 Costo total de inversión del proceso de desulfuración (CUC)

Elementos	Costos	
Costo Directo		
Costo total actual de equipamiento	100 %	10 707 863,14
Costo de instalación del equipamiento	15 %	1 606 179,47
Instrumentación y Controles (instalados)	10 %	1 070 786,31
Tuberías (instaladas)	10 %	1 070 786,31
Electricidad (instalada)	1 %	107 078,63
Construcciones (incluyendo servicios)	5 %	535 393,16
<i>Costo total directo de la planta</i>	141 %	15 098 087,02
Costo Indirecto		
Ingeniería y supervisión	10 %	1 070 786,31
Arranque	1 %	107 078,63
Prueba de rendimiento	1 %	107 078,63
Contingencia	3 %	321 235,89
<i>Costo total indirecto de la planta</i>	15 %	1 606 179,47
Capital fijo invertido (CFI)	156 %	16 704 266,50
Capital laboral	10 % CFI	1 670 426,65
Capital total actual invertido (CTI)	171.6 %	18 74 693,15

3.4 Desarrollo de la evaluación económica

Para la evaluación económica primeramente se calcula el costo total de producción de la propuesta de mejora

3.4.1 Costo total de producción

Para el cálculo del costo total de producción se utilizaron las ecuaciones 2.5-2.8. Primeramente se determinó la depreciación para 20 años de vida útil y 0 de valor residual:

$$\text{Depreciación} = \frac{16\,704\,266,50 - 0}{20} = 835\,213,32 \frac{\text{CUC}}{\text{año}}$$

El costo de fabricación se calcula utilizando la Tabla 3.7

Tabla 3.7 Tabla de estimación de los costos de fabricación (CUC)

Costos Directos		
Componentes	%	Costo (CUC)
Materia prima	10 % CTP	0,1 CTP
Mano de obra	10 % CTP	0,1 CTP
Supervisión	1 % CTP	0,01 CTP
Requerimientos	1 % CTP	0,01 CTP
Mantenimiento y reparación	2 % CFI	334 085,33
Suministro	0,5 % CFI	83 521,33
CD = 0,22 CTP + 417 606,66 CUC		
Cargos Fijos		
Componentes	%	Costo (CUC)
Depreciación	5 % CFI	835 213,32
Impuestos	1 % CFI	167 042,66
Seguros	0,4 % CFI	66 817,07
CF = 1 069 073,06 CUC		
Costos Indirectos		
Otros costos	5 % CTP	0,05 CTP
CI = 0,05 CTP		

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

$$Cf = 0,27 \text{ CTP} + 1\,486\,679,72 \text{ CUC}$$

Para el cálculo de los gastos generales se tuvieron en cuenta solo los gastos administrativos de los aspectos propuestos por Peters & Timmerhaus (1991) pues en el caso de estudio no tienen incidencia los aspectos restantes:

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

$$GG = 0,02 \text{ CTP}$$

Con los valores de los costos de fabricación y los gastos generales se determinó el costo total de producción:

$$CTP = \text{Costo de fabricación (Cf)} + \text{Gastos Generales (GG)}$$

$$CTP = 0,29 \text{ CTP} + 1\,486\,679,72 \text{ CUC}$$

$$CTP = 2\,093\,915,10 \text{ CUC}$$

3.4.2 Cálculo de la ganancia

Con los resultados del costo total de producción y los ingresos por ventas del azufre se determinó la ganancia mediante la Ecuación 2.9:

➤ Ingresos por la venta de azufre:

Costo unitario del azufre = 117 CUC/t(CUPET, 2013)

$$\text{Ingreso por azufre} = 369,65 \frac{t}{\text{día}} \cdot 365 \frac{\text{día}}{\text{año}} \cdot 117 \frac{\text{CUC}}{t} = 15\,785\,903,25 \frac{\text{CUC}}{\text{año}}$$

$$\text{Ganancia} = \text{Ingresos por azufre} - \text{CTP}$$

$$\text{Ganancia} = 15\,785\,903,25 - 2\,093\,915,10 = 13\,691\,988,15 \text{ CUC}$$

3.4.3 Cálculo del VAN, TIR y PRD

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 PRD que se muestran en la Tabla 3.8 cuyo

procesamiento se hizo a través del *software Microsoft Excel* reflejado en el Anexo 6 y para el que se obtuvo el comportamiento del VAN en el tiempo que se muestra en la Figura 3.6.

Tabla 3.8 Resultados de VAN, TIR y PRI.

VAN	TIR	PRD
67 410 929,18 CUC	51 %	2,5 años

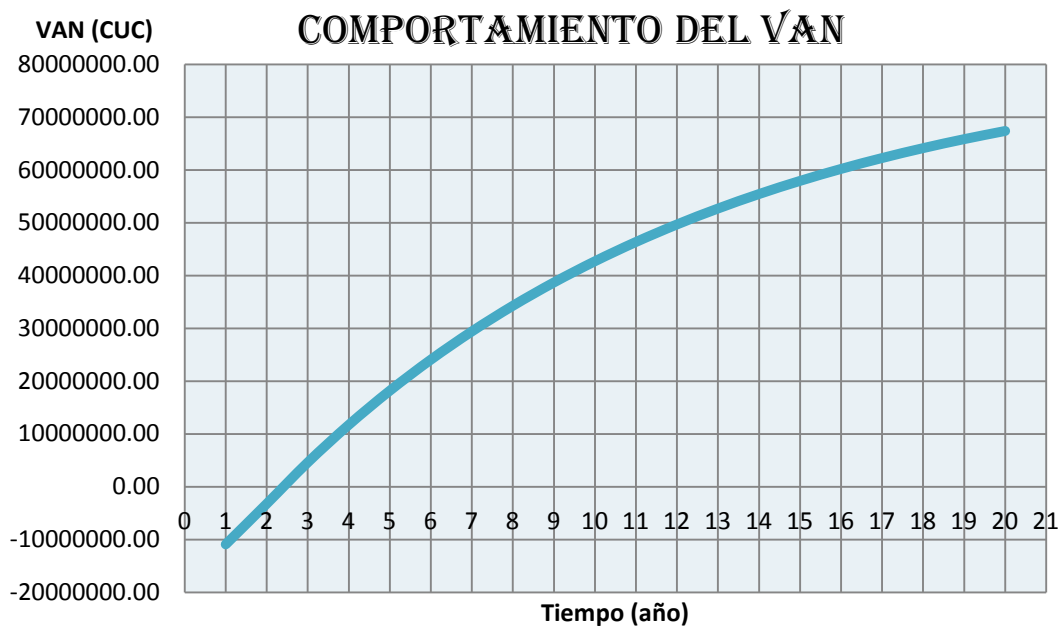


Figura 3.6 Comportamiento del VAN vs Tiempo

Como se observa en la figura el VAN va incrementando su valor en el futuro, comenzando a ser positivo a partir de 2,5 años aproximadamente a una tasa de interés fija. Por tanto la evaluación económica indica la factibilidad de la implementación de la propuesta de mejora a partir del cálculo de los indicadores de rentabilidad.

