

Propuesta de mejora tecnológica en la recuperación de azufre de la refinería de petróleo de Cienfuegos

Proposed technological improvement in the recovery of sulfur from the Cienfuegos oil refinery

*Ing. Roxana Cortés-Martínez^I, Dr.C. Gabriel Orlando Lobelles-Sardiñas^{II},
Dr. C. Eduardo Julio López-Bastida^{III}*

*^IDepartamento de Química, Universidad de Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez”,
Cienfuegos, Cuba; ^{II}Refinería Cienfuegos S.A. Finca Carolina; Cienfuegos, Cuba;
^{III}Centro de Estudios de Energía y Medio Ambiente, Universidad de Cienfuegos “Carlos
Rafael Rodríguez”, Cuba*

globelles@cuenpetrol.cu

Resumen

A pesar del tratamiento de sus residuales, en la refinería de petróleo de Cienfuegos se vierten elevadas cargas de contaminantes al medio ambiente. Sin embargo, la tecnología para la eliminación del H₂S que provoca dichas emisiones no es suficiente para lograr que las emisiones gaseosas estén dentro del marco regulatorio establecido. Esta situación se agravará por la expansión de la refinería que prevé la inclusión de nuevas unidades de proceso con un consiguiente aumento en las emisiones de residuales líquidos y gaseosos, cuyo control implica elevado costo de inversión para unidades recuperadoras de azufre, sin que se puedan recuperar con facilidad debido al moderado precio de venta del azufre en el mercado y las restricciones medioambientales muy rígidas respecto a las emisiones de contaminantes. Esta investigación hace una propuesta tecnológica de una torre empacada, como despojador cáustico, para el tratamiento de los gases residuales en la unidad recuperadora de azufre que permita la sostenibilidad de dicho proceso y el cumplimiento de las normas de emisiones. La revisión bibliográfica de las principales tecnologías para la recuperación de azufre y de tratamiento para gases residuales fundamenta la realización del diseño de un despojador cáustico a partir de tres tipos de empaques diferentes, para analizar el más factible. Se realiza una evaluación económica para determinar cuál de ellos hace sostenible el proceso de recuperación de azufre. Con esta propuesta se recupera un 99,8 % de azufre elemental, se reducen las emisiones atmosféricas hasta 100 mg/Nm³ como SO₂ y disminuye la exposición de la población en general a las emanaciones gaseosas.

Palabras clave: despojador húmedo, diseño, emisiones.

Abstract

Despite the treatment given to the wastes at Cienfuegos oil refinery, there is a high level of contaminant loads released to the environment. The technology used for the H₂S removal or recovery is not sufficient to achieve the gaseous emissions to meet the established regulations. This situation is expected to increase with the refinery expansion that includes new process units. Along with that situation, there are other elements that make the issue even more concerning, such as the high investment cost to purchase new sulphur recovery units; the moderate price for

the sulphur sales at the international market and the contaminants restrictions. This research proposes the inclusion of a caustic scrubber packaged tower, for the treatment of the residual gases as a proposal for the technological improvement of the sulphur recovery unit, to allow such process sustainability and achieving the emissions standards. A bibliography review on the major technologies for the sulphur recovery and residual gases treatment is made. Then the caustic scrubber is designed with the use of three types of packages, as to analyze the most viable one. Afterwards an economical assessment is developed to determine which makes the sulphur recovery process more sustainable. This proposal allows obtaining an elementary sulphur recovery of 99, 8 %, the atmospheric emissions are reduced up to 100 mg/Nm³ as SO₂ and the population exposure to the gaseous emissions, in general is reduced.

Keywords: wet scrubber, design, emissions.

Introducción

Una gran parte del azufre (S) emitido a la atmósfera se origina en forma de SO₂, procedente de la descomposición de la materia orgánica. La combustión de combustibles fósiles que producen grandes cantidades de SO₂, crea problemas en el ecosistema que se encuentre en el recorrido de tales emisiones.

Las emisiones mundiales anuales de SO₂ 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 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) [1].

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 ellas se aplica, con mayor énfasis, la norma IFC/2007, del grupo de normas del Banco Mundial[2]. En esta 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.

En la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos, en las actuales condiciones de producción, existe un elevado vertimiento de residuales líquidos y gaseosos, con un marcado impacto medioambiental [3]. El nivel de emisiones gaseosas se ha elevado a partir de los procesos de hidrofinación, cuyas corrientes de productos tienen en su composición un considerable contenido H₂S. Esta situación puede incrementarse con el proyecto de expansión de la refinería con la unidad de craqueo catalítico [4]. Sin embargo, tanto la tecnología para recuperar azufre a partir del H₂S como la producción de azufre son muy costosas, lo que hace poco tentadora la opción de invertir en ese proceso [5,6].

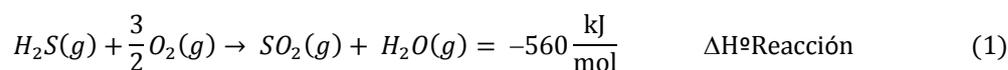
Para darle solución a la problemática presentada es objetivo de este estudio proponer un diseño de un depurador cáustico para implementar como mejora tecnológica en la Unidad de Recuperación de Azufre (URA) que permita la sostenibilidad del proceso de refinación y cumplan las normas de emisiones sulfurosas.

