

Propuesta de despojador cáustico para reducir emisiones gaseosas en la recuperación de azufre en Refinería Cienfuegos S.A

Caustic stripper proposal to reduce gaseous emissions in the sulfur recovery at Cienfuegos Refinery S.A

Gabriel Orlando Lobelles-Sardiñas ^{1*} <https://orcid.org/0000-0002-2128-6146>

Leidis Debora-Mira¹ <https://orcid.org/0000-0001-6543-3796>

¹Refinería Cienfuegos S.A. Cienfuegos Cuba

*Autor para la correspondencia: correo electrónico: globelles@refcfg.cu

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 sentido, es objetivo de esta investigación proponer un despojador cáustico, para el tratamiento de los gases residuales en la unidad que permita el cumplimiento de los parámetros de proceso y reduzca las emisiones gaseosas. Se realiza un estudio bibliográfico sobre los procesos de 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 obteniéndose el modelo de simulación utilizando el Simulador *ProMax® 2.0* y que 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 dinámicos de rentabilidad VAN,

TIR y PRD. Como resultado se espera reducir las emisiones atmosféricas inferiores a 150 mg/Nm^3 como SO_2 , disminuir el consumo energético en la unidad de azufre y la exposición de la población en general a las emanaciones gaseosas.

Palabras clave: emisiones gaseosas; evaluación despojador cáustico.

ABSTRACT

The selected technology for the sulfur recovery in the Cienfuegos oil refinery does not achieve the quality parameters required for said process as it causes gaseous SO_2 emissions outside the established regulatory framework. This situation will be aggravated by the inclusion of new process units that will increase said emissions. In this sense, the objective of this research is to propose a caustic stripper for the treatment of waste gases in the unit that allows compliance with the process parameters and reduces gaseous emissions. A bibliographic study is carried out on the waste gas treatment processes and the different technologies that are used. Based on this study, the main construction and operational aspects that wet strippers must have are analyzed. The design and operation parameters of the stripper are presented, as well as its constructive characteristics, laying the foundations for the evaluation. Then the evaluation methodology of the packed tower is presented, obtaining the simulation model using the ProMax® 2.0 Simulator, which allows defining its operating range, through sensitivity analysis. Finally, the technological improvement proposal is economically evaluated with the dynamic profitability indicators VAN, TIR and PRD. As a result, it is expected to reduce atmospheric emissions below 150 mg / Nm^3 as SO_2 , reduce energy consumption in the sulfur unit and the exposure of the general population to gaseous emanations.

Keywords: gaseous emissions; evaluation caustic stripper.

Recibido: 18/04/2021

Aceptado: 10/08/2021

Introducción

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 queman 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 combustión.

Las altas chimeneas de las industrias no reducen la cantidad de contaminantes, simplemente los emiten a mayor altura, reduciendo así su concentración *in situ*.⁽¹⁾

Así mismo, en la combustión de combustibles fósiles se producen grandes cantidades de SO₂, por la presencia del azufre en dichos combustible.⁽²⁾

Las emisiones mundiales anuales de SO₂ se estiman en 200 millones de toneladas, casi la mitad procedente de fuentes industriales. Cuando el SO₂ gaseoso se combina con agua líquida, se forma una solución acuosa diluida de ácido sulfúrico (H₂SO₄), que es el componente principal de la lluvia ácida, junto con el ácido nítrico (HNO₃).⁽³⁾

Para enfrentar estas emisiones, 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.

