

Universidad de Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez”
Facultad de Ingeniería
Departamento de Química



UNIVERSIDAD
DE CIENFUEGOS
CARLOS RAFAEL RODRÍGUEZ

Trabajo de diploma en opción al título de Ingeniero Químico

Título: Propuesta de mejoras para el proceso de remoción de H_2S en la planta de hidrotreatmento de diésel en la Refinería Cienfuegos.

Autora: Malena Navarro Hernández

Tutores: MSc. Roxana Cortés Martínez

MSc. Nery Saavedra Pérez

Cienfuegos, 2020



Pensamiento

*“En nuestros locos intentos renunciamos a
lo que somos por lo que esperamos ser.”*

Shakespeare



Agradecimientos

Agradecimientos

Dentro de las valiosas virtudes que puede tener un ser humano ser agradecido es una de las más importantes. En este momento de mi vida en el que se cumple uno de los sueños por el que he estado luchando, prácticamente desde que comprendí el significado de la vida, me siento orgullosa de poder agradecerle:

A mi madre María Elena Hernández Rodríguez por enseñarme el camino correcto, a decir la verdad aunque duela, por sus consejos y por estar presente en mi vida todos los días.

A mi padre Vladimir Navarro Martínez por ser mi héroe, por ser honesto y trabajador. Gracias por ser la luz que me ilumina.

A mi hermana Mailena Navarro Hernández por motivarme, por alentarme a seguir hacia adelante y apoyarme siempre en todas mis decisiones.

A mi familia de la cual siempre he recibido total apoyo.

A mis tutoras Nery Saavedra Pérez y Roxana Cortés Martínez porque sin ellas este trabajo no hubiera sido posible. Gracias por su tiempo, dedicación y orientación. Gracias profesoras.

A todos mis compañeros de aula porque sin ellos no hubiera sido posible alcanzar esta meta. Gracias por su amor, esfuerzo y dedicación; por darme siempre su apoyo y aliento; por no dejar que me diera por vencida y por estar conmigo en los momentos más difíciles.

A todos mis profesores gracias por ser un amigo en el camino del conocimiento, desde mis primeros pasos hasta el día de hoy, por los consejos, anécdotas, experiencias y su dedicación.

A todas las personas que han contribuido de una forma u otra a que este triunfo se realice.

Finalmente doy gracias a la vida que me permite vivir estos momentos de los cuales aprendo mucho.

En fin, gracias a todos.



Dedicatória

Dedicatoria

A mi madre, que con su demostración de una madre ejemplar me ha enseñado a no desfallecer ni rendirme ante nada y siempre perseverar a través de sus sabios consejos.

A mi padre, quien me enseñó que el mejor conocimiento que se puede tener es el que se aprende por sí mismo.

A mi hermana que siempre ha estado junto a mi y brindándome su apoyo.

A mi familia en general, porque me han brindado su apoyo incondicional y por compartir conmigo buenos y malos momentos.

A mis amigas por haber logrado nuestro objetivo con mucha perseverancia y por demostrarme que podemos ser grandes amigas y compañeras de trabajo a la vez.

A Nery y Roxana, directoras de la tesis, por su valiosa guía y asesoramiento a la realización de la misma.

A mis profesores por haber compartido sus conocimientos a lo largo de la preparación de esta profesión quienes me guiaron con su paciencia y su rectitud.



Resumen

Resumen

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 existen normas de emisiones tanto líquidas como gaseosas que conducen a la defensa del medioambiente. Es conocido que en la refinería de Cienfuegos, para lograr la calidad requerida del diésel, se utiliza como proceso auxiliar las torres absorbedoras empacadas, cuyas condiciones tecnológicas actuales no permiten lograr ese resultado. Es objetivo de este estudio proponer mejoras para el proceso de absorción de gases y regeneración de aminas, lo que permitirá identificar causas o fallas técnicas que provocan los arrastres de MDEA, así como el incumplimiento de las especificaciones de calidad del producto. En tal sentido se propone la metodología que permite la evaluación de la torre absorbedora T-01-304 y de la solución de la amina, donde se exponen cada una de las herramientas consideradas y su aplicación posibilitó la identificación de las principales fallas que provocan los arrastres de MDEA y los altos niveles de H₂S. Se detalla la metodología para el diseño de la torre absorbedora en condiciones severas de operación como parte de la propuesta de mejora, que unido a las otras propuestas de conjunto permitirán el logro de tales resultados. Finalmente, las conclusiones dan respuesta a los objetivos trazados y validan la hipótesis del trabajo, mientras las recomendaciones permitirán la generalización de los resultados alcanzados.

Palabras claves: hidrosulfuración, absorción, aminas.