Fundamentación teórica

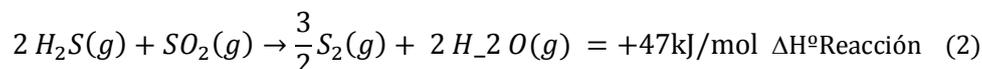
Las unidades de procesos auxiliares basadas en diferentes tecnologías, dentro de los procesos de refinación se agrupan con el objetivo común de la protección medio ambiental. Específicamente las que se relacionan con el tratamiento de las corrientes sulfurosas trabajan en un circuito cerrado, cuyo objetivo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

El proceso Claus se utiliza en refinerías y plantas de gas 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 generados durante el despojamiento de las aguas agrias del craqueo catalítico y otros procesos [7,8]. Sin embargo, la conversión completa del H₂S en azufre, está impedida por limitaciones termodinámicas de las reacciones que tienen lugar en dicho proceso [9, 10].

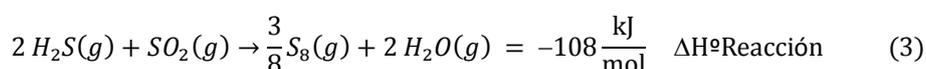
El proceso Claus implica la quema de una tercera parte de H₂S con aire en un horno-reactor para formar dióxido de azufre (SO₂) según la siguiente ecuación:



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:

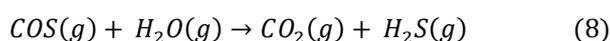
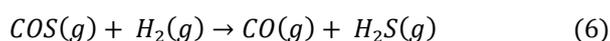
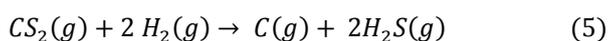


Como promedio, alrededor del 70 % del H₂S y el SO₂ reacciona por la ecuación (3).

En la etapa catalítica, que opera por encima de la temperatura de rocío del azufre y hasta aproximadamente 370 °C, se produce principalmente 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:



En la URA convencional se logra una recuperación entre 94-96 % del azufre. Para lograr mayor recuperación se adiciona un reactor de reducción para convertir nuevamente en H₂S los compuestos sulfurados presentes en el gas de cola del proceso Claus según las siguientes ecuaciones:



Los gases de H₂S obtenidos anteriormente serán enviados, previo despojamiento, nuevamente al horno Claus (figura 1), lográndose de esta forma una recuperación de 99,8 % del azufre aproximadamente [11]. No obstante, a

pesar de esta recuperación solo es posible cumplir las normas de referencia para emisiones gaseosas controladas en el rango de 250 – 480 mg/Nm³, tales como [12, 13]. Sin embargo, cuando se establecen normas más estrictas, [2] se debe acudir a tecnologías adicionales para el tratamiento final de efluentes gaseosos.

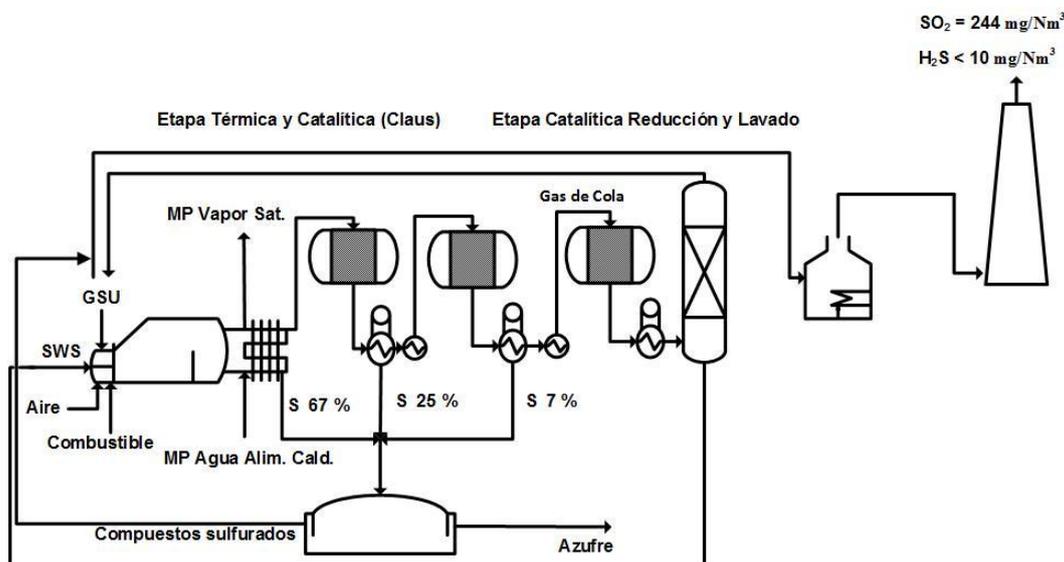


Fig. 1 Esquema tecnológico del proceso Claus con tratamiento del gas de cola

Tecnologías para el tratamiento de gases residuales

El control de las partículas (contaminantes físicos) se realiza principalmente mediante 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: la utilización de aditivos DeSO_x y DeNO_x y el proceso de desulfuración [14,15].

Para el caso de estudio, los efluentes generados por la adición del aditivo DeSO_x y DeNO_x 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.

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 hidrosulfuración 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 [16]. La selección del depurador 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 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.

Dispositivos de control de 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: los sedimentadores por gravedad, separadores centrífugos y depuradores húmedos.

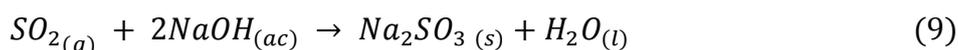
Depuradores húmedos

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 [1]. Algunos tipos de depuradores están diseñados

principalmente para eliminar partículas contaminantes (por ejemplo, lavadores Venturi) y otros están diseñados para eliminar la mayoría de gases contaminantes o partículas solubles (por ejemplo, las torres empacadas y torres de bandejas). 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 [17].