CONCLUSIONES

1. El análisis bibliográfico relacionado con los procesos de recuperación de azufre y del tratamiento de sus residuales condujo a la selección de la propuesta de mejora encaminada a la disminución de residuales sulfurosos contaminantes.
2. El desarrollo del modelo de simulación y su validación a partir de los parámetros operacionales del proceso permitió establecer los pasos necesarios para lograr el cumplimiento de los estándares de calidad y demostró la viabilidad técnica para la inclusión del despojador cáustico como propuesta de mejora.
3. La implementación de un despojador cáustico para el tratamiento de los residuales gaseosos de la recuperación de azufre, como propuesta de mejora, complementa el ciclo final de dicho tratamiento lo que permite disminuir las emisiones SO_2 hasta 116 mg/Nm^3 y por consiguiente dar cumplimiento a las normas de emisiones del Grupo del Banco Mundial, establecidas como requisitos mandatorios para el proyecto expansión.
4. La evaluación económica a partir de los indicadores dinámicos de rentabilidad demostró la factibilidad de la implementación de la propuesta de mejora, conociéndose el VAN de 67 410 929,18 CUC, una tasa interna de retorno de 51 % y PRD de 2,5 años, lo que constituye un aporte para la mejor toma de decisiones respecto a la inversión.

RECOMENDACIONES

1. Se recomienda incorporar a proceso la propuesta de mejora tecnológica para lograr reducir las emisiones gaseosas y el cumplimiento de las normas de emisiones.

2. Se recomienda continuar los estudios sobre este tema para lograr el tratamiento de otras aguas residuales, como las aguas sulfurosas alcalinas y las aguas oleosas, con el objetivo de reducir el impacto en la bahía.

BIBLIOGRAFÍA

1. Abedini, et al. (2010). *Modeling and simulation of condensed sulfur in catalytic beds of Claus process: rapid estimation*. Banglajol: Chemical Engineering Research Bulletin 14(2010) 110-114.
2. ANSI/API Standard 610. (October de 2004). ISO 13709: 2003, (Identical) Centrifugal pumps for petroleum, petrochemical and natural gas industries. *Centrifugal pumps for petroleum, petrochemical and natural gas industries , 10th Edition*. ISO, ANSI, API.
3. Aspen Technology, I. (15 de marzo de 2015). *Aspentech*. Obtenido de <http://www.aspentech.com/products/aspenone-engineering/>
4. AXENS. (2010). *IFP-Group Technologies. International provider of technologies (process licensens), products (catalysts and adsorbents) and services (technical assistance, training, consulting) to the refining, petrochemical to the refining, petrochemical and gas process*. Paris. Francia: Institut Francaise du Pétrole (IFP-Group Technologies).
5. Blanco, J., Bahamonde, A., & et al. (1997). *Advances in NOx/SOx. Reduction* (Vol. Vol.
6. Borsboom, H., & et al. (2003). Superclaus/Euroclaus. The latest developments. *Brimstone Symposium* , 1-16. Banff, Canadá.
7. Branan, C. R. (2000). *Soluciones prácticas para el Ingeniero Químico* (Primera edición en español ed.). (I. E. S.A, Ed.) México: McGraw-Hill.
8. Branan, C. (1998). *Rules of Thumb for Chemical Engineers: A Manual of Quick, Accurate Solutions to Everyday Process Engineering Problems*. (Second Edition ed.). Houston: Gulf Publishing Co.
9. Buonicore, A., & Theodore, L. (1975). *Industrial control equipment for gaseous pollutants* (Vol. Volume I). Cleveland, Ohio, USA: CRC Press, Inc.
10. Castillo, Y. (2014). Equipos utilizados en humidificación. (D. d. Proyectos, Ed.) Facultad de Ingeniería, Universidad de Los Andes, Venezuela: Escuela de Ingeniería Química.
11. Chematek S.p.A. (2013). *Estudio técnico-económico para la instalación de una Unidad de Recuperación de Azufre*. Chematek. S.p.A., Milán, Italia.
12. Chen, J., Chow, T., & Wong, V. (2002). Desulfurizing fuels: Know the basic. *Chemical Engineering* , pp. 28-31.

13. CITMA-RES-132. (2009). *Resolución 132/2009. Reglamento del procesos de evaluación de impacto ambiental*. CITMA (Ministerio de Ciencia, Tecnología y Medio Ambiente)., La Habana, Cuba.
14. CITMA-RES-136. (2009). *Resolución 136/2009. Reglamento para el manejo integral de desechos peligrosos* . CITMA (Ministerio de Ciencia, Tecnología y Medio Ambiente)., La Habana, Cuba.
15. Clavelo Robinson, P. (15 de Mayo de 2003). Simulación del sistema de generación de vapor y equipos de depuración de SO₂ y NO_x. *Ingeniería Mecánica* , pp. 53-60.
16. Coker, A. (1991). *Understanding the basics of packed-column desing*. Chemical Engineering Progress.
17. Consejo de Estado. (2013). *Decreto Ley No. 309/2013 de la seguridad química*. Gaceta Oficial, Edición Ordinaria., La Habana, Cuba.
18. Cooper D & Alley. (2011). *Air Pollution Control: A Design Approach* (4th ed.). Waveland Press.
19. Cortés, R. M. (2016). *Propuesta de mejora tecnológica en la recuperación de azufre de la refinería de petróleo de Cienfuegos*. Trabajo en opción al título de Ingeniero Químico, Universidad de Cienfuegos, Facultad de Ingeniero, Cienfuegos.
20. CUPET. (2013). *Precios e insumos de reactivos para la organización del petróleo*. La Habana: CUPET.
21. De la Hoz Siegler, H. J. (2003). *Diseño de un módulo para el dimensionamiento hidráulico de torres empacadas*. Tesis para optar por el grado de Ingeniero Químico, Universidad Nacional de Colombia, Departamento de Ingeniería Química, Bogotá.
22. Debora-Mira, L. (2015). *Evaluación de alternativas para la recuperación de aguas industriales en la refinería Camilo Cienfuegos*. Tesis de Grado en opción del título de Ingeniero Químico, Universidad de Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez", Facultad de Ingeniería. Departamento de Ingeniería Química, Cienfuegos. Cuba.
23. Decoopman.F. (2002). *Petroleum Conversion Processes* (Vol. Chapter 19). (E. b. Leprince., Ed.) Paris, Francia: Institut Francais du Pétrole Publications. TECHNIP.
24. Dickerson, R. (1992). *Reacciones inorgánicas. Principios de química*. Reverté.
25. Didier.V.J. (2010.). *Período de recuperación de la inversión (PRI)*.
26. DYN SIM. (15 de febrero de 2015). Obtenido de http://iom.invensys.com/LA/pages/SimSci_DynSimSuite_DYN SIM.aspx