Abstract

In oil refining, there are quality standards for each of the final products of said process, which respond to the technical requirements of the final customers, as well as both liquid and gaseous emission standards that lead to the defense of the environment. . It is known that in the Cienfuegos refinery, to achieve the required quality of diesel, the packed absorber towers are used as an auxiliary process, whose current technological conditions do not allow this result to be achieved. The objective of this study is to propose improvements for the process of gas absorption and regeneration of amines, which will allow the identification of causes or technical failures that cause MDEA entrainment, as well as the non-compliance with product quality specifications. In this sense, the methodology that allows the evaluation of the T-01-304 absorber tower and the amine solution is proposed, where each of the tools considered is exposed and their application made it possible to identify the main failures that cause the MDEA entrainments and high H₂S levels. The methodology for the design of the absorber tower in severe operating conditions is detailed as part of the improvement proposal, which together with the other joint proposals will allow the achievement of such results. Finally, the conclusions respond to the objectives set and validate the hypothesis of the work, while the recommendations will allow the generalization of the results achieved.

Keywords: hydrodesulfurization, absorption, amines.



Índice

Índice

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN	4
1.1. Sulfuro de hidrógeno (H ₂ S).....	4
1.1.1. H ₂ S en la industria petrolera	4
1.1.2. Corrosión causada por el H ₂ S	5
1.1.3. Solubilidad del H ₂ S	5
1.1.4. Presión parcial de H ₂ S	6
1.1.5. Métodos de remoción del H ₂ S (endulzamiento).....	7
1.1.5.1. Proceso híbridos	7
1.1.5.2. Procesos de conversión directa.....	7
1.1.5.3. Procesos de lecho seco o proceso de adsorción.....	7

1.1.5.4. Membranas.....	7
1.1.5.5. Absorción física.....	8
1.1.5.6. Absorción química.....	9
1.2. Proceso de absorción en la planta de hidrotratamiento en la refinería de Cienfuegos	11
1.2.1. Parámetros tecnológicos que intervienen en la absorción	11
1.3. Aminas	12
1.3.1. Tipos de aminas.....	13
1.3.2. Selectividad de las aminas respecto al H ₂ S.....	15
1.3.2.1. Metildietanolamina (MDEA)	15
1.3.3. Regeneración de aminas	17
1.3.3.1. Principio de funcionamiento de un regenerador	17
1.3.3.2. Principio de funcionamiento del sistema de reflujo.....	19
1.3.3.3. Parámetros tecnológicos que intervienen en la regeneración	20
1.4. Principales problemas operacionales en los procesos de absorción y regeneración de aminas	21
1.4.1. Corrosión	21
1.4.2. Partículas sólidas	22
1.4.3. Espuma	22
1.4.3.1. Etapas en la vida de una espuma y los fenómenos asociados a ella	23
1.4.3.2. Problemática de la formación de espuma.....	24
1.4.3.3. Causas de la formación de espumas	24
1.5. Métodos para la eliminación de los problemas operacionales	26
1.5.1. Corrosión	26
1.5.2. Partículas sólidas	26
1.5.3. Antiespumantes	27
CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS.....	30
2.1 Sección 300-1 hidrofinación de diésel.....	30
2.1.1 Descripción del caso estudio.....	31
2.1.1.1 Sección de absorción	32
2.1.1.2 Sección de regeneración de aminas	34
2.2 Metodología para la evaluación de las desviaciones de parámetros tecnológicos e incumplimiento de especificaciones de calidad	40

2.2.1 Carta tecnológica.....	40
2.2.2 Determinación de la configuración geométrica de la T-01-304.....	40
2.2.2.1 Diámetro de la torre.....	42
2.2.2.2 Altura total de la torre.....	44
2.2.2.3 Cálculo de la cantidad de unidades de empaque necesario y el peso de los mismos.....	46
2.2.3 Determinaciones analíticas para la evaluación de la solución de amina.....	47
2.2.3.1 Determinación de la concentración de amina.....	47
2.2.3.2 Determinación de la carga de H ₂ S en las soluciones de amina.....	47
2.2.3.3 Determinación de Sales Térmicamente Estables.....	48
2.2.3.4 Determinación de la tendencia a la formación de espuma y del tiempo de ruptura en las soluciones de amina.....	48
2.2.3.5 Determinación de Sólidos Suspendidos Totales (SST).....	49
CAPÍTULO 3. DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS	49
3.1 Desarrollo de la metodología para la evaluación de las desviaciones de parámetros tecnológicos e incumplimiento de especificaciones de calidad.....	49
3.1.1 Determinación de la configuración geométrica de la T-01-304.....	49
3.1.1.1 Cálculo del diámetro de la columna.....	51
3.1.2 Determinaciones analíticas para la evaluación de la solución de amina.....	52
3.2 Análisis de los resultados obtenidos y propuesta de mejoras.....	53
3.2.1 Determinación de la configuración geométrica de la T-01-304.....	53
3.2.2 Determinaciones analíticas para la evaluación de la solución de amina.....	54
3.2.2.1 Cálculo del volumen específico de la solución en el sistema.....	55
3.2.2.2 Cálculo de la frecuencia de limpieza de la solución.....	56
3.2.2.3 Cálculo de la concentración total de impurezas.....	56
3.2.2.4 Cálculo de la eficiencia operativa de todos los equipos instalados.....	57
3.2.2.5 Cálculo de la acumulación de impurezas en el sistema.....	58
CONCLUSIONES	49
RECOMENDACIONES	49
BOBLOGRAFÍA	63
ANEXOS	