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 según la ecuación (9) [18].



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 depurador. 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 [19].

Teniendo 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 URA, 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).

Materiales y métodos

Para el diseño del depurador cáustico se tomaron las características de diseño de tres empaques diferentes: anillos *Rache*, monturas *Intalox* y monturas *Berl*. El material de estos empaques es cerámica, debido a la resistencia del mismo a la corrosión producida por la disolución utilizada en el proceso de absorción.

Consideraciones iniciales para el diseño

- Se considera que el gas y el líquido tienen aproximadamente las mismas características del aire y del agua, pues el gas tiene un alto porcentaje de componentes básicos del aire y además la solución acuosa utilizada es lo suficientemente diluida como para asumir que tiene propiedades del agua.
- El gas residual está compuesto por dos componentes: contaminante/aire.
- El contaminante es un solo compuesto presente en cantidades diluidas: SO_2 .
- Los efectos asociados al calor con la absorción son mínimos.
- A pesar de ser una absorción con reacción química el proceso no está limitado por la razón de reacción, pues la reacción del contaminante con el solvente es rápida comparada con la razón de absorción de este en el solvente. Además, según, [20] los sistemas de absorción, tales como el SO_2 en soluciones alcalinas operan bajo un estado conocido como “condición de transferencia de masa limitada por la fase gaseosa” debido a que estas reacciones, por lo general son rápidas, irreversibles y de segundo orden. Por tanto, se puede asumir que la transferencia de masa está limitada por la fase gaseosa.
- La solución de NaOH es recirculado, por tanto la solución de sosa y el SO_2 se estabilizan en condición de saturación ($T = 80\text{ }^\circ\text{C} = 176\text{ }^\circ\text{F}$), siendo esta la temperatura de operación de la torre. Como la solución de NaOH

pasa a un sistema de tratamiento de residuos para eliminar los contaminantes o los productos de la reacción y posteriormente se le agrega solución de NaOH de reposición antes que la corriente de líquido entre de nuevo a la columna, entonces $X_i \approx 0$.

- Como los cambios en el contenido de humedad son despreciables, para concentraciones diluidas, encontradas típicamente en aplicaciones de control de la contaminación, el flujo de entrada del gas (G_i) se supone igual al flujo de salida de gas del depurador (G_o), ya que no hay evaporación, pues el gas está saturado.

El diseño se trabaja en el Sistema de Unidades Inglesas, teniendo en cuenta que la metodología utilizada desarrolla las ecuaciones en estas unidades, aunque los parámetros de diseño más importantes se dan también en el Sistema Internacional de Unidades (SIU). Para los cálculos se dan los datos iniciales en estas unidades mostradas en la tabla 1.

Tabla1
Datos iniciales del problema

Parámetros	Valores
Flujo de gas entrando al depurador (G_i)	34 144,57 ft ³ /min
Temperatura (T)	536 °F
Contaminante	SO ₂
Concentración del contaminante entrando (Y_i)	170 ppmv
Eficiencia de remoción (η)	42 %
Solvente	Solución de sosa
Densidad del gas (ρ_g)	0,039 lb/ft ³
Peso molecular del gas (MW_g)	29 lb/lbmol
Viscosidad del gas (μ_g)	0,068 lb/ft · h
Difusividad del contaminante en el aire (D_g)	0,678 ft ² /h
Densidad del líquido (ρ_l)	62,18 lb/ft ³
Peso molecular del líquido (MW_l)	18 lb/lbmol
Viscosidad del líquido (μ_l)	1,931 lb/ft · h
Difusividad del contaminante en el líquido (D_l)	0,648 ft ² /h

Nota: El por ciento de remoción se determinó teniendo en cuenta que se quiere tener una concentración del contaminante del flujo de gas de salida (Y_o) de 100 partes por millón en volumen (ppmv) como máximo.

Análisis de los resultados

Antes de comenzar el diseño, se determina la cantidad de NaOH (m_{NaOH}) que se necesita estequiométricamente para neutralizar las cantidades deseadas de contaminante.

$$n_{SO_2} = \eta \cdot G_{mol} = 0,42 \cdot 0,94 \frac{lbmol \text{ de } SO_2}{h} = 0,395 \frac{lbmol \text{ de } SO_2}{h}$$

$$m_{NaOH} = n_{SO_2} \cdot n_{NaOH} \cdot MW_{NaOH}$$

$$m_{NaOH} = 0,395 \frac{lbmol \text{ de } SO_2}{h} \cdot 2 \frac{lbmol \text{ de } NaOH}{1 lbmol \text{ de } SO_2} \cdot 40 \frac{lb \text{ de } NaOH}{lbmol \text{ de } NaOH} \quad (10)$$