27. E. Korc, M. (2001). Curso de orientación para el control de la contaminación del aire. En *Lección 2* (pág. pp. 3).
28. Elsner.et.al. (2003). *The Claus process: teaching an old dog new tricks*. Catalysis Today, 79 pp. 487-494.
29. EPA, U.S.Environmental Protection Agency. *Control Technologies for Hazardous Air Pollutants*. Office of Research and Development. North Carolina: Research Triangle Par.
30. Estructplan Consultora S.A. (2004). *Estructplan on line*. Recuperado el 5 de noviembre de 2016, de Eliminación de NOx en gases de combustión. Reducción catalítica selectiva - 2da Parte.: www.estrucplan.com.ar/Producciones/entrega.asp?IdEntrega=6
31. Farrar, G. (2012). Nelson - Farrar Quarterly Costimating: Indexes for selected equipment items. (E. Perspective, Ed.) *Oil and Journal Digital Megazine* , Vol. 112.
32. Farrar, G. (21 de Diciembre de 2015). Nelson-Farrar Quarterly Costimating: Indexes for selected equipment items. (E. Perspective, Ed.) *Oil and Journal Digital Megazine* .
33. García, I. (2014). Tema 6: Absorción en columnas de relleno. En I. García, *Operaciones Básicas de Transferencia de Materia*. Área de Ingeniería Química. .
34. Gary, H. J., & Handwerk, G. E. (2006). *Petroleum Refining-Technology and Economics* (Fourth Edition ed.). New York, USA: Marcel Dekker, Inc.
35. González Alvarez, J. G. (2012). *Valoración de alternativas para la fabricación de azufre técnico a partir de sulfuro de hidrógeno en la refinería "Camilo Cienfuegos"*. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos", Departamento de Química e Ingeniería Química. Matanzas, Cuba: Facultad de Ingeniería.
36. González, Z. (2014). *Análisis prospectivo medioambiental en la refinería de petróleo de Cienfuegos y las tecnologías de eliminación de azufre en el agua de sus procesos*. Universidad de Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez", Departamento de Química. Cienfuegos, Cuba: Facultad de Ingeniería.
37. GPSA, G. P. (1994). *Engineering DataBook, 10th ed*. Oklahoma, Estados Unidos: GPSA Tulsa.
38. Hektor, K., Udaquiola, S. M., & et.al. *Diseño y cálculo de tren de lavado de gases provenientes de la incineración de residuos patógenos*. San Juan, Argentina: 13 Congreso Argentino de Sanamiento y Medio Ambiente.
39. HENAO, C. &. (2002). Uso del paquete de simulación HYSYS.Process. En *Manual del laboratorio diseño de procesos químicos*. Medellín.: UPB.

40. Heredia Moctezuma, M. E. (2011). *Simulación del proceso de endulzamiento de gas natural*. Tesis de Grado, Universidad Veracruzana, Facultad de Ciencias Químicas, Orizaba, Veracruz.
41. IFC. (2007). *Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad para la refinación de petróleo*. Grupo del Banco Mundial.
42. IFC. (2007). *Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad para la refinación de petróleo*. Corporación Financiera Internacional (IFC). Grupo del Banco Mundial.
43. INTEVEP. PDVSA. (2015). *Características del crudo compuesto por 12 % de Merey 16 y 88 % de Mesa 30*. Caracas, República Bolivariana de Venezuela: INTEVEP. PDVSA.
44. ISTP, I. S. (2014). *Sulphur Recovery Unit. Basic Design and General Process Duty Specification*. . International Sulphur Technology.
45. Khol & Nielsen. (1997). *Gas purification (5th Edition ed.)*. Houston, Texas, USA: Gulf Publishing Company.
46. Koolivand.et.al. (2010). *Modeling and simulation of condensed sulfur in catalytic beds of Claus process*. available online at: <http://www.banglajol.info/index.php/CERB>: Chemical Engineering Research Bulletin 14 (2010) 110-114.
47. Lafarge. (2004). *La industria del refino en España*.
48. Leprince, P. (2002). *Petroleum Refining III Conversion Processes*. (I. F. Publications, Ed., & T. b. Balvet, Trad.) París, Francia: TECHNIP.
49. Levenspiel, O. (1987). *Ingeniería de las reacciones químicas (Segunda Edición ed.)*. (D. Tojo-Barreiro, Ed.) Oregón, Mexico: Ediciones Repla, S.A.
50. LindeGroup, T. (2012). *SULFUR BROCH-Single page version pdf. Sulfur Process Technology*. New York. USA: Available online at: <https://www.scribd.com/.../Sulfur-Process-Technology..>
51. Lobelles, G. (2016). Metodología con enfoque de economía ecológica para la gestión integral de aguas sulfurosas en una refinería de petróleo. *Revista Centro Azúcar* , 50-62.
52. Lobelles-Sardiñas, G. (2017). Aplicación de la tecnología Water Pinch para minimizar aguas residuales sulfurosas en una refinería de petróleo. *Revista Centro Azúcar* , 1 - 10.
53. Lobelles-Sardiñas, G. (2016). Evaluación de variantes tecnológicas del proceso Claus para disminuir la contaminación atmosférica en una refinería de petróleo. Primera parte. *Tecnología Química* , vol. XXXVI (n. 2).

54. Lobelles-Sardiñas, G. O. (2012). *Estrategia para el uso racional del agua y su energía asociada, desde la perspectiva de la economía ecológica, para el proceso de refinación de petróleo*. Facultad de Ingenierías, Departamento de Química e Ingeniería Química. . Matanzas: Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".
55. Lobelles-Sardiñas, G. O. (2016b). *Metodología para la gestión tecnológica integral de aguas sulfurosas en la refinería de Cienfuegos, con enfoque de economía ecológica*. Tesis en opción al Grado de Doctor en Ciencias, Universidad Central de las Villas "Marta Abreus", Universidad de las Villas, Facultad de Química y Farmacia, Santa Clara.
56. LURGI. (2012). *Heat and Materials Balance for the Sulphur Recovery Unit*. Frankfurt. Germany: LURGI. The Germany Sulphur Technology Provider.
57. Maddox & Morgan, J. (1998). *Gas Conditioning and Processing* (4th ed., Vol. Vol. 4). USA: Campbell Petroleum Series.
58. Martínez Alvarado, J. C., & Morales Mendivelso, D. F. (2012). *Torres empacadas*. Universidad Industrial de Santander, Laboratorio de Procesos, Bucaramanga.
59. Masanet, M. (2000). *Desarrollo e integración de los Sistemas de Información Contable en l gestión medioambiental de la Empresa*.
60. Misari-Cuesta, M., & Orihuela-Solier, E. (2011). *Evaluación del efecto del tipo de relleno (anillo Rasching y montura Berl de cerámico) sobre el factor de reacción en la absorción química del dióxido de carbono puro con hidroxido de sodio en la columna de absorción del LOPU-FIQ-UNCP*. Para optar por el título profesional de Ingeniero Químico, Universidad Nacional del Centro de Perú , Facultad de Ingeniería Química, Huancayo.
61. Monnery.et.al. (2000). *New experimental data and kinetic rate expression for the Claus reaction* . Chemical Engineering Science.2000.55(21):pp. 5141-5148.
62. Monteagudo.J.P. (2004). *Eficiencia energética en la competitividad de las empresas*. Ceema. UCF. Cienfuegos: MES. Universidad de Cienfuegos.
63. Montenegro-Silva, I., & Moncayo-Olalla, A. (2006). *Diseño y construcción de un prototipo de sistema para reducir la concentración de SO₂ de los gases de cola generados en el proceso de desulfuración del refinamiento de crudo en la refinería estatal Esmeralda*. Proyecto Previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico, Escuela Politécnica del Ejército, Facultad de Ingeniería Mecánica, Sangolquí.
64. Mussatti, D. C. (2002). Sección 5: Controles para SO₂ y para gas ácido. Sección 5.2: Controles post-combustión. Capítulo 1: Torres de limpieza húmeda para gas ácido. En U. E. EPA, *Manual de costos de control de contaminación del aire de la EPA*. EE.UU: EPA, U.S. Environmental Protection Agency.