Dentro de la refinería de petróleo, las unidades de procesos auxiliares basadas en diferentes tecnologías, 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 producto y que constituye el principal agente contaminante en el proceso.⁽⁴⁾

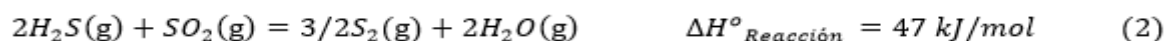
En el mundo, el control de las emisiones a la atmósfera se establece por medio de regulaciones federales y normas en materia ambiental,^(5, 6) cuyo objetivo es impedir

que se emitan grandes cantidades de estos contaminantes al aire. El cumplimiento de dichas regulaciones requiere la inversión en complementos tecnológicos novedosos y procesos auxiliares, en ocasiones muy costosos. Sin embargo, la efectividad de los procesos auxiliares de refinación ^(7, 8) y específicamente los de recuperación de azufre, ⁽⁹⁾ se están viendo seriamente limitados en los últimos años, principalmente por restricciones ambientales cada vez más estrictas como la norma IFC/2007, del grupo de normas del Banco Mundial. Donde se especifica que el máximo de emisiones permisibles de NO_x es 450 mg/Nm³ y de SO_x es de 150 mg/Nm³ para las unidades de recuperación de azufre, 500 para el resto de unidades, así como 50 mg/Nm³ para partículas sólidas y 10 mg/Nm³ de H₂S. ⁽¹⁰⁾

En este sentido, es objetivo del presente trabajo, 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.

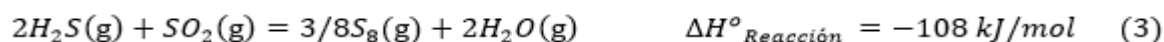
Fundamentación teórica

De acuerdo con, ⁽¹¹⁾ el proceso Claus se utiliza en refinerías para la recuperación de azufre elemental a partir del sulfuro de hidrógeno (H₂S) contenido en los gases ácidos, que se producen durante la regeneración de aminas y los gases generados durante el despojamiento de las aguas agrias del craqueo catalítico y otros procesos. El proceso consiste en una oxidación catalítica multi-etapas del sulfuro de hidrógeno. Sin embargo, ^(12 y 13) afirman que la conversión completa del H₂S en azufre está impedida por limitaciones termodinámicas de las reacciones que tienen lugar en dicho proceso. El mismo implica la quema de una tercera parte de H₂S con aire en un horno-reactor para formar dióxido de azufre (SO₂) según la ecuación (1), que posteriormente continúa reaccionando con H₂S para formar azufre elemental por la ecuación (2)



Aproximadamente el 60-70% del azufre es recuperado en este horno-reactor.

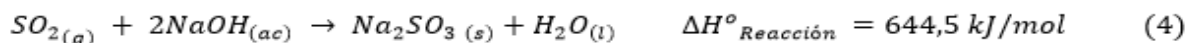
El H₂S remanente de dicho horno Claus, se hace reaccionar con SO₂ a temperaturas más bajas sobre un catalizador en base de dióxido aluminio o titanio para producir más azufre, por la siguiente ecuación (3):



Como promedio, alrededor del 70 % del H₂S y el SO₂ reacciona por la ecuación (3).

Los gases de cola residuales de este proceso son enviados a un reactor de reducción para reconvertirlos a H₂S y recircularlos nuevamente a proceso, con el objetivo de lograr mayor conversión a azufre. Luego son enviados a incinerar antes de emitirlos a la atmósfera. Sin embargo, aún no se cumplen las normas de emisiones. Para lograrlo se propone la inclusión de un despojador húmedo (cáustico) antes de la incineración. Los despojadores cáusticos son dispositivos para el control de la contaminación del aire que recogen las partículas por contacto directo con un líquido (generalmente agua), razón por la cual, también son conocidos como lavadores.

Antes de emitirse a la atmósfera por la chimenea, este gas residual recibe un lavado con una solución de NaOH al 10 % de concentración en un despojador húmedo, donde tiene lugar la siguiente reacción: ⁽¹⁴⁾



Métodos utilizados y condiciones experimentales

Para la evaluación del despojador cáustico (torre empacada) es necesario conocer principalmente las características de diseño del mismo y los parámetros de operación del proceso. ⁽¹⁵⁾ Así como, definir las corrientes de entrada y sus composiciones. ⁽⁴⁾ Ver tabla 1. Para ello se consultaron los balances de materiales y energía del proceso de recuperación de azufre.