$$m_{NaOH} = 31,6 \frac{lb}{h}$$

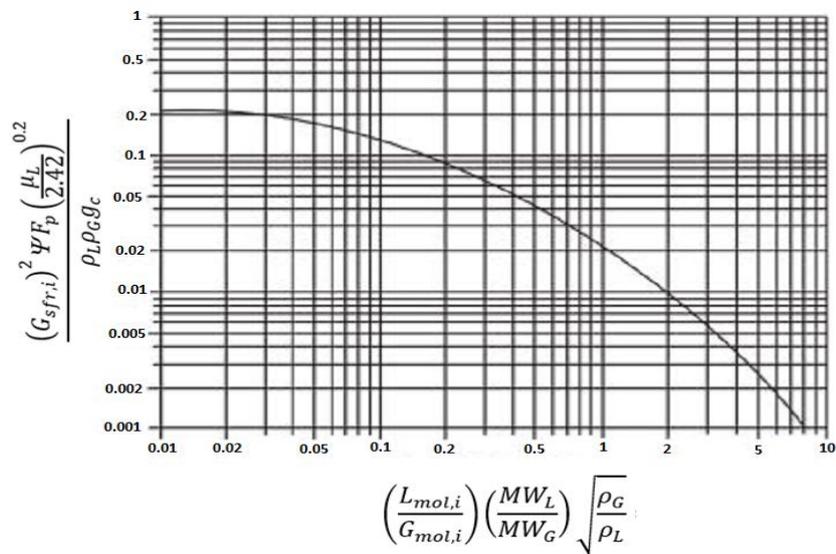
Tomando un 10 % de sobrediseño en caso de que aumente el flujo del gas de entrada o de la reacción del NaOH con otras sustancias la cantidad de sustancia necesaria sería:

$$m_{NaOH} = 31,6 \frac{lb}{h} \cdot 1,1 = 34,8 \frac{lb}{h}$$

$$m_{NaOH} = 1\,392 \frac{lbmol}{h}$$

Para determinar el diámetro de la columna se consultó la figura 2. Como no se tiene el flujo del líquido que entrará a la torre de absorción, se determina el flujo mínimo requerido $(L_{sfr,i})_{min}$ para lograr la distribución completa de este en el material de relleno. Entonces, tomando el valor de la razón mínima de humedad como $MWR = 1,3 \text{ ft}^2/h$ se obtiene que:

$$\begin{aligned} (L_{sfr,i})_{min} &= MWR \rho_L a = 1,3 \frac{ft^2}{h} \cdot 62,18 \frac{lb}{ft^3} \cdot 28 \frac{ft^2}{ft^3} \\ &= 2\,263,35 \frac{lb}{ft^2 \cdot h} \quad (11) \end{aligned}$$



Fuente: Cooker (21)

Fig. 2 Modificación de Eckert de la correlación generalizada a razones de inundación

Posteriormente se obtiene el valor de la razón de flujo molar del líquido que entra al depurador ($L_{mol,i}$) en función del área (A) y el valor de la razón de flujo molar del gas que entra al depurador ($G_{mol,i}$), para el cual es necesario determinar primeramente el flujo de gas libre de contaminante (G_s) y por último obtener la abscisa de la figura 2 en función del área:

$$L_{mol,i} = \frac{(L_{sfr,i})_{min} A}{MW_L} = \frac{2263,35 \frac{lb}{ft^2 \cdot h} \cdot A}{18 \frac{lb}{lbmol}} = 125,74 \frac{lbmol}{ft^2 \cdot h} \cdot A \quad (12)$$

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{60 \rho_G G_i}{MW_G(1 + Y_i)} = \frac{60 \frac{min}{h} \cdot 0,039 \frac{lb}{ft^3} \cdot 34 \, 144,57 \frac{ft^3}{min}}{29 \frac{lb}{lbmol} (1 + 0,00017)} \\ &= 2754 \frac{lbmol}{h} \end{aligned} \quad (13)$$

$$\begin{aligned} G_{mol,i} &= G_s(1 + Y_i) = 2754 \frac{lbmol}{h} (1 + 0,00017) \\ &= 2754,47 \frac{lbmol}{h} \end{aligned} \quad (14)$$

$$\begin{aligned}
 \text{Abscisa} &= \left(\frac{L_{mol,i}}{G_{mol,i}} \right) \left(\frac{MW_L}{MW_G} \right) \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \\
 &= \left(\frac{125,74 \frac{lbmol}{ft^2 \cdot h} \cdot A}{2754,47 \frac{lbmol}{h}} \right) \left(\frac{18 \frac{lb}{lbmol}}{29 \frac{lb}{lbmol}} \right) \sqrt{\frac{0,039 \frac{lb}{ft^3}}{62,18 \frac{lb}{ft^3}}} \quad (15)
 \end{aligned}$$

$$\text{Abscisa} = 0,00071 \cdot A$$

Por otro lado, se determina la ordenada de la figura 2 expresada en función del área, tomando como factor de corrección $f = 0,6$, la relación de la densidad del solvente a la del agua $\Psi = 1$ y determinando la razón de flujo superficial del gas entrando al absorbedor ($G_{sfr,i}$):

$$G_{sfr,i} = \frac{G_{mol,i} \cdot MW_G}{3600 \cdot f \cdot A} = \frac{2754,47 \frac{lbmol}{h} \cdot 29 \frac{lb}{lbmol}}{3600 \cdot 0,6 \cdot A} = 36 \frac{lb}{ft^2 \cdot h} \cdot \frac{1}{A}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ordenada} &= \frac{(G_{sfr,i})^2 \Psi F_p \left(\frac{\mu_L}{2,42} \right)^{0,2}}{\rho_L \rho_G g_c} \\
 &= \frac{\left(36 \frac{lb}{ft^2 \cdot h} \cdot \frac{1}{A} \right)^2 \cdot 65 \left(\frac{1,931}{2,42} \right)^{0,2}}{62,18 \frac{lb}{ft^3} \cdot 0,039 \frac{lb}{ft^3} \cdot 32,2} \quad (16)
 \end{aligned}$$

$$\text{Ordenada} = \frac{1031}{A^2}$$

Como se puede apreciar, es necesario llevar a cabo un proceso iterativo, asumiendo un valor inicial del área (A) para determinar el valor de la abscisa por la ecuación (15) y el valor de la ordenada por la ecuación (16) hasta que el valor de esta última sea igual al valor de la ordenada obtenido por la ecuación (17), obteniéndose finalmente un área de 78 ft^2 .