65. Nazaroff & Alvarez-Cohen, M. &. (2014). Flue-gas desulfurization ("Scrubbers"). *Dartmouth. Thayer School of Engineering , Section 7 C.2 and Section 12.8.2 .*
66. NC-18001. (2005). Seguridad y salud en el trabajo. Sistema de gestión de seguridad y salud en el trabajo. Requisitos.
67. NC-ISO-14001. (2004). Sistemas de gestión ambiental. Requisitos con orientación para su uso. *ISO 14001:2004 , Traducción certificada.* IDT.
68. NC-ISO-50001. (2011). Sistemas de gestión de la energía. Requisitos con orientación para su uso. *ISO 50001:2011 , Traducción certificada.* IDT.
69. NC-ISO-9000. (2008). Sistemas de gestión de la calidad. Requisitos. *ISO 9001:2008 , Traducción Certificada.* IDT.
70. NC-TS-803:2010. (2010). *Air quality — Admissible maximum emissions of pollutants to the atmosphere in specific fixed sources of electricity and steam generating facilities.* Cuban Standard: Technical Specification.
71. Nevers, N. d. (1998). *Ingeniería de control de la contaminación del aire.* (J. H. Pérez-Castellanos, Trad.) México: McGraw-Hill.
72. Nielsen, K. &. (1997). *Gas purification (5th Edition ed.).* Houston, Texas, USA: Gulf Publishing Company.
73. NOM-148-SEMARNAT. (2006). *Recuperación de azufre proveniente de los procesos de refinación del petróleo. Contaminación atmosférica.* Mexico.
74. Norton Chemical Process Product Co. (2001). *Packed Towers Internals Guide.* Akron, OH, USA: PTP-2. Saint Gobain.
75. Olmedo-Toledo, T. (2010). *Análisis y selección de a mejor tecnología del proceso de recuperación de azufre para gases de cola en refinerías de México.* Universidad del ISTMO., Santo Domingo TEHUANTEPEC, OAXACA.
76. Pacheco, H. S. (2006). *Evaluación del software para la simulación de procesos químicos.*
77. Palencia, M. C. (2007). *Mejoramiento del proceso de recuperación de azufre de una refinería.* Trabajo de Grado para optar al Grado Académico de MAGÍSTER SCIENTIARUM EN INGENIERÍA QUÍMICA., Universidad de Zulia, Maracaibo, Republica Bolibariana de Venezuela.
78. Peavy, H., Rowe, D., & Tchobanoglous, G. (1985). *Environmental Engineering (1st Edition ed.).* McGraw-Hill Series in Water Resources & Environmental Engineering.

79. Peralta, et al. (2011). *Obtención de azufre a partir de los gases residuales del proceso de refinación de crudo*. Santa Clara: Centro Azucar 38(3):19-29 julio-sept.2011.
80. Perry, R. H., & Green, D. W. (2007). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (8th Edition ed.). New York: McGraw-Hill Companies. Inc.
81. Peters, M., & Timmerhaus, K. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill international Editions. Chemical and Petroleum Engineering Series.
82. Picó, et al, G. (2012). Control de la contaminación atmosférica. En *Contaminación atmosférica* (pág. 441). Editorial UNED.
83. Pire Rivas, S. (2002). *Contaminación atmosférica*. Ciudad de La Habana, Cuba: Centro de Ingeniería de Procesos, CUJAE.
84. Pollutions Systems. (2015). *Air Pollution Control Systems*. Recuperado el 28 de Enero de 2016, de Pollution Systems Industrial Air Solutions: <https://www.pollutionsystems.com/wet-scrubbers.html>
85. PRO/II. (2007). *United States of America: Invensys Systems, Inc.*
86. Prosernat. (2014). *Basic desing of sulphur recovery unit*. Paris: International Sulphur Technology Providers, IFP.
87. Provider., S.-S. (2014). *Heat & Materials Balance for the Sulphur Recovery Unit*. Roma. Italia: Engineering & Contacting Solutions. Italian Sulphur Technology.
88. Quinlan, M. (2004). KBR refinery sulfur management. En R. A. Meyers, *Handbook of Petroleum Refining Processes* (Vol. Part 11, págs. 545-556). Mc Graw Hill.
89. Rameshni, Mahin, & Street, R. (2001). *PROClous: The new standard for Claus performance*. Canmore, Alberta: En: Sulfur recoveru symposium.
90. Sassi, & Gupta. (2008). *Sulfur recovery from Acid Gas using the Claus Process and High Temperature Air Combustion ((HiTAC)*. Technology, American Journal of Environmental sciences, 2008. 4(5):pp. 502-511.
91. Scenna, N. J. (1999). *Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos*.
92. Siirtec.Nigi-S.p.A. (2014). *Heat & Materials Balance for the Sulphur Recovery Unit*. Roma. Italia: Siirtec Nigi. S.p.A. Engineering & Contacting Solutions. Italian Sulphur Technology Provider.
93. Silla, H. (2003). *Chemical process engineering desing and economics*. New Jersey. USA: Marcel Dekker, Inc.