Tabla 1. Características de diseño del despojador cáustico, parámetros de operación y composición de la corriente gaseosa de entrada al despojador

Características de diseño				
Denominación	Torre absorbidora de SO ₂			
Tipo de empaque	Anillos Raschig 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			
Parámetros de operación				
Operación	Composición	Velocidad de flujo	Temperatura °C	Presión kgf/cm ²
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
Composición de la corriente gaseosa al despojador				
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			

Para la evaluación técnica de la presente investigación se seleccionó el simulador de procesos ProMax® 2.0.7047 ⁽¹⁶⁾ y el modelo termodinámico Tratamiento Cáustico-SRK que puede aplicarse en simulaciones de torres despojadoras, hidrotratadoras y otros procesos que contengan hidrocarburos, gases ácidos y agua.

- Fase de vapor: SRK Ecuación de estado
 - Fase Líquida: *Electrolítico Gibbs Excess*; • Modelo de entalpía electrolítica: Sí
- Elegido el modelo termodinámico del proceso, mediante la opción “Components”, se añaden los componentes presentes en el caso de estudio: SO₂, CO₂, N₂, H₂O, O₂ y Ar. Se construye el Diagrama de Flujo de Información (DFI), mostrado en la figura 1.

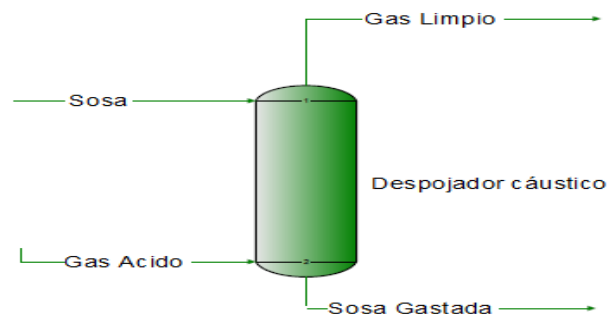


Fig. 1- Diagrama de flujo de información (DFI) del despojador cáustico.

Fuente: BR&E ProMax 2.0.7047

Inicialmente se obtiene el modelo de simulación para el despojador cáustico. Para validar el modelo se simula la operación de la torre absorbidora 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:

$$e_{\text{relativo}} = \left| \frac{X_{\text{diseño}} - X_{\text{calculada}}}{X_{\text{diseño}}} \right| * 100 \% \quad (5)$$

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. Para ello, se hace variar uno de los parámetros de entrada manteniendo el resto constante y obtener el comportamiento de los parámetros a analizar.

En la tabla 2 se presentan los estudios para determinar la misma, ellos son: 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. Estudios para determinar la sensibilidad del modelo

Estudio 1: Variables Fijas		Variable patrón sujeta a cambio		%
Flujo másico de gas ácido entrada (kg/h)	70 856,22	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
Estudio 2: Variables Fijas		Variable patrón sujeta a cambio		%
Flujo másico de gas ácido entrada (kg/h)	70 856,22	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
Estudio 3: Variables Fijas				
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			

Metodología para la evaluación económica

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.^(17, 18)

Para conocer el costo total actual de equipamiento se necesita actualizar los mismos por el Índice de Costo⁽¹⁹⁾ de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$\text{Costo actual} = \text{Costo original} \cdot \frac{\text{Índice de costo actual}}{\text{Índice de costo original}} \quad (6)$$