$$\begin{aligned}
 &\text{Ordenada} \\
 &= 10^{[-1,668 - 1,085(\log \text{Abscisa}) - 0,297(\log \text{Abscisa})^2]} \quad (17)
 \end{aligned}$$

Con este valor se determina el valor del diámetro (D), $G_{sfr,i}$ y $L_{mol,i}$.

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 78 \text{ ft}^2}{\pi}} = 9,95 \text{ ft} (3,03 \text{ m}) \quad (18)$$

$$L_{mol,i} = 125,74 \frac{\text{lbmol}}{\text{ft}^2 \cdot \text{h}} \cdot 78 \text{ ft}^2 = 9807,86 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

$$G_{sfr,i} = \frac{36 \text{ lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{h}}{78 \text{ ft}^2} = 0,462 \text{ lb}/\text{h}$$

Para calcular la altura del empaque (Z) es necesario conocer el número de unidades de transferencia (NTU) y la altura de la unidad de transferencia total (HTU), para este último primero hay que determinar la altura de las unidades de transferencia de película del gas y del líquido H_G y H_L , respectivamente.

$$NTU = \ln\left(\frac{y_i}{y_o}\right) = \ln\left(\frac{0,00017}{0,0001}\right) = 0,53 \quad (19)$$

$$H_G = \alpha \frac{(3600 f G_{sfr,i})^\beta}{(L_{sfr,i})^\gamma} \sqrt{\frac{\mu_G}{\rho_G D_G}} = 3,82 \frac{(3600 \cdot 0,6 \cdot 0,462)^{0,41}}{(2263,35)^{0,45}} \sqrt{\frac{0,0678}{0,039 \cdot 0,678}}$$

$$= 3,21 \text{ ft}$$

$$H_L = \varphi \left(\frac{L_{sfr,i}}{\mu_L}\right)^b \sqrt{\frac{\mu_L}{\rho_L D_L}} = 0,0125 \cdot \left(\frac{2263,35}{1,931}\right)^{0,22} \sqrt{\frac{1,931}{62,18 \cdot 0,648}} = 0,013 \text{ ft}$$

$$HTU = H_G + \frac{1}{AF} H_L = 3,21 + \frac{1}{\infty} 0,013 = 3,21 \text{ ft} \quad (20)$$

$$Z = NTU \cdot HTU = 0,53 \cdot 3,21 \text{ ft} = 1,70 \text{ ft} (0,52 \text{ m}) \quad (21)$$

Con los valores del diámetro y la altura del empaque se puede conocer la altura total de la torre:

$$H_{torre} = 1,40 Z + 1,02 D + 2,81 = 1,40 \cdot 1,70 \text{ ft} + 1,02 \cdot 10,05 \text{ ft} + 2,81 \quad (22)$$

$$H_{torre} = 15,34 \text{ ft} (4,67 \text{ m})$$

El área de superficie (S) del depurador:

$$\begin{aligned} S &= \pi D \left(H_{torre} + \frac{D}{2} \right) = \pi 10,05 \left(15,44 + \frac{10,05}{2} \right) \\ &= 634,75 \text{ ft}^2 (58,97 \text{ m}^2) \end{aligned} \quad (23)$$

Con el valor de la altura del empaque se calcula el volumen (V) del empaque:

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi D^2}{4} \cdot Z = \frac{\pi \cdot (10,05 \text{ ft})^2}{4} \cdot 1,70 \text{ ft} \\ &= 132,29 \text{ ft}^3 (3,75 \text{ m}^3) \end{aligned} \quad (24)$$

Número de unidades del empaque: 27 094 795 unidades

Peso del empaque: 6 783 041,76 lb (3 083 200,8 kg)

La caída de presión en función de la altura del empaque (ΔP) se determinó a través de la correlación de Leva, para finalmente determinar la caída de presión total (ΔP_{total}) de la torre:

$$\Delta P = c 10^{\frac{j L_{sfr,i}}{3600}} \frac{(f G_{sfr,i})^2}{\rho_G} = 0,24 \cdot 10^{\frac{0,17 \cdot 2263,35}{3600}} \cdot \frac{(0,6 \cdot 0,462)^2}{0,039}$$

$$\Delta P = 0,24 \frac{\text{in } H_2O}{\text{ft de empaque}}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_{total} &= \Delta P \cdot Z = 0,24 \frac{\text{in } H_2O}{\text{ft de empaque}} \cdot 1,70 \text{ ft} \\ &= 0,41 \text{ in } H_2O (102,03 \text{ Pa}) \end{aligned} \quad (25)$$

Se muestran los pasos de cálculos para el empaque de tipo anillo *Raschig* y los resultados obtenidos para los empaques monturas Intalox de 2 in y monturas Berl de 2 in se muestran en la tabla 2. El procedimiento de cálculo utilizado para estos empaques fue el mismo. Los valores de G_s , $G_{mol,i}$, $G_{sfr,i}$ y NTU no varían, pues no dependen del empaque utilizado. Se puede observar que técnicamente el diseño para anillo *Raschig* es más factible.