94. Sinnott, R. (2009). *Chemical Engineering Design. Principles and Practice and Economics of Plant and Process Design*. E. s. S. T. Rights.
95. Slanens, A. e. (2007). A novel pairing of technologies to achieve today's sulphur emission stringency with minimum facility investment. *Black & Veatch* , pp. 1-18.
96. Solano, R. (2014). *evaluación integral de alternativas para la eliminación de sulfuro de hidrógeno en la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos*. Universidad de Cienfuegos "Cielos Rafael Rodríguez", Departamento de Química. Facultad de Ingeniería.
97. Street, D. (1995). *Alkanolamines: Operational issues and desing considerations*. Vail Colorado, USA: En: Sulfur Recovery Symposium. September,1995.
98. Strigle, R. F. (1987). *Random Packings and Packed Towers, desing applications*. Houston, Texas, USA: Gulf Publishing Company.
99. Strigle, R. (1994). *Packed Tower Design and Aplications: Random and Structured Packings*. (Second Edition ed.). Houton, USA: Gulg Publishing Co.
100. TECNOTECA. (2002). *Tecnologías de control de contaminantes procedentes de fuentes estacionarias*. Instituto Nacional de Ecología, Dirección Genaral de Investigación sobre la Contaminación Urbana, Regional y Global., Dirección de Investigación sobre la Calidad del Aire.
101. Torres, R. (2014). *Propuesta de metodología para evaluar variantes de tratamientos para eliminar la contaminación del agua por azufre en los procesos de refinación en la refinería Camilo Cienfuegos*. Universidad de Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez", Departamento de Química. Cienfuegos, Cuba: Facultad de Ingeniería.
102. Treybal, R. E. (1999). Operaciones de Trasferencia de Masa. En M. Hill. (Ed.), *Equipo para las operaciones gas - líquido*. (2nd Edición ed., págs. 212 -236). USA: Universidad de Rhode Island.
103. US EPA, (. P. (2010). *40 CFR Part 60 Standard of Performance for New Stationary Sources. Federal Regulations. Rule 62-204.800, 2010. F.A.C. Subpart Ja—Standards of Performance for Petroleum Refineries for Which Construction, Reconstruction, or Modification Commenced*. Washington,DC: Environmental Protection Agency.
104. Vera-Figueroa, J. P. (2005). *Diseño de un sistema de remoción de contaminates del aire generados desde un incinerador de desechos hospitalarios*. Tesis de Grado previo a la obtención del Título de Ingeniero Mecánico, Escuela Superior Politécnica del Litoral, Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la Producción, Guayaquil, Ecuador.

105. Yera, E. (2015). *Propuesta de mejora para torre de absorción en la hidrofinación del diesel en la refinería “Camilo Cienfuegos”*. Tesis en opción al título de Ingeniero Químico, Universidad de Cienfuegos, Departamento de Ingeniería Química, Cienfuegos.

106. ZareNezhad , B., & Hosseinpour , N. (2008). *Evaluation of different alternatives for increasing the reaction furnace temperature of Claus SRU by chemical equilibrium calculations*. Applied Thermal Engineering, 2008.28:p. 7.

ANEXOS

Anexo 1. Relación de Normas de Referencia.

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)				10 ppm (con un sistema de control de la reducción no seguido por la incineración)	
		300 ppm (Unidad de Recuperación de azufre con un sistema de control de la reducción no seguido por la incineración)					

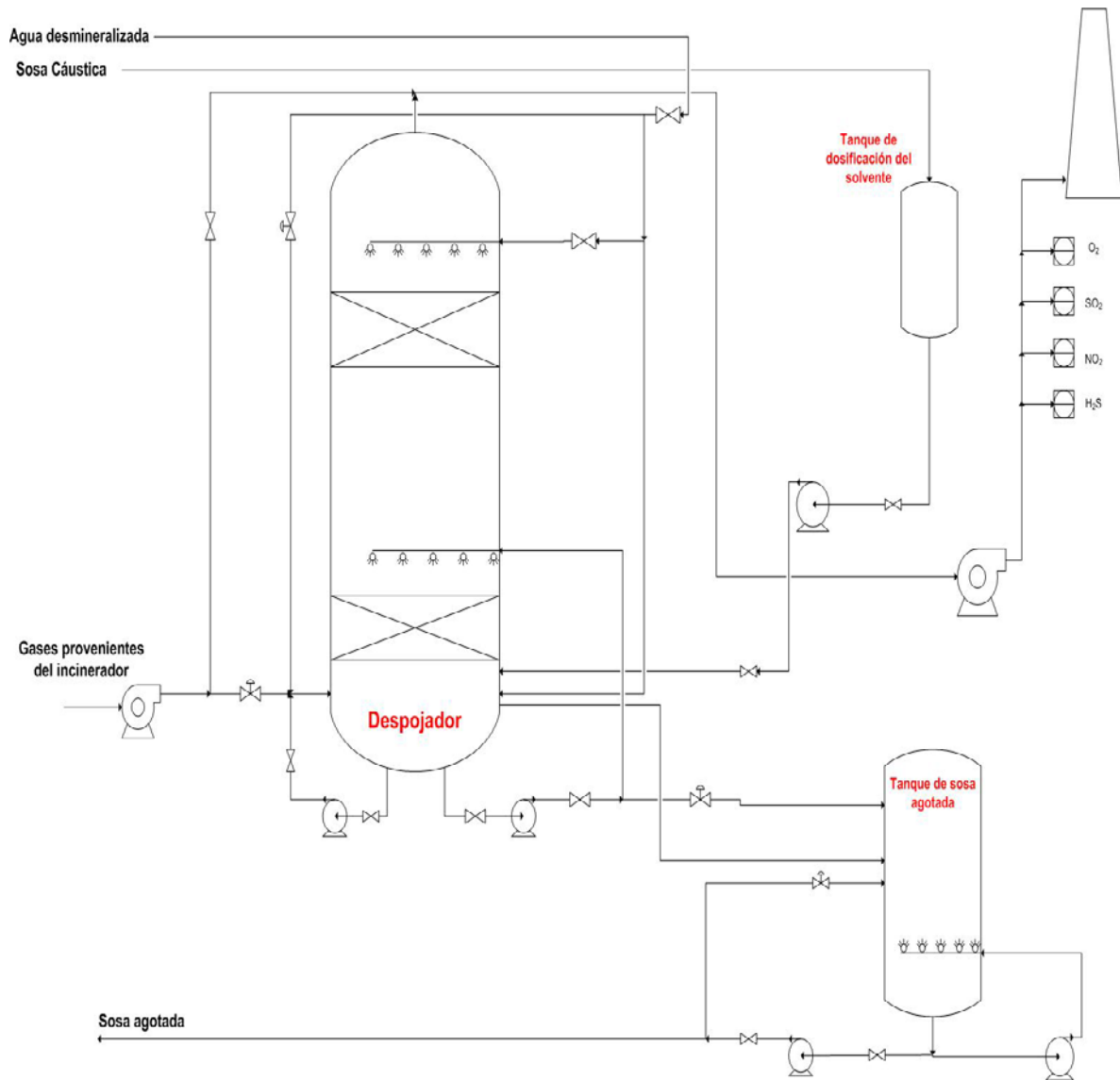
VENEZUELA Decreto N° 638/1995 Normas sobre calidad del aire y control de la contaminación atmosférica.	300 mg/Nm ³ (Existentes) Actividades sin normas específicas	Nuevas	Existentes	Calderas y hornos	120 mg/Nm ³ (Existentes y Nuevas) Calderas y hornos		300 mg/Nm ³ (Existentes) Tanques de almacenamiento 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)	
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			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				10 mg/Nm ³	
PERU D.S. 015-2006-EM	460 mg/Nm ³	150 mg/Nm ³ para las unidades de recuperación de azufre; 500		50 mg/Nm ³		2 mg/Nm ³	152 mg/Nm ³	Olor: No ofensivo en