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

$$\text{EC} = \text{Costo de la torre} + \text{Costo Empaque} + \text{Equipamiento Auxiliar} \quad (7)$$

$$\text{CTE} = (1 + 0,10 + 0,03 + 0,05) \text{EC} = 1,18 \text{ EC} \quad (8)$$

Para determinar el costo total de inversión (CTI) se utiliza la metodología propuesta por Peters, por lo que los costos directos e indirectos, así como, el capital fijo

invertido, entre otros, se calcularán utilizando como base la tabla 17 de este libro, según las ecuaciones 9-13:

$$CTP = \text{Costo de fabricación (CF)} + \text{Gastos Generales (GG)} \quad (9)$$

$$CF = \text{Costos directos (CD)} + \text{Cargos fijos (Cf)} + \text{Costos Indirectos (CI)} \quad (10)$$

$$GG = \text{Distribución y venta (DV)} + \text{Administración (A)} + \text{Invest.y Des. (ID)} \quad (11)$$

$$\text{Depreciación} = \frac{CFI - VR}{Vd} \quad (12)$$

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

$$\text{Ganancia} = \text{Ingresos por azufre} - CTP \quad (13)$$

Para determinar los por cientos que se utilizan en este procedimiento se tiene en cuenta que el cálculo se realiza para un circuito o sistema que está incluido dentro de una unidad de proceso, por lo que muchos de los aspectos para el presente caso de estudio son adaptados a las condiciones reales. Para la estimación del costo total de producción se utilizaron los factores de proporción y las ecuaciones correspondientes de la tabla 27 del Peter. Entonces los valores dinámicos de rentabilidad serán calculados según las ecuaciones 14-17:

$$\text{Valor actual Neto (VAN): } VAN = -K_0 + \sum_{i=1}^n \frac{F_{C_i}}{(1 + D)^i} \quad (14)$$

$$\text{Factor de descuento} = \frac{1}{(1 + D)^i} \quad (15)$$

$$\text{Tasa Interna de Retorno (TIR): } 0 = -K_0 + \sum_{i=1}^n \frac{F_{C_i}}{(1 + TIR)^i} \quad (16)$$

$$\text{Período de Recuperación al Descontado (PRD): } 0 = -K_0 + \sum_{i=1}^{PRD} \frac{F_{C_i}}{(1 + D)^i} \quad (17)$$

Resultados y discusión

Implementación y validación del modelo de simulación en ProMax

La tabla 3 muestra las composiciones de las corrientes de entrada y salida del despojador cáustico, estas últimas obtenidas mediante el simulador. En ella, se comparan las corrientes resultantes con las que ofrecen los balances de materiales por diseño para la torre absorbidora. 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.

Tabla 3- Resultados de la implementación del modelo de simulación en ProMax.

Composición	Gas Acido		Solución de NaOH	Gas Limpio		Sosa Gastada	Error
	%	kmol/h		%	kmol/h		
H ₂	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	78,94	2 043,13	0	66,08	2 031,12	0,00	0,59
Ar	0,90	23,27	0	0,59	22,96	0,00	1,33
H ₂ O	14,09	364,60	90	26,11	716,67	0,78	1,24
SO ₂	0,02	0,43	0	0	0,12	0,00	2,50
CO ₂	3,48	90,05	0	3,55	87,05	0,00	3,33
O ₂	2,58	66,71	0	2,91	61,43	0,00	7,91
NaOH	0	0	10	0,00	0	99,2	-

En la tabla puede apreciarse 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, 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 corrientes de gas y que no intervienen en el proceso difusivo, 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. Teniendo en cuenta estos elementos se considera que el modelo se ajusta a los parámetros de este tipo de proceso.

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. Como resultado se puede apreciar en la figura 2, 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.