Tabla 2
Resultados de los cálculos del diseño con los empaques restantes

Cálculo	Monturas Intalox 2 in	Monturas Berl 2 in
$(L_{sfr,i})_{min}$	4 850,04 lb/ft ² ·h (23 679,97 kg/m ² ·h)	3 556,70 lb/ft ² ·h (17 365,33 kg/m ² ·h)
$L_{mol,i}$	(269,45 lbmol/ft ² ·h) × A	(197,59 lbmol/ft ² ·h) × A
abscisa	(0,001521) × A	(0,001 115) × A
ordenada	(824) / A ²	(1 031) / A ²
A	84 ft ² (7,8 m ²)	88 ft ² (8,2 m ²)
D	10,34 ft (3,15 m)	10,58 ft (3,22 m)
H _g	1,58 ft (0,48 m)	1,79 ft (0,55 m)
H _l	0,012 ft (0,0037 m)	0,011 ft (0,0034 m)
HTU	1,58 ft (0,48 m)	1,79 ft (0,55 m)
Z	0,84 ft (0,26 m)	0,95 ft (0,29 m)
H _{torre}	14,53 ft (4,43 m)	14,93 ft (4,55 m)
S	640,05 ft ² (59,46 m ²)	672,08 ft ² (62,44 m ²)
V	70,37 ft ³ (1,99 m ³)	83,43 ft ³ (2,36 m ³)
Número de unidades de transferencia	62 122 494	67 178 027
Peso del empaque	3 662 742,27 lb (1 661 391,95 kg)	4 148 537,80 lb (1 881 745,09 kg)
ΔP	0,14 in H ₂ O/ft	0,21 in H ₂ O/ft
ΔP_{total}	0,12 in H ₂ O (29,86 Pa)	0,20 in H ₂ O (49,77 Pa)

Como se puede observar la relación entre el diámetro de cada pieza del empaque (2 in) y el diámetro de la torre (D) es mucho menor 1/8, lo que evita que el líquido tienda a segregarse hacia las paredes y el gas a fluir en el centro de la torre. Así como, que las variables $L_{mol,i}$; abscisa y ordenada están en función del área (A) como se explicó anteriormente en la metodología de cálculo, cuando fueron definidas todas las variables.

Estimación de costos para la evaluación económica del diseño seleccionado

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 fueron calculados por la metodología propuesta por Peters & Timmerhaus [22] y Mussatti [23].

Primeramente, se determinó el costo del solvente en función de los tres diseños realizados (tabla 3), 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 tomado de Lobelles, [4] y el costo unitario del hidróxido de sodio se tomó del catálogo de precios de CUPET.

Para la actualización de los costos se utiliza la ecuación (30) y los índices de costo de Nelson- Farrar [24], tomándose como base de cálculo 1 año de trabajo.

Índice de costo 2012: 739,0

Índice de costo 2016: 880,15

$$\text{Costo actual} = \text{Costo original} * \frac{880,15}{739,0} = \text{Costo original} * 1,191 \quad (26)$$

Tabla 3
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>Raschig</i>	704 304	1 091 671,2	110 047,71	1 201 718,91
Monturas <i>Intalox</i>	1 663 699,2	2 578 733,8		2 688 781,51
Monturas <i>Berl</i>	1 251 190,8	1 939 345,7		2 049 393,41

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

$$CE = \text{Costo torre} + \text{Costo empaque} + \text{Costo equipamiento auxiliar} \quad (27)$$

El costo total del equipamiento (CTE) incluye:

CE: costo del equipamiento (incluye el costo del absorbedor con empaque y sus accesorios)

Inst: instrumentación = (0,10 CE).

IV: impuestos de ventas = (0,03 CE)

F: fletes = (0,05 CE).

Se calcula el CTE de estos factores, según Mussatti [23]

$$\text{CTE} = (1 + 0,10 + 0,03 + 0,05)\text{CE} = 1,18 \text{ CE} \quad (28)$$

Los costos directos e indirectos, así como el capital fijo invertido se calcularon utilizando como base la tabla 17 de Peters & Timmershaus. Los por cientos que se utilizan en este procedimiento fueron adaptados a las condiciones reales pues se consideró que el cálculo se realiza para un circuito o sistema que está incluido dentro de una unidad de proceso, no para una planta completa.

Para estimar el costo total de producción (CTP) se utilizan los factores de proporción y las ecuaciones que se encuentran en la tabla 27 de Peters & Timmershaus.

$$\begin{aligned} \text{CTP} = & \text{Costo de fabricación (CF)} \\ & + \text{Gastos Generales (GG)} \end{aligned} \quad (29)$$

$$\text{CF} = \text{Costo directos (CD)} + \text{Cargos fijos (Cf)} + \text{Costo indirectos (CI)} \quad (30)$$

$$\begin{aligned} \text{GG} = & \text{Distribución y venta (DV)} + \text{Administración (A)} \\ & + \text{Invest. y Des. (ID)} \end{aligned} \quad (31)$$

$$\begin{aligned} & \text{Depreciación} \\ = & \frac{\text{CFI} - \text{VR}}{\text{Vd}} \end{aligned} \quad (32)$$

donde

CFI es capital fijo invertido;

VR es el valor residual y

Vd es la vida útil del proyecto.

Los resultados del cálculo del costo del equipamiento teniendo en cuenta los equipos que influyen en el proceso de depuración se reflejan en la tabla 4, donde se puede apreciar, por separado, los costos de cada uno de los elementos de relleno que componen los equipos.