Introducción

INTRODUCCIÓN

Las corrientes gaseosas con alto contenido de compuestos sulfurados, mercaptanos, dióxido de carbono entre otros conocidos como gases ácidos, son una de las fuentes contaminantes más comunes en procesos que se relacionan con derivados del petróleo.

Es conocido que el sulfuro de hidrógeno (H_2S) es una sustancia de alta toxicidad que al estar en contacto con la humedad de la atmósfera produce ácido sulfhídrico diluido, el cual es uno de los componentes de las lluvias ácidas y en las refinerías constituye uno de las fuentes de corrosión más severas por su elevada acidez. Las normas internacionales han regulado las emisiones de estas sustancias llevándolas cada vez a menores niveles con el objetivo de hacer las tecnologías más seguras desde el punto de vista medio ambiental. Mundialmente son conocidas varias tecnologías para separar el sulfuro de hidrógeno de corrientes gaseosas, ya sea con el objetivo de purificar el gas natural o lograr flujos con un alto contenido de hidrógeno para la recirculación a las plantas de hidrocrackeo, hidrofinación o de corrientes de gases hidrocarbonados que son utilizados como gas combustible antes de su disposición final en los hornos de las refinerías por su elevado poder calórico.

Se pueden incluir en este grupo de tecnologías de purificación, las alternativas químicas, las químico-físicas y las físicas siendo las de mayor potencial las primeras donde se utilizan como absorbente alcianoaminas por sus excelentes propiedades selectivas. La tecnología química con más aplicación actualmente es la que utiliza como solvente la metildietanolamina (MDEA) debido a sus excelentes características en cuanto a la selectividad, consumo de calor, menor corrosión en las tuberías, fácil recuperación y baja absorción de hidrocarburos.

En Cuba actualmente se cuenta con varias refinerías de petróleo que no presentan sistemas capaces de realizar una remoción eficiente de sulfuro de hidrógeno de las corrientes gaseosas y esto trae consigo altos niveles de contaminación ambiental, corrosión y pérdidas de compuestos con niveles de energía aprovechable.

En la refinería de Cienfuegos se desorbe por regeneración de la MDEA el H_2S , quedando esta amina con hidrocarburos, compuestos azufrados y compuestos de alto peso molecular

que generan su ensuciamiento, de ahí la importancia de su regeneración integral. Si este proceso no se realiza correctamente ocurre la presencia de sólidos disueltos e hidrocarburos los cuales generan espuma, mala transferencia de masa y calor y pobre endulzamiento en las torres de absorción y en particular en la T-01-304 y de ahí el incumplimiento en las especificaciones de calidad del producto. Esto puede incrementarse si no se adoptan medidas para identificar y eliminar dicho problema, para ello es muy importante evitar la formación de depósitos sobre el empaque que pueden causar los problemas antes mencionados, buscando vías de tratamiento a la solución solvente que le permita prolongar la vida útil de trabajo de la solución de MDEA, de los filtros de cartucho, del carbón activado, así como la mejora de parámetros tecnológicos que permitan una excelente explotación de la sección de endulzamiento de gases y regeneración de aminas en la planta de hidrotreatmento de diésel, en medio de las difíciles condiciones económicas que atraviesa la industria y de forma enmarcada en el sector petrolero, por lo que se le considera como un problema que amerita una respuesta y solución y que el presente trabajo aborda con tal propósito y lo convierte en un problema científico.

Problema científico

Se han presentado incumplimientos de especificaciones en la remoción de H_2S y se requiere determinar las causas que afectan los procesos de endulzamiento de gases ácidos y regeneración de aminas.

Planteada la problemática puede establecerse como **hipótesis** de solución de la misma que: “Si se realizan mejoras en el proceso de remoción de H_2S , permitirán cumplir las especificaciones de calidad y elevar la seguridad operacional sin causar daños ambientales”.

Objetivo general

Proponer mejoras para el proceso de remoción de H_2S en la unidad de hidrotreatmento de diésel.

Objetivos específicos

1. Establecer los fundamentos teóricos del proceso de absorción de gases ácidos y los procesos de regeneración de aminas en la unidad.

2. Desarrollar una metodología para la mejora del proceso de remoción de H₂S en la sección de absorción y regeneración de aminas.
3. Proponer medidas que permitirán un mejor funcionamiento del proceso de remoción de H₂S en la sección de absorción y regeneración de aminas.