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

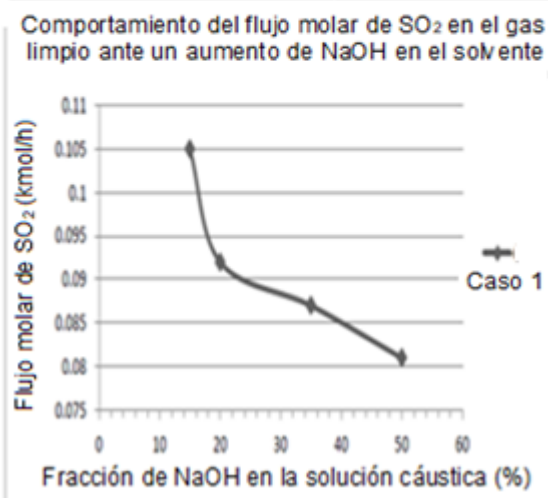


Fig. 2- Resultados obtenidos en el estudio 1

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

Comportamiento del flujo molar de SO₂ en el gas limpio ante un aumento de flujo en la solución de NaOH al 10%

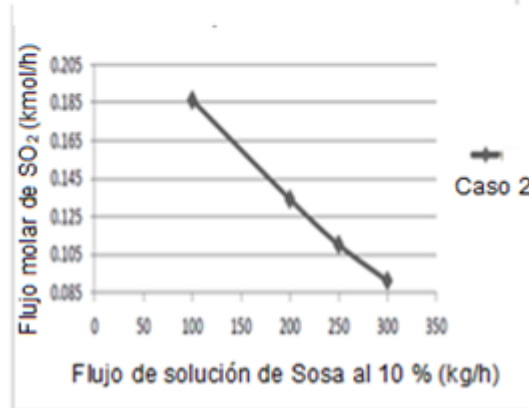


Fig. 3- Resultados obtenidos en el estudio 2

En la figura 3, 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, aunque en menor proporción. Estos resultados son lógicos debido que se alcanza el equilibrio y aunque se continúe aumentando el flujo de solvente no se logrará remover más gas ácido.

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

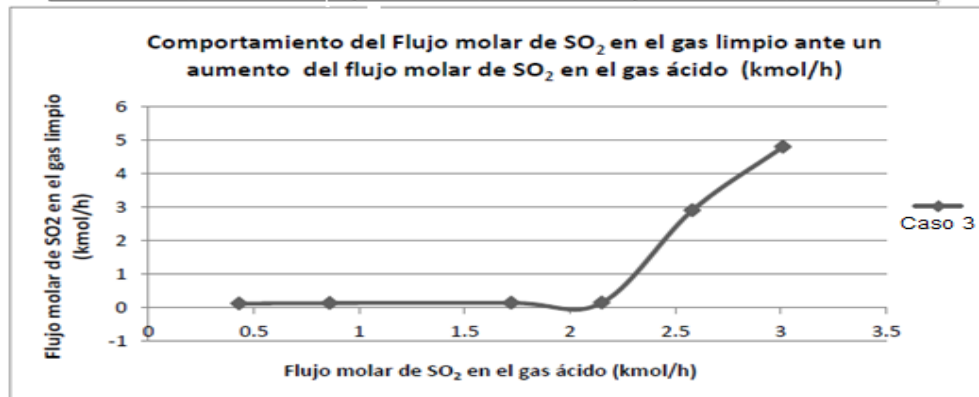


Fig. 4- Resultados obtenidos en el estudio 3

En la figura 4, se aprecia 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, 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 producto del 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. 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.

Determinación del estimado de costo

Para la actualización de los costos se utiliza la ecuación 6 y los índices de costo se obtuvieron de ⁽¹⁹⁾ tomándose como base de cálculo 1 año de trabajo.

Índice de costo 2012: 739,0; Índice de costo 2016: 880,15

Costo actual = Costo original * 880,15 / 739,0 = Costo original * 1,191

Costo total del equipamiento (CTE)

Para calcular el costo del solvente (tabla 4) se tuvo en cuenta el flujo de líquido, el flujo másico de NaOH necesario para el proceso ($m_{\text{NaOH}}=138\ 320,4\ \text{kg/año}$), así como, el costo del agua utilizada en la solución de sosa y el costo unitario del hidróxido de sodio. El costo unitario del agua es de 1,55 CUC/m³ ⁽⁴⁾ y el costo unitario de la sosa cáustica es de 0,7956 CUC/kg ⁽²⁰⁾.