Tabla 4
Costo del equipamiento

Equipos	Tipo Empaque	Costo 2012 (CUC)	Costo 2015 (CUC)
Torre depuradora	Anillo <i>Raschig</i>	78 228,65	93 170,32
	Monturas <i>Intalox</i>	74 221,99	88 398,39
	Monturas <i>Berl</i>	76 232,52	90 792,93
Componentes internos		58 500,00	69 673,50
Bombas de dosificación del solvente	Anillo <i>Raschig</i>	58 053,40	69 141,60
	Monturas <i>Intalox</i>	137 133,09	163 325,51
	Monturas <i>Berl</i>	103 131,42	122 829,52
Bombas de recirculación del solvente	Anillo <i>Raschig</i>	16 826,60	20 040,48
	Monturas <i>Intalox</i>	19 646,91	23 399,47
	Monturas <i>Berl</i>	18 548,58	22 091,36
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>Raschig</i>	1 695 760,00	2 019 650,16
	Monturas <i>Intalox</i>	6 212 249,40	7 398 789,04
	Monturas <i>Berl</i>	6 717 802,70	8 000 903,02
Costo del equipamiento (CE)	Anillo <i>Raschig</i>	7 619 194,20	9 074 460,29
	Monturas <i>Intalox</i>	13 532 091,83	16 116 721,37
	Monturas <i>Berl</i>	13 365 167,56	15 917 914,56

Evaluación económica

Para realizar la evaluación económica fueron calculados los indicadores dinámicos de rentabilidad según las ecuaciones (33; 34 y 35)

Valor actual neto

$$VAN = -K_0 + \sum_{i=1}^n \frac{FC_i}{(1+D)^i} \quad (33)$$

donde

$\frac{1}{(1+D)^i}$: factor de descuento

Tasa interna de retorno (TIR)

$$0 = -K_0 + \sum_{i=1}^n \frac{FC_i}{(1 + TIR)^i} \quad (34)$$

Período de recuperación de la inversión (PRI)

$$0 = -K_0 + \sum_{i=1}^{PRI} \frac{FC_i}{(1 + D)^i} \quad (35)$$

Los resultados de la evaluación económica aparecen en la tabla 5 y el comportamiento del Período de Recuperación de la Inversión se refleja en la figura 3.

Tabla 5
Resultados de la evaluación económica

Indicadores	Valores
Costo total del equipamiento (CTE)	10 707 863,14 CUC
Capital fijo invertido (CFI)	16 704 266,50 CUC
Costo total de producción (CTP)	2 093 215,10 CUC
Ganancia (G)	13 691 988,15 CUC
Depreciación	825 213,15 CUC
Años de vida útil	20 años
Valor actual neto (VAN)	50 535 546,00 CUC
Tasa interna de retorno (TIR)	51 %
Tasa de descuento	12 %
Período de recuperación de la inversión (PRI)	2,5 años

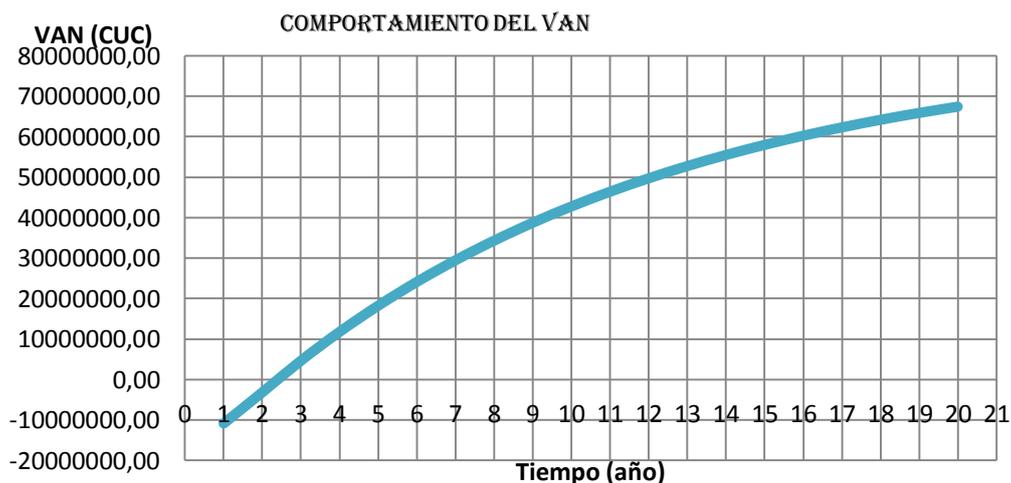


Fig. 3 Comportamiento del VAN vs Tiempo

Conclusiones

1. El diseño de un depurador cáustico para el tratamiento de los residuales gaseosos de la recuperación de azufre, complementa el ciclo final de dicho tratamiento, lográndose emisiones de 100 mg/Nm³ como SO₂, por consiguiente, permitió dar cumplimiento a las normas de emisiones del Grupo del Banco Mundial, establecidas como requisitos básicos para el proyecto expansión.
2. La propuesta de mejora tecnológica para el proceso de recuperación de azufre resultó factible desde el punto de vista técnico y económico, pues presenta buenos índices de rentabilidad, que avala la viabilidad de ejecución para la inversión.