Capitulo 1

CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN

1.1. Sulfuro de hidrógeno (H₂S)

El sulfuro de hidrógeno, denominado ácido sulfhídrico en disolución acuosa (H₂S_{aq}), es un hidrácido de fórmula H₂S. Este gas, más pesado que el aire, es inflamable, incoloro, tóxico, odorífero. A pesar de ello, en el organismo humano desempeña funciones esenciales (Ortega Viera, Rodríguez Muñoz, Fernández Santana, & Bárcenas Pérez, 2015).

El sulfuro de hidrógeno es perceptible a concentraciones de 0,002 mg/L. Sin embargo, en concentraciones mayores de 500 ppm afecta la capacidad de percepción del nervio olfativo y con ello, impide su detección a través de este sentido, haciéndolo más peligroso. Es muy tóxico por lo que una exposición prolongada a este gas puede generar efectos adversos a la salud (Nešić & Sun, 2011).

1.1.1. H₂S en la industria petrolera

En la industria petrolera, los crudos desde sus yacimientos contienen los denominados contaminantes, dentro de los cuales se encuentra el azufre, el cual al combinarse con moléculas de hidrogeno, conforma el ácido sulfhídrico (Alexandri Rionda, Guerrero Gutiérrez, & Rodríguez Bolaños, 2016).

El sulfuro de hidrógeno se libera en forma gaseosa de los hidrocarburos en la medida en que se le suministra calor, aunque en algunos casos por su afinidad molecular como ocurre en las corrientes de propano, se requiere de métodos de absorción con sustancias tales como monoetanolamina (MEA) o dietanolamina (DEA). Cabe destacar que el azufre es parte importante de los hidrocarburos y que su cantidad determina la calidad de éste. El azufre normalmente se encuentra en proporciones del 0,03 % al 5 %; entre menos azufre contenga un hidrocarburo más fácil será refinarlo, al contrario, entre más azufre contenga más cara será su refinación.

Pero los crudos con porcentajes inferiores de azufre son más escasos y por lo tanto los más caros y cotizados. Un petróleo crudo con más de 0,3 % de azufre se denomina agrio o ácido en contraposición a los crudos dulces que tienen menos que ese porcentaje.

En general, es un hecho reconocido que el porcentaje de azufre aumenta con la densidad del crudo y que para un mismo crudo la concentración de azufre en los destilados va aumentando a medida que sube el punto de ebullición del corte (Barbosa & Vega, 2014).

La presencia de H_2S en la carga, que depende de la calidad de los crudos procesados, repercute en el funcionamiento del absorbedor de la unidad de aminas. La mayor presencia de H_2S en el gas ácido requiere de una mayor recirculación de solución de amina, lo que degrada más rápidamente la MDEA, haciéndose necesaria la reposición de la misma con MDEA fresca.

1.1.2. Corrosión causada por el H_2S

El H_2S tiene carácter corrosivo, especialmente en las condiciones de alta temperatura y presión. Puede corroer los equipos de metal, y cuando se quema produce el gas dióxido de azufre (SO_2), aún más peligroso. Ejemplo: con acero, el nivel erosivo del H_2S es 2,5 mm/año (Díaz Piñón).

1.1.3. Solubilidad del H_2S

Se define como la solubilidad de un gas a la concentración resultante del gas disuelto en el líquido a la temperatura y presión predominantes cuando cierta cantidad de un gas simple y un líquido relativamente no volátil se llevan al equilibrio.

La solubilidad del gas en el disolvente que se escoja debe ser elevada con el objetivo de incrementar la rapidez de absorción y disminuir la cantidad requerida de disolvente. Debe ocurrir reacción química entre el disolvente y el soluto.

La rapidez con la cual se disolverá el H_2S del gas acompañante del petróleo en el líquido absorbente (MDEA) depende de la desviación del equilibrio que existe; por lo tanto, es necesario considerar las características en el equilibrio del sistema (Pino Sabido, 2010).

En la Tabla 1.1 se muestran los datos de equilibrio donde se observa la solubilidad del sulfuro de hidrógeno frente a la MDEA.

Tabla 1.1. Datos de equilibrio del sulfuro de hidrógeno en MDEA.

x (molar)	y (molar)	Presión parcial (H ₂ S)
0,006	0,0001	0,01
0,01	0,0007	0,08
0,02	0,0009	0,1
0,08	0,0092	1
0,1	0,0275	3
0,4	0,0917	10
0,7	0,1376	15

Fuente: (Pino Sabido, 2010).

En la Figura 1.1 se demuestra que a una temperatura y presión determinada, la solubilidad aumenta.