Tabla 4- Costo del solvente en CUC

Consumo agua (m ³ /año)	Costo del agua	Costo del NaOH	Costo del solvente
704 304	1 091 671,2	110 047,71	1 201 718,91

Para determinar el costo del equipamiento se utilizó la ecuación 7 y se definieron los equipos mostrados en la tabla 5. Los datos de los costos del equipamiento para el año 2012 se obtuvieron del proveedor (empresa china HQCEC).

Teniendo en cuenta que el diseño realizado garantiza el cumplimiento de la norma IFC/2007, entonces el costo del equipamiento decide finalmente sobre el despojador cáustico. Tomando esto en consideración se selecciona el empaque anillo Raschig de 2 pulgadas de tamaño nominal y de cerámica para ser aplicado en dicho despojador. Para determinar el costo total del equipamiento se utiliza la ecuación 8:

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

Tabla 5- Equipos y componentes utilizados para el estimado de costo

Equipos	Tipo de empaque	Costo 2012 (CUC)	Costo 2015 (CUC)
Torre absorbedora	Anillos Raschig	78 228,65	93 170,32
Componentes internos		58 500,00	69 673,50
Bombas dosificación del solvente	Anillos Raschig	58 053,40	69 141,60
Bombas recirculación del solvente	Anillos Raschig	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 de aire entrada a torre		2 239 843,32	2 667 653,39
Compresor de gas salida de torre		2 239 843,32	2 667 653,39
Empaque	Anillos Raschig	1 695 760,20	2 019 650,16
Costo del equipamiento	Anillos Raschig	7 619 194,20	9 074 460,29

Desarrollo de la evaluación económica

Costo total de inversión (CTI) y Costo total de producción (CTP)

Con el costo total del equipamiento calculado anteriormente se calcula el costo total de inversión. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 6. Para el cálculo del costo de fabricación se utilizaron las ecuaciones 9-12. Primero se determinó la depreciación para 20 años de vida útil y 0 de valor residual:

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

Tabla 6- Costo total de inversión y estimación de los costos de fabricación (CUC)

Costo total de inversión (CUC)			Costos de fabricación (CUC)		
Elementos	Costo		Costos Directos		
Costo Directo			Componentes		
Costo total actual equip-to	100%	10707863,14	Materia prima	10%CTP	0,1%CTP
Costo instalación equi-to	15%	1606179,47	Mano de obra	10%CTP	0,1%CTP
Instrumentación y controles	10%	1070786,31	Supervisión	1%CTP	0,01%CTP
Tuberías instaladas	10%	1070786,31	Requerimientos	1%CTP	0,01%CTP
Electricidad instalada	1%	107078,63	Mtto y reparación	2%CTP	334085,33
Construcciones (servicios)	5%	535393,16	Suministro	0,5%CTP	83521,33
Costo total indirecto	141%	15096087,02	CD = 0,22 CTP + 417 606,66 CUC		
Costo Indirecto			Cargos fijos		
Ingeniería y supervisión	10%	1070786,31	Componentes	%	Costo (CUC)
Arranque	1%	107078,63	Depreciación	5%CFI	835213,32
Prueba de rendimiento	1%	107078,63	Impuestos	1%CFI	167042,66
Contingencia	3%	321235,89	Seguros	0,5%CFI	66817,67
Costo total indirecto	15%	1606179,47	CF = 1 069 073,06 CUC		
Capital fijo invertido (CFI)	156%	16704266,50	Costos indirectos		
Capital laboral	10% CFI	1670426,65	Otros costos	5%CTP	0,05CTP
Capital actual invertido (CTI)	171,6	1894693,15	CI = 0,05 CTP		