Referencias bibliográficas

1. POLLUTIONSYSTEMS. Air Pollutions Control Systems. 2015. Recuperado el 28 de Enero de 2016, de Pollution Systems Industrial Air Solutions. Available online at: <https://www.pollutionsystems.com/wet-scrubbers.html>..... www.polsys.com.
2. IFC, CORPORACIÓN FINANCIERA INTERNACIONAL. Guías sobre medioambiente, salud y seguridad para la refinación de petróleo. s.l., 2007, p. 16.
3. LOBELLES-SARDIÑAS, G. O. Estrategia para uso racional del agua y su energía asociada, desde la perspectiva de la economía ecológica, para el proceso de refinación de petróleo. Tesis en opción al grado de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo. Facultad de Ingenierías, Universidad de Matanzas, Cuba, 2012.
4. LOBELLES-SARDIÑAS, G. O. 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 en Ingeniería Química. Facultad de Química y Farmacia. Universidad Central de las Villas "Marta Abreus", Santa Clara, Cuba, 2016.
5. LOBELLES-SARDIÑAS, *et.al.* Análisis prospectivo medioambiental para la recuperación de aguas sulfurosas en la refinería de petróleo de

- Cienfuegos. Revista Cubana de Química.Vol. 28 N° 2. mayo-agosto, 2016, págs. 520-553, e-ISSN: 2224-5421
6. CHEMATEC S.p.A. Estudio técnico-económico para la instalación de una unidad de recuperación de azufre. Milan, Italia : Chematec S.p.A. Prodotti e Impianti Chimeci. [http:// www.chematek.biz](http://www.chematek.biz), 2013.
 7. OLMEDO, T. Análisis y selección de la mejor tecnología del proceso de recuperación de azufre para gases de cola en refinerías de México. Tesis en opción al Grado Académico de Master en Ciencia en Ingeniería Química . Universidad del ISTMO. Santo Domingo TEHUANTEPEC, OAXACA.México, 2010.
 8. ZARENEZHAD B & HOSSEINPOUR N. Evaluation of different alternatives for increasing the reaction furnace temperature of Claus SRU by chemical equilibrium calculations, Applied Thermal Engineering, 2008.28: p. 7.
 9. 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>.
 10. 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), pp. 502-511.
 11. PALENCIA, M. C. Mejoramiento del proceso de recuperación de azufre de una refinería. Tesis en opción al Grado Académico de Master en Ciencia en Ingeniería Química. Universidad de Zulia. Maracaibo, Republica Bolivariana de Venezuela, 2007.
 12. US-EPA, ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. Standard of Performance for New Stationary Sources.Federal Regulations. Rule 62-204.800, 2010. 40 CFR Part 60.F.A.C.. Washington,DC: Environmental Protection Agency. Available online at <http://www.epa.gov/epacfr40/chapt-I.info/>, 2010. § 60.102a 60.102a Emissions limitations. Paragraphs (f) (1) or (2)-pp. 4-6.
 13. NOM-148-SEMARNAT. Norma Oficial Mexicana. Contaminación atmosférica. Recuperación de azufre proveniente de los procesos de

- refinación del petróleo. Mexico, D.F : Secretaría de Medioambiente y Recursos Naturales.SEMARNAT, 2006. DIARIO OFICIAL. Tercera Edición, p. 3, inciso 4.4
14. GARY, H.J and HANDWERK, G.H. Petroleum Refining. Technology and Economics. New York • Basel : Marcel Dekker, Inc., 2006. Fourth Edition. ISBN: 0-8247-0482-7, p. 49.
15. DECOOPMAN, F. Petroleum Conversion Processes. Institut Francais du Pétrole Publications. Paris. France. : Edited by Pierre Leprince. Editions TECHNIP. 2002. ISBN 2-7108-0779-03 Series ISBN 2-7108-0686-X. Chapter 19, pp.639-643.
16. PICÓ, *et. al*, G. Control de la contaminación atmosférica, 2012. En Contaminación atmosférica página 441. Editorial UNED. Recuperado el 10 de Noviembre de 2015, de <https://books.google.com>
17. SHLÛTERS M. AND RASCHING AG. Absorption of Sulphur Dioxide with Sodium Hydroxide Solution in Packed Columns. Chemical Engineering and Technology, 36, pp.201-209 (2014). Journal 10. 1002/ ISSN 1521-4125. Luzern. Onlinelibrary.wiley.vch.com
18. 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>
19. BASHIR, A.D; MOMOH-JIMOH E. S.; Sani, J; KHAN, MD. R. and ISKANDAR M. N. Performance evaluation of wet scrubber system for industrial air pollution control. ARPN Journal of Engineering and Applied Sciences, 7(12), DECEMBER 2012 ISSN 1819-6608. www.arpnjournals.com
20. PERRY, R.H. & GREEN D.W. Chemical Engineers' Handbook, Eighth Edition. Hardcover: 2400 pages. Language: English.. 8th Ed., McGraw-Hill, 2008. ISBN-13: 978-0071422949
21. COKER, A. Understanding the basics of packed-column desing. Chemical Engineering Progress, 37(9), pp. 1281-1436, September 1991
22. PETERS, M. and TIMMERHAUS, K. Plant Desing and Economics for Chemical Engineers. McGraw-Hill International Editions. Fourth Edition.

1991. Chemical and Petroleum Engineering Series. pp:183 and pp. 210 - 211.
23. 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.
24. FARRAR, G. Nelson-Farrar Quarterly Costimating: Indexes for selected equipment items. (E. Perspective, Ed.) Oil and Gas Journal Digital Magazine. Obtenido el 21 de diciembre de 2015, de <http://www.ogj.com>