<p>Reglamento para la Protección Ambiental en las Actividades de Hidrocarburos</p> <p>MEXICO- NOM-CCAT-000-1994</p>			mg/Nm ³ para el resto de unidades							el punto receptor
<p>COLOMBIA Resolución 0909 de 2008</p> <p>Normas y estándares de emisión admisibles de contaminantes a la atmósfera por fuentes fijas (actividades industriales)</p>	<p>Existentes</p> <p>550 mg/Nm³</p>	<p>Nuevas</p> <p>500 mg/Nm³</p>	<p>Existentes</p> <p>550 mg/Nm³</p>	<p>Nuevas</p> <p>500 mg/Nm³</p>	<p>Flujo contaminante</p> <p>≤ 0,5 kg/h</p> <p>> 0,5 kg/h</p>	<p>Existentes</p> <p>250 mg/Nm³</p> <p>150 mg/Nm³</p>	<p>Nuevas</p> <p>150 mg/Nm³</p> <p>50 mg/Nm³</p>			

Anexo 2. Ventajas y desventajas del uso de cada dispositivo. Fuente: (Cooper & Alley, 2011)

Dispositivos	Ventajas	Desventajas
Sedimentadores gravitacionales	<ul style="list-style-type: none">• El dispositivo es eficiente para material particulado de diámetro mayor de 30 μm• Fácil construcción y limpieza, es sencillo y requiere poco mantenimiento en intervalos regulares• Utiliza solo la fuerza de gravedad para la sedimentación de partículas, es decir, no necesita dispositivos adicionales para lograr otros efectos• Cualquiera de los dos modelos de análisis (flujo en bloque y flujo mezclado), requiere cálculos sencillos	<ul style="list-style-type: none">• No puede ser usado para tratar contaminantes gaseosos• Para elevar la eficiencia en la captura de partículas pequeñas se debe aumentar la longitud, de manera que el dispositivo se vuelve muy costoso y difícil de mantener• Su aplicación está dirigida para industrias fundidoras y metalúrgicas en las que se tratan gases muy secos que emiten material particulado grande• Al ser un sistema en seco, se tiene un aumento• de cenizas volátiles de salida
Separadores centrífugos	<ul style="list-style-type: none">• Bajos costos de inversión• La separación del polvo del gas es directa y en seco, con lo cual no genera ningún problema de contaminación• Puede operar a altas temperaturas• Diseño simple, fenómeno físico bien conocido	<ul style="list-style-type: none">• Bajas eficiencias (especialmente con partículas muy pequeñas)• Altos costos de operación (debido a las caídas de presión)• Los ciclones de alta eficiencia tienen costos elevados• No sirve para grandes volúmenes de gas
Depuradores húmedos	<ul style="list-style-type: none">• Puede manejar productos no inflamables y explosivos con poco riesgo• Produce absorción de gas y recolección de partículas en una misma unidad• Puede trabajar con vapores gaseosos• Puede enfriar gases calientes• La eficiencia de recolección puede ser ajustada según sean las necesidades	<ul style="list-style-type: none">• Gran posibilidad de desarrollar problemas de corrosión• El líquido efluente puede tornarse en un problema de contaminación de agua• De ser necesario, el gas a la salida deberá ser recalentado para evitar la formación de brumas• El agua de recirculación puede ser no reciclable• La disposición de los lodos puede ser costosa

Anexo 3. Diagrama de flujo del despojador cáustico. Fuente: Elaboración propia



Anexo 4. Característica de rellenos volcados al azar. Fuente (Treybal, R. E., 1999)

Tabla 6.3 Características de los empaques aleatorios*

Empaque	Tamaño nominal, mm (in)										
	6 (¼)	9.5 (¾)	13 (½)	16 (¾)	19 (¾)	25 (1)	32 (1¼)	38 (1½)	50 (2)	75 (3)	89 (3½)
Anillos de Raschig											
Cerámica:											
Espesor de pared, mm	0.8	1.6	2.4	2.4	2.4	3	4.8	4.8	6	9.5	
C_f	1600	1000	580	380	255	155	125	95	65	37	
C_D			90.9	74.9	45.7	30.1		181.8	135.6		
ϵ	0.73	0.68	0.63	0.68	0.73	0.73	0.74	0.71	0.74	0.78	
$q_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	287 (240)	508 (155)	364 (111)	328 (100)	262 (80)	190 (58)	148 (45)	125 (38)	92 (28)	62 (19)	
Metal											
0.8 mm pared											
C_f	700	390	300	170	155	115					
ϵ	0.69		0.84		0.88	0.92					
$q_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	774 (238)		420 (128)		274 (83.5)	206 (62.7)					
1.6 mm pared											
C_f			410	290	220	137	110	83	57	32	
C_D			688	431	485	304		172.9	133.5		
ϵ			0.73		0.78	0.85	0.87	0.90	0.92	0.95	
$q_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$			387 (118)		236 (71.8)	186 (56.7)	162 (49.3)	135 (41.2)	108 (31.4)	68 (20.6)	

Anexo 5. Reporte de resultados del simulador Promax. Fuente: BR&E ProMax 2.0.7047

Gas Acido	Propiedades	Total	vapor
Temperature	°C	180.000	180
Pressure	kgf/cm ²	1.000	1
Mole Fraction Vapor	%	100.000	100
Mole Fraction Light Liquid	%	0.000	0
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0.000	0
Molecular Weight	kg/kmol	27.378	27.3775194
Mass Density	kg/m ³	0.71257298	0.71257298
Molar Flow	kmol/h	2588.19	2588.19
Mass Flow	kg/h	70858.2218	70858.2218
Vapor Volumetric Flow	m ³ /h	99439.951	99439.951
Liquid Volumetric Flow	lpm	1657332.52	1657332.52
Std Vapor Volumetric Flow	m ³ /h	61315.3708	61315.3708
Std Liquid Volumetric Flow	m ³ /h	84.9636839	84.9636839
Compressibility		1.00002018	1.00002018
Specific Gravity		0.94565021	0.94565021
API Gravity		-	-
Enthalpy	kcal/h	26647795.3	26647795.3
Mass Enthalpy	kcal/kg	376.072029	376.072029
Mass Cp	kcal/(kg*°C)	0.26807426	0.26807426
Ideal Gas CpCv Ratio		1.37133012	1.37133012
Dynamic Viscosity	cP	0.02346383	0.02346383
Kinematic Viscosity	cSt	32.9283239	32.9283239
Thermal Conductivity	W/(m*°C)	3.46E-02	3.46E-02
Surface Tension	kgf/m		
Net Ideal Gas Heating Value	kcal/m ³	0	0
Net Liquid Heating Value	kcal/kg	56.9367025	56.9367025
Gross Ideal Gas Heating Value	kcal/m ³	63.0725571	63.0725571
Gross Liquid Heating Value	kcal/kg	2.35845987	2.35845987

Composicion

	%	kmol/h	%	kg/h
H2	0	0	0	0
N2	78.9404951	2043.13	80.7739969	57235.0179
Ar	0.89908392	23.27	1.31190134	929.58996
H2O	14.0870647	364.6	9.2697374	6568.37109
SO2	0.01661393	0.43	0.03887684	27.547434
CO2	3.47926543	90.05	5.59293667	3963.05548
O2	2.57747692	66.71	3.01255083	2134.63995
Sodium Hydroxide	0	0	0	0