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

$$C_f = 0,27 \text{ C|TP} + 1\,486\,679,72 \text{ CUC}$$

Para el cálculo de los gastos generales se tuvieron en cuenta solo los gastos administrativos, pues en el caso de estudio no inciden los restantes aspectos:

$$GG = \text{Distribución y venta (DV)} + \text{Admón (A)} + \text{Investig. Y Desa. (ID)} = 0,02 \text{ CTP}$$

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

$$\text{CTP} = 0,29 \text{ CTP} + 1\,486\,679,72 \text{ CUC} = 2\,093\,915,10 \text{ CUC}$$

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 13:

Costo unitario del azufre = 117 CUC/t. ⁽²⁰⁾

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

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

Cálculo del VAN, TIR y PRD

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 figura 6, cuyo procesamiento se hizo a través del *software Microsoft Excel*.

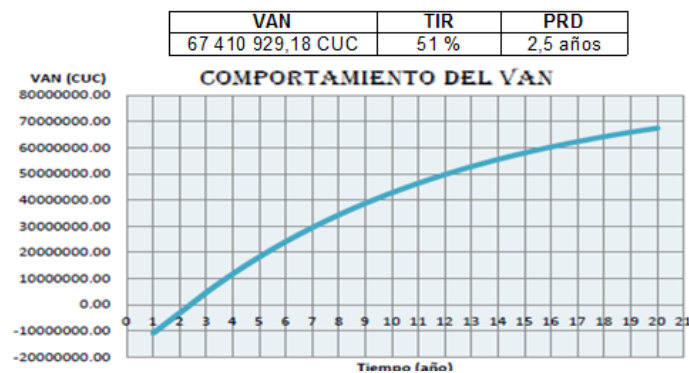


Fig. 5- Comportamiento del VAN vs tiempo y el PRD

Como se observa en la figura 5 el VAN va incrementando su valor en el futuro, comenzando a ser positivo a partir de 2,5 años aproximadamente (PRD) 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

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.

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 proceso de recuperación de azufre.

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.

Referencias bibliográficas

1. CLAVELO ROBINSON, P. Simulación del sistema de generación de vapor y equipos de depuración de SO_2 y NO_x . *Ingeniería Mecánica*. 2003, **6** (3), 53-60. ISSN 1815-5944. <https://ingenieriamecanica.cujae.edu.cu>.

2. LOBELLES, G.O. Economía ecológica y gestión tecnológica integral de aguas sulfurosas en la refinería de Cienfuegos para minimizar emisiones. *Tecnología Química*. 2019, **39**(1), 22-43. ISSN: 2224-6185. <https://tecnologiaquimica.uo.edu.cu>.
3. POLLUTIONS SYSTEMS. *Air Pollutions Control Systems*. 2015. Pollution Systems Industrial Air Solutions: <https://www.pollutionsystems.com/wet-scrubbers.html>
4. LOBELLES, G.O. *Metodología para la gestión tecnológica integral de aguas sulfurosas en la refinería de Cienfuegos con enfoque de economía ecológica*. Tesis Doctoral, Facultad de Química y Farmacia, Universidad Central Martha Abreu de las Villas. Santa Clara. Cuba. 2017.
5. U.S EPA. Rule 62-204.800, 2010. F.A.C. Subpart Ja-Standards of Performance for Petroleum Refineries for Which Construction, Reconstruction, or Modification Commenced After May 14, 2007. Emissions limitations. Paragraphs (f) (1) or (2), pp. 4-6. *Environmental Protection Agency*. 2010. Washington, DC: US EPA. Available online at <http://www.epa.gov/epacfr40/chapt-I.info/>.
6. NOM-148-SEMARNAT. Norma Oficial Mexicana. Contaminación atmosférica. Recuperación de azufre proveniente de los procesos de refinación del petróleo. *Secretaría de Medioambiente y Recursos Naturales. SEMARNAT, 2007*. México, D.F: DIARIO OFICIAL. Tercera Edición, 2-3, inciso 4.4.
7. WAUQUIER, J.P. Distillation, Absorption and Stripping in the Petroleum Industry. In *Separation Processes*. Editions TECHNIP. Institut Français du Pétrole. Paris. 2001. Chapter 5: pages 241-251. ISBN: 2-7108-0761-0. Series ISBN 2-7108-0686-X.
8. GARY, H. J.; HANDWERK, G. E. Crude Distillation. *Petroleum Refining-Technology and Economics*. Fourth Edition. Editorial Marcel Dekker, Inc. New York. USA. 2006. Chapter 4: pages. 46-49. ISBN: 0-8247-0482-7.
9. OLMEDO TOLEDO T. Análisis y selección de la mejor tecnología del proceso de recuperación de azufre para gases de cola en refinerías de México. Universidad del ISTMO. 2010. Santo Domingo TEHUANTEPEC, OAXACA.
10. IFC (International Finance Corporation). *Environmental, Health, and Safety Guidelines for Petroleum Refining*. 2007. Page 13. Table 1. Air emissions levels for petroleum refining facilities. World Bank Group. Disponible en línea <http://www.ELAW.org>. Environmental Law Alliance Worldwide.