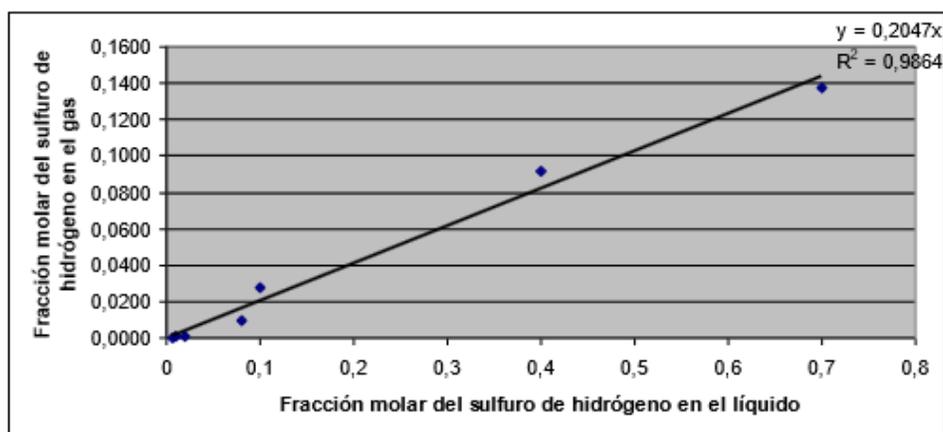


Fig. 1.1. Datos de equilibrio de la solubilidad del sulfuro de hidrógeno en MDEA. **Fuente:** (Pino Sabido, 2010).

1.1.4. Presión parcial de H₂S

La Ley de Henry establece que, a una temperatura constante, la cantidad de gas disuelto en el líquido es directamente proporcional a la presión parcial que el gas ejerce sobre el líquido, por tanto:

$$p^*(\text{H}_2\text{S}) = x_L * K_H \quad \text{Ec. 1.1}$$

Donde: x_L es la fracción molar de H₂S en la solución y K_H es la constante de Henry.

Esta Ley de Henry se limita solo a bajas presiones porque a presiones elevadas es menos exacta y la constante de proporcionalidad (K') presenta una variación considerable. Generalmente se cumple a mayor temperatura y menor presión y no es aplicable cuando hay reacción con el solvente o bien se ionizan.

1.1.5. Métodos de remoción del H₂S (endulzamiento)

A lo largo de la historia de la industria petrolera, este problema de eliminación de contaminantes como el H₂S se ha abordado de distintas maneras llegando a desarrollarse diferentes métodos; estos métodos se pueden agrupar fundamentalmente en: híbridos, procesos de conversión directa, procesos de lecho seco, membranas, absorción física y absorción química. La selección de uno u otro método depende del análisis costo-beneficio de la propuesta empleada. De manera general, las desventajas fundamentales consisten en que son procesos con altos costos de operación e inversión; no obstante, se continúan los estudios para mejorar la eficiencia de los mismos (Sáez Sáez, 2015).

1.1.5.1. Proceso híbridos

Estos procesos presentan un intento por aprovechar las ventajas de los procesos químicos, alta capacidad de absorción y por tanto de reducir los niveles de los contaminantes, especialmente H₂S, a bajos valores, y de los procesos físicos en lo relativo a bajos niveles de energía en los procesos de regeneración (Ortiz Zepeda, 2012).

1.1.5.2. Procesos de conversión directa

Estos procesos remueven el H₂S y lo convierten directamente a azufre elemental sin necesidad de unidad recuperadora de azufre. Estos procesos utilizan reacciones de oxidación – reducción que involucra la absorción de H₂S en una solución alcalina (Pino Morales).

1.1.5.3. Procesos de lecho seco o proceso de adsorción

El gas agrio se pone en contacto con un sólido que tiene afinidad por los gases ácidos. Se conocen también como procesos de adsorción (Díaz Pérez, 2010).

1.1.5.4. Membranas

La tecnología de membranas permite separar especies contaminantes en los ámbitos de tamaño molecular e iónico. La capacidad para producir separaciones o purificaciones muy

específicas a temperaturas bajas o ambientales, con frecuencia hace que la filtración por membranas sea una tecnología más rentable que los métodos más convencionales (Casiano Flores, 2011).

1.1.5.5. Absorción física

Estos procesos utilizan un solvente que, de forma física, absorbe: dióxido de carbono (CO_2), H_2S y componentes orgánicos con azufre como sulfuro de carbonilo (COS), sulfuro de carbono (CS_2) y mercaptanos. La absorción física se suele llevar a cabo cuando la presión parcial de los gases ácidos en la alimentación es alta. La capacidad de captura y eliminación de CO_2 y H_2S crece proporcionalmente a las presiones parciales de los gases ácidos, por lo que pueden llegar a ser más competitivos que los solventes químicos aumentando la capacidad de carga y reduciendo el consumo en la regeneración de la amina (Marroig Martínez, 2015).

La desventaja de este proceso está relacionada con la alta afinidad del disolvente físico hacia los hidrocarburos más pesados del gas natural. En caso de que el gas a tratar tenga un alto contenido de propano y otros compuestos más pesados, se desaconseja la utilización de este proceso debido a la gran pérdida de dichos componentes y su repercusión en el poder calorífico del gas.