		Proporciones de flujo	
Molar Flow		2588.19	kmol/h
Mass Flow		70858.2218	kg/h
Std Vapor Volumetric Flow		61315.3708	m ³ /h
Normal Vapor Volumetric Flow		58011.6773	Nm ³ /h
Std Liquid Volumetric Flow		84.9636839	m ³ /h

Solucion de Sosa	Propiedades	Total	Vapor	Liquido
Temperature	°C	25.000		25
Pressure	kgf/cm ²	2.000		2
Mole Fraction Vapor	%	0.000		0
Mole Fraction Light Liquid	%	100.000		100
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0.000		0
Molecular Weight	kg/kmol	20.213		20.213463
Mass Density	kg/m ³	1206.03407		1206.03407
Molar Flow	kmol/h	7.42079672		7.42079672
Mass Flow	kg/h	150		150
Vapor Volumetric Flow	m ³ /h	0.1243746		0.1243746
Liquid Volumetric Flow	lpm	2.07290994		2.07290994
Std Vapor Volumetric Flow	m ³ /h	175.801971		175.801971
Std Liquid Volumetric Flow	m ³ /h	0.1343258		0.1343258
Compressibility		0.00132606		0.00132606

Specific Gravity		1.20717394	1.20717394
		-	-
API Gravity		14.4148174	14.4148174
		-	-
Enthalpy	kcal/h	490948.034	490948.034
		-	-
Mass Enthalpy	kcal/kg	3272.98689	3272.98689
Mass Cp	kcal/(kg*°C)	0.85135031	0.85135031
Ideal Gas CpCv Ratio		1.30864382	1.30864382
Dynamic Viscosity	cP	4.52018824	4.52018824
Kinematic Viscosity	cSt	3.74797725	3.74797725
Thermal Conductivity	W/(m*°C)	6.10E-01	6.10E-01
Surface Tension	kgf/m	0.00920772	0.00920772
Net Ideal Gas Heating Value	kcal/m ³	-	-
		185.681097	185.681097
		-	-
Net Liquid Heating Value	kcal/kg	780.912214	780.912214
Gross Ideal Gas Heating Value	kcal/m ³	239.640176	239.640176
Gross Liquid Heating Value	kcal/kg	-	-
		282.430094	282.430094

Composicion

	%	%
H2	0	0
N2	0	0
Ar	0	0
H2O	90	90
SO2	0	0
CO2	0	0
O2	0	0
Sodium Hydroxide	10	10

Proporciones de flujo

Molar Flow	7.420796723	kmol/h
Mass Flow	150	kg/h
Std Vapor Volumetric Flow	175.8019706	m ³ /h
Normal Vapor Volumetric Flow	166.3296994	Nm ³ /h
Std Liquid Volumetric Flow	0.134325798	m ³ /h

Gas limpio	Propiedades		
Temperature	°C	177.227	177.226955
Pressure	kgf/cm ²	0.990	0.99
Mole Fraction Vapor	%	100.000	100
Mole Fraction Light Liquid	%	0.000	0
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0.000	0
Molecular Weight	kg/kmol	27.353	27.3534437
Mass Density	kg/m ³	0.70917479	0.70917479
Molar Flow	kmol/h	2994.86288	2994.86288
Mass Flow	kg/h	75978.4357	75978.4357
Vapor Volumetric Flow	m ³ /h	100085.955	100085.955
Liquid Volumetric Flow	lpm	1668099.25	1668099.25

	Composicion			
	%	kmol/h	%	kg/h
H2	0	0	0	0
N2	66.7374937	2031.13	80.637192	57235.017
Ar	0.59677185	22.96	1.3096794	929.58996
H2O	26.11.3079962	716.27288	9.4234042	6688.5849
SO2	0.0165712	0.12	0.0388109	27.547433
CO2	3.55031824	87.049999	5.5834640	3963.0554
O2	2.91084875	61.43	3.0074485	2134.6399
Sodium Hydroxide	3.79E-10	9.84E-09	5.54E-10	3.93E-07

Proporciones de flujo

Molar Flow	2994.8628	kmol/h
Mass Flow	75978.435	kg/h
Std Vapor Volumetric Flow	61473.454	m ³ /h
Normal Vapor Volumetric Flow	58161.243	Nm ³ /h
Std Liquid Volumetric Flow	85.084016	m ³ /h

Sosa gastada	Propiedades	Total	Liquido
Temperature	°C	179.998	179.99796
Pressure	kgf/cm ²	1.000	1
Mole Fraction Vapor	%	0.000	0
Mole Fraction Light Liquid	%	100.000	100
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0.000	0
Molecular Weight	kg/kmol	39.826	39.825641
Mass Density	kg/m ³	3782.0853	3782.0853
Molar Flow	kmol/h	0.7479138	0.7479138
Mass Flow	kg/h	29.786149	29.786149
Vapor Volumetric Flow	m ³ /h	0.0078755	0.0078755
Liquid Volumetric Flow	lpm	0.1312598	0.1312598
Std Vapor Volumetric Flow	m ³ /h	17.718411	17.718411
Std Liquid Volumetric Flow	m ³ /h	0.0139936	0.0139936
Compressibility		0.0002740	0.0002740
Specific Gravity		3.7856599	3.7856599
API Gravity		-95.012546	-95.012546
Enthalpy	kcal/h	-61182.979	-61182.979
Mass Enthalpy	kcal/kg	-2054.0748	-2054.0748
Mass Cp	kcal/(kg*°C)	0.4770942	0.4770942
Ideal Gas CpCv Ratio		1.1929198	1.1929198
Dynamic Viscosity	cP	13.609958	13.609958
Kinematic Viscosity	cSt	3.5985328	3.5985328
Thermal Conductivity	W/(m*°C)	8.24E-01	8.24E-01
Surface Tension	kgf/m	0.0247923	0.0247923
Net Ideal Gas Heating Value	kcal/m ³	-1842.3266	-1842.3266
Net Liquid Heating Value	kcal/kg	-1556.3431	-1556.3431
Gross Ideal Gas Heating Value	kcal/m ³	-1616.9703	-1616.9703
Gross Liquid Heating Value	kcal/kg	-1422.2890	-1422.2890
Composicion			
	%		%
H2	0		0
N2	6.63E-06		6.63E-06
Ar	7.59E-07		7.59E-07
H2O	0.7800438		0.7800438
SO2	1.73E-07		1.73E-07
CO2	9.12E-06		9.12E-06
O2	2.27E-06		2.27E-06
Sodium Hydroxide	99.2199372		99.219937

Proporciones de flujo

Molar Flow	0.74791386	kmol/h
Mass Flow	29.7861493	kg/h
Std Vapor Volumetric Flow	17.7184116	m ³ /h
Normal Vapor Volumetric Flow	16.7637374	Nm ³ /h
Std Liquid Volumetric Flow	0.01399365	m ³ /h