11. ZARENEZHAD B & HOSSEINPOUR N. Evaluation of different alternatives for increasing the reaction furnace temperature of Claus SRU by chemical equilibrium calculations. *Applied Thermal Engineering*, 2008, 7.
12. SASSI M AND GUPTA A. Sulfur recovery from Acid Gas using the Claus Process and High Temperature Air Combustion ((HiTAC) Technology, *American Journal of Environmental Sciences*, 2008, 4(5), 502-511.
13. ABEDINI R, KOOLIVAND M AND GHASEMIAN S. Modeling and simulation of condensed sulfur in catalytic beds of Claus process: rapid estimation. *Chemical Engineering Research Bulletin*, 14, 2010, 110-114. Available online at: <http://www.banglajol.info/index.php/CERB>. DOI:10.3329/cerb.v14i2.5595.
14. NAZAROFF & ALVAREZ-COHEN, M. Flue-gas desulfurization ("Scrubbers"). 2014. Dartmouth. Thayer School of Engineering, Section 7 C.2 and Section 12.8.2. Recuperado el 28 de Enero de 2016, de <https://engineering.dartmouth.edu>
15. MARTÍNEZ ALVARADO, J. C., & MORALES MENDIVELSO, D. F. (2016). Torres empacadas. Universidad Industrial de Santander, Laboratorio de Procesos, Bucaramanga.
16. BR&E. ProMax® with TSWEET® Process Simulation Software. 2015. Disponible en <https://www.bre.com/ProMax-Main.aspx>
17. PETERS, M. and TIMMERHAUS, K. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill International Editions. Fourth Edition. 1991. Chemical and Petroleum Engineering Series.pp:183 Table 17 and, 210 - 211 Table 27.
18. MUSSATTI, D. C. Torres de limpieza húmeda para gas ácido. Manual de costos de control de contaminación del aire de la US-EPA. Capítulo 1. Sección 5: Controles para SO₂ y para gas ácido. Sección 5.2: Controles post-combustión, 2002.
19. FARRAR, G. *Nelson-Farrar Quarterly Costimating: Indexes for selected equipment items*. (E. Perspective, Ed.) *Oil and Journal Digital Magazine*. 2015. Retrieved Diciembre 21, 2015, from <http://www.ogj.com>.
20. CUPET. (2013). *Precios e insumos de reactivos para la organización del petróleo*. La Habana: CUPET

Conflicto de interés

Los autores declaran que no hay conflicto de intereses

Contribución de los autores

Gabriel Orlando Lobelles Sardiñas: dirección de la investigación, revisión y corrección del informe final.

Leidis Debora Mira: elaboración de trabajos de aplicación, mediciones, análisis y elaboración del informe final.