Sin embargo, una de las ventajas más importantes en comparación con otro tipo de disolventes es la ausencia de calor en la regeneración, abaratando los costos de operación. Otra de sus ventajas es que tiene la habilidad de eliminar trazas de otros compuestos no deseados como hidrocarburos de alto peso molecular, cianuros de hidrógeno (HCN) y compuestos orgánicos sulfurados en la formación de productos de reacción no deseados (Brown & Hashemi).

El uso de los disolventes físicos para el endulzamiento ha de considerarse cuando la concentración de propano o componentes pesados es baja y no se requiere la eliminación de ácido sulfhídrico. Además, no existe la degradación del disolvente al no producirse reacciones químicas. Dos procesos que se destacan sobre el resto que utiliza esta tecnología son:

1. Proceso Selexol: en este proceso se utiliza el disolvente físico dimetiléter de polietilenglicol (DMPEG). Se aplica para el tratamiento de gas natural con un bajo contenido de dióxido de carbono y alto de sulfuro de hidrógeno. Entre las mayores ventajas de este proceso se encuentra la alta selectividad hacia el sulfuro de hidrógeno y los escasos problemas de corrosión. El proceso selexol es más costoso que el proceso utilizado solventes químicos con aminas.
2. Proceso de lavado con agua: este proceso consiste en una absorción física de los gases ácidos en agua. Las principales ventajas del proceso son la disminución de problemas de corrosión en los equipos, la reducción de aplicación de calor y la alta selectividad de captura de gases ácidos. El proceso opera a altas presiones y es el más indicado para el tratamiento de gas natural con alto contenido en gases ácidos y relaciones de H_2S/CO_2 altas. Su principal desventaja es que requiere una unidad de recuperación de azufre (Gamero Díaz, 2012).

En la Figura 1.2 se muestra un esquema típico de un tratamiento físico.

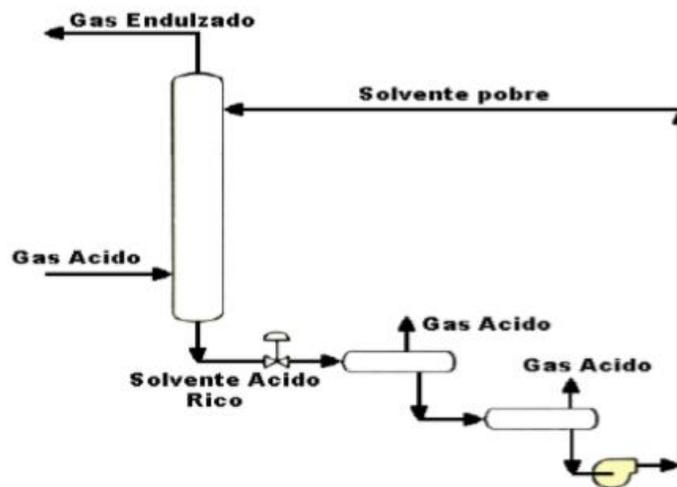


Fig. 1.2. Esquema típico de un tratamiento físico. **Fuente:** (Marroig Martínez, 2015).

1.1.5.6. Absorción química

El proceso de absorción química es una operación unitaria controlada por la transferencia de materia que consiste en eliminar un componente de interés presente en una corriente gaseosa

mediante la utilización de un disolvente líquido que arrastra consigo dicho compuesto de interés (Sáez Sáez, 2015).

Estos procesos se caracterizan porque el gas agrio se pone en contacto en contracorriente con una solución en la cual hay una sustancia que reacciona con los gases ácidos. El contacto se realiza en una torre conocida como contactora en la cual la solución entra por la parte superior y el gas entra por la parte inferior. Las reacciones que se presentan entre la solución y los gases ácidos son reversibles y por lo tanto la solución al salir de la torre se envía a regeneración.

La absorción química se caracteriza por la presencia de reacción química entre el compuesto a eliminar y el disolvente empleado. Las reacciones se pueden dar en un sentido o en otro. Cuando es de izquierda a derecha se tiene el proceso de endulzamiento y hay producción de calor, o sea que la torre contactora se calienta (Morales-Mora, 2012).

Para la eliminación del H_2S de una corriente de hidrocarburos gaseosa, tradicionalmente se han empleado los siguientes tipos de absorción química:

1. Absorción química empleando disoluciones de aminas como disolventes: en general los procesos con aminas son los más usados por su buena capacidad de eliminación, bajo costo y flexibilidad en el diseño y operación. Las alcanolaminas más usadas son: monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), trietanolamina (TEA), diglicolamina (DGA), y metildietanolamina (MDEA). Los procesos con aminas son aplicables cuando se requieren bajas concentraciones del gas ácido en el gas de salida también llamado gas dulce.
2. Absorción química empleando disoluciones de carbonato como disolvente o procesos de carbonato caliente: en el proceso de regeneración el carbonato de potasio tiene mayor afinidad para reaccionar consigo mismo en lugar del sulfuro ácido de potasio, por lo que este último se va acumulando, lo que conlleva a una disminución paulatina de la transferencia de materia y por tanto de la absorción (Sáez Sáez, 2015).