Absorbedor Datos procesados

Number of Stages	2
Degrees of Freedom	0
Column Type	TSWEET Kinetics
Flash Type	VLE
Column Add-ons	None
Calculate Column	
Hydraulics	0
	Light
Efficiency Phase	Liquid
Thermal Efficiency	0
	Light
Main Liquid Phase	Liquid
Number Column Top Down	1
Phase Threshold	0.5 %

Parametros de convergencia

Outer Loop Iterations	1
	Boston-
Enthalpy Model	Britt
Inner Loop model	Boston-Sullivan
K Damping	0.00E+00
Boston-Sullivan Kb	1.00E+00
Maximum Initial Iterations	100
Use Last Solution	1.00E+00
Solver	
Terminate if Slow	0
Use Forward Differences	0

Maximum Iterations	20
Factor	1
Bound Step	1
Frequency	3
Maximum Parameter	0
Minimum Parameter	-9
Wait	3
Wait Tolerance	1
Maximum Increasing	50
Maximum Oscillations	50
Order	3
Line Search Method	Quad Interpolation
Update Hessian	0
Contraction Coefficient	0.5
Expansion Coefficient	2
Reflection Coefficient	1
Use Truncated Newton	
Bounding	1

		Stage data					
	°C	kgf/cm ²	kg/kmol	kmol/m ³	kg/m ³	kmol/h	kg/h
	177.22695		27.357035	0.0259338	0.7094724	2595.6112	
1	5	0.99	9	2	2	5	71008.23
	179.99796		27.381113		0.7128756	2588.9383	70888.016
2	9	1	8	0.0260353	2	7	1

Anexo 6. Procesamiento del flujo de caja para determinar el VAN, TIR y PRI. Fuente:

Elaboración propia

Años	0	1	2	3	4
Producción (t/año)		107 937,80	121 430,03	134 922,25	134 922,25
Ingresos (\$/año)		12 628 722,60	14 207 312,93	15 785 903,25	15 785 903,25
Costos variables (\$/año)		1 838 880,94	2 068 741,06	2 298 601,18	2 298 601,18
Depreciación (\$/año)		835 213,32	835 213,32	835 213,32	835 213,32
Beneficios (\$/año)		10 534 807,50	12 113 397,83	13 691 988,15	13 691 988,15
Imp*Beneficios (30%*Benef)		3 160 442,25	3 634 019,35	4 107 596,45	4 107 596,45
Ingresos netos		7 374 365,25	8 479 378,48	9 584 391,71	9 584 391,71
Flujo de caja	-18 374 693,15	8 209 578,57	9 314 591,80	10 419 605,03	10 419 605,03
Factor de actualización		0,9 091	0,8 264	0,7 513	0,6 830
Flujo de caja actualizado		7 463 253,25	7 698 009,75	7 828 403,48	7 116 730,44
VAN		-10 911 439,90	-3 213 430,14	4 614 973,33	11 731 703,77

Años	5	6	7	8	9
Producción (t/año)	134 922,25	134 922,25	134 922,25	134 922,25	134 922,25
Ingresos (\$/año)	15 785 903,25	15 785 903,25	15 785 903,25	15 785 903,25	15 785 903,25
Costos variables (\$/año)	2 298 601,18	2 298 601,18	2 298 601,18	2 298 601,18	2 298 601,18
Depreciación (\$/año)	835 213,32	835 213,32	835 213,32	835 213,32	835 213,32
Beneficios (\$/año)	13 691 988,15	13 691 988,15	13 691 988,15	13 691 988,15	13 691 988,15
Imp*Beneficios (30%*Benef)	4 107 596,45	4 107 596,45	4 107 596,45	4 107 596,45	4 107 596,45
Ingresos netos	9 584 391,71	9 584 391,71	9 584 391,71	9 584 391,71	9 584 391,71
Flujo de caja	10 419 605,03	10 419 605,03	10 419 605,03	10 419 605,03	10 419 605,03
Factor de actualización	0,6 209	0,5 645	0,5 132	0,4 665	0,4 241
Flujo de caja actualizado	6 469 754,94	5 881 595,40	5 346 904,91	4 860 822,65	4 418 929,68
VAN	18 201 458,71	24 083 054,11	29 429 959,02	34 290 781,67	38 709 711,34

Anexos

Años	10	11	12	13	14
Producción (t/año)	134 922,25	134 922,25	134 922,25	134 922,25	134 922,25
Ingresos (\$/año)	15 785 903,25	15 785 903,25	15 785 903,25	15 785 903,25	15 785 903,25
Costos variables (\$/año)	2 298 601,18	2 298 601,18	2 298 601,18	2 298 601,18	2 298 601,18
Depreciacion (\$/año)	835 213,32	835 213,32	835 213,32	835 213,32	835 213,32
Beneficios (\$/año)	13 691 988,15	13 691 988,15	13 691 988,15	13 691 988,15	13 691 988,15
Imp*Beneficios (30%*Benef)	4 107 596,45	4 107 596,45	4 107 596,45	4 107 596,45	4 107 596,45
Ingresos netos	9 584 391,71	9 584 391,71	9 584 391,71	9 584 391,71	9 584 391,71
Flujo de caja	10 419 605,03	10 419 605,03	10 419 605,03	10 419 605,03	10 419 605,03
Factor de actualización	0,3 855	0,3 505	0,3 186	0,2 897	0,2 633
Flujo de caja actualizado	4 017 208,80	3 652 008,00	3 320 007,27	3 018 188,43	2 743 807,66
VAN	42 726 920,14	46 378 928,14	49 698 935,41	52 717 123,84	55 460 931,50

Años	15	16	17	18	19	20
Producción (t/año)	134 922,25	134 922,25	134 922,25	134 922,25	134 922,25	134 922,25
Ingresos (\$/año)	15 785 903,25	15 785 903,25	15 785 903,25	15 785 903,25	15 785 903,25	15 785 903,25
Costos variables (\$/año)	2 298 601,18	2 298 601,18	2 298 601,18	2 298 601,18	2 298 601,18	2 298 601,18
Depreciacion (\$/año)	835 213,32	835 213,32	835 213,32	835 213,32	835 213,32	835 213,32
Beneficios (\$/año)	13 691 988,15	13 691 988,15	13 691 988,15	13 691 988,15	13 691 988,15	13 691 988,15
Imp*Beneficios (30%*Benef)	4 107 596,45	4 107 596,45	4 107 596,45	4 107 596,45	4 107 596,45	4 107 596,45
Ingresos netos	9 584 391,71	9 584 391,71	9 584 391,71	9 584 391,71	9 584 391,71	9 584 391,71
Flujo de caja	10 419 605,03	10 419 605,03	10 419 605,03	10 419 605,03	10 419 605,03	10 419 605,03
Factor de actualización	0,2 394	0,2 176	0,1 978	0,1 799	0,1 635	0,1 486
Flujo de caja actualizado	2 494 370,60	2 267 609,64	2 061 463,31	1 874 057,55	1 703 688,68	1 548 807,89
VAN	57 955 302,10	60 222 911,74	62 284 375,05	64 158 432,60	65 862 121,28	67 410 929,18