1.2. Proceso de absorción en la planta de hidrotratamiento en la refinería de Cienfuegos

Una unidad de hidrotratamiento (HDT) puede ser diseñada para admitir distintas cargas o alimentaciones en presencia de hidrógeno y un lecho catalítico donde se dan las siguientes funciones: hidrodeshidrosulfurización (HDS), hidrodeshidrogenación (HDN), hidrodeshidroxigenación (HDO), entre otras. En nuestro caso, la función principal es la de HDS, que se logra mediante la hidrogenación de los compuestos de azufre.

El proceso de HDS de cortes petroleros para eliminar la cantidad de azufre contenida en los mismos se divide básicamente en tres secciones: sección de los reactores o sección de reacción, en esta sección se lleva a cabo la conversión del azufre contenido en la carga en sulfuro de hidrógeno, mediante el uso de un reactor de lecho fijo, donde el contenido de azufre, nitrógeno y oxígeno son convertidos en H_2S , amoníaco (NH_3) y agua (H_2O), sobre el catalizador; sección de gas de reciclaje, aquí se purifica el hidrógeno, que puede o no ser combinado con la alimentación fresca para servir de exceso en el reactor, dependiendo de la severidad del proceso y la sección de recuperación del producto, se utilizan separadores instantáneos, que separan la mezcla en productos gaseosos y líquidos y se emplea una torre de fraccionamiento del producto.

1.2.1. Parámetros tecnológicos que intervienen en la absorción

La planta de separación de gases ácidos es una planta compleja, que exige un control exhaustivo de determinados parámetros. La modificación de estos parámetros afecta de manera crítica al correcto funcionamiento de la planta, en sentido general los procesos de absorción se ven beneficiados por la presencia de altas presiones y bajas temperaturas.

1. Presión: la torre de absorción trabaja a presiones elevadas para favorecer la captura de los gases ácidos en la corriente de amina pobre. Esta presión se establece acorde a la presión del gas que entra por el fondo de la torre, mientras que la presión de la solución de aminas se adecua a la misma. Existen torres de absorción que en su diseño operan a bajas presiones, de allí lo complejo de llevar a cabo esta operación.
2. Temperatura: las condiciones de temperatura del proceso se diseñan para favorecer el rendimiento del proceso. Este parámetro no posee la misma rigidez que la presión de las columnas, por lo que puede ser modificada. Sin embargo, una alteración significativa de la temperatura en las torres puede generar inestabilidad en el proceso

y acarrear consecuencias negativas. La variación de este parámetro ha de ser estudiada con cautela, teniendo en cuenta las condiciones de los equipos, el flujo de las corrientes y sus concentraciones. La influencia de la temperatura sobre el proceso es de vital importancia, de ella dependerá la solubilidad del gas en el líquido, las pérdidas de solvente y de ello el cumplimiento de las especificaciones.

3. Corriente de circulación de amina: la corriente de circulación de la amina está directamente ligada al consumo energético de la planta. Al aumentar la concentración de la amina en la solución implica un aumento de los gases ácidos en la solución lo que repercute en una disminución de la tasa de circulación y en el coste energético del proceso. Las concentraciones de amina pueden variar si se producen cambios en la concentración del gas o en la purificación del gas dulce. En el caso de que se produzca una disminución de la corriente de gas es posible reducir el coste energético de la amina modificando el flujo de la solución.
4. Concentraciones de la amina en la solución: aumentar el ratio de circulación de la amina puede reducir la tasa de circulación de la solución y sus costes energéticos. Sin embargo este efecto no tiene tanta influencia debido a que la reducción de la corriente aumenta el calor de reacción de la solución que hace aumentar la temperatura y la presión de vapor del gas ácido sobre la solución. La concentración de aminas en el proceso es un parámetro que requiere un estudio detallado durante el diseño, la puesta en marcha y la operación del proceso.

1.3. Aminas

Las aminas son compuestos químicos orgánicos que se consideran como derivados del amoníaco y resultan de la sustitución de uno o varios de los hidrógenos de la molécula de amoníaco por otros sustituyentes o radicales. Son compuestos muy polares y simples cuando los grupos alquilo son iguales y mixtas si estos son diferentes. Se oxidan con facilidad lo que permite que se encuentren como compuestos coloreados (Wade, 2005).

Las aminas se comportan como bases. Cuando una amina se disuelve en agua, acepta un protón formando un ión alquil- amonio. Para diferenciar las aminas unas de otras en el laboratorio se hace reaccionar con una solución de nitrito de sodio y ácido clorhídrico, esto

da origen a ácido nitroso inestable. Cada tipo de amina tendrá un comportamiento diferente ante la presencia de estos reactivos (Cummings, Smith, & Nelsen, 2007).

Las aminas se han convertido en sustancias químicas muy importantes ya que son empleadas como solventes en los procesos de endulzamiento de gas natural y de gases provenientes de corrientes en las refinerías.

1.3.1. Tipos de aminas

Existen varios tipos de aminas por ello es muy importante conocer sus características fundamentales así como la clasificación de cada una de ellas (Ver anexo 1).

Primarias:

- Monoetanolamina (MEA): tiene una reactividad muy alta. Es estable químicamente. Tiene alta pérdida de solución debido a que su presión de vapor es relativamente alta. Es muy corrosiva. Tiene un alto punto de ebullición, por lo que la MEA puede ser regenerada a altas temperaturas. La concentración de la solución de MEA se encuentra entre 10 % y 20 % en peso. Es especialmente popular en servicios de tratamiento de gas y líquidos en refinerías (Gamero Díaz, 2012).
- Diglicolamina (DGA): es la más reactiva de las aminas. La DGA se usa en un rango de concentración entre 40 % - 60 % en peso. Trabaja a altas concentraciones por lo que puede absorber mayor cantidad de gas ácido. También tiene un menor requerimiento energético que la MEA. Una de las desventajas es su alto grado de degradación, sobretodo en presencia de los compuestos azufrados (Hampton & Weismantel).

Secundarias:

- Dietanolamina (DEA): su concentración de la solución se encuentra entre 25 % - 35 % en peso. Las pérdidas de solución no son tan altas con respecto a la MEA debido a que tiene una presión de vapor menor e igual que su velocidad de reacción con los compuestos de carbono y azufre. Los productos de degradación de la DEA son menos corrosivos que los de la MEA (Jara, 2016).

- Diisopropanolamina (DIPA): este componente ha sido utilizado conjuntamente con un solvente orgánico. Se caracteriza por tener bajos requerimientos de vapor para la regeneración de la solución y no ser corrosivo. Las soluciones de la DIPA, tiene una alta tasa de capacidad para transportar gases ácidos con una alta tasa molar (Gamero Díaz, 2012).

Terciarias:

- Trietanolamina (TEA): es un líquido ligeramente amarillo, higroscópico y viscoso. Su mayor utilidad se relaciona con su capacidad humectante. Se puede utilizar como agente de alcalinización de ácidos grasos de cadena larga. Tiene baja volatilidad a la temperatura ambiente.
- Metildietanolamina (MDEA): debido a su baja reactividad, se requiere de alta concentración en la solución (entre 30 % - 50 % en peso) para la absorción del gas ácido. Tiene una presión de vapor baja lo que provoca menos pérdidas por evaporación. La MDEA es un material ligeramente tóxico y puede provocar sensibilización de la piel (Ortiz Zepeda, 2012).

En la Tabla 1.2 se muestran los diferentes tipos de aminas con algunas de sus propiedades:

Tabla 1.2. Propiedades de los diferentes tipos de aminas.

Propiedades	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA
Peso molecular (g/mol)	61,1	105,1	105,1	133,2	119,2
Concentracion típica (% w/w)	15-20	45-50	25-30	30-32	35-50
Carga típica pobe (mol/mol)	0,04	0,05	0,07	0,05	0,01
Carga típica de liquido rico (mol/mol)	0,15	0,15	0,15	0,15	0,12
Carga típica de gas rico (mol/mol)	0,35	0,4	0,4	0,4	0,45
Típico uso del vapor (Gal _A /Gal _V)	1,5	1,5	1,2	1,1	1
Precio relativo de amina pura (\$/\$)	0,5	0,95	0,5	0,95	1
Calor de reacción con H ₂ S (BTU/lb)	820	674	511	475	455
Concentración de trabajo (%)	20	50	30	32	50
Velocidad de circulacion requerida (US GPM)	407	240	425	476	217
Requerimientos estimados de vapor (BTU/h)	36700	21600	30800	31400	13000

Fuente: (Alba Reyes, 2010)

1.3.2. Selectividad de las aminas respecto al H₂S

El criterio para la selección del tipo de amina ha variado a lo largo de los años. Históricamente, hasta los años 70, la MEA era la única amina considerada para el endulzamiento del gas (remoción del H₂S y CO₂). Luego, a la mitad de la década de los años 70 ocurrió un cambio de tecnología (menos costos operativos) de la MEA a la DEA.

En estos últimos diez años, la MDEA, la DGA y las soluciones de aminas mezcladas han ganado popularidad debido a sus menores costos operativos.

De todas estas aminas la más utilizada es la MDEA como solvente para la absorción de gases ácidos. Posee características como la alta selectividad para el H₂S, gran capacidad de absorción, baja energía de regeneración, baja degradación por calor, bajo ataque por cuenta de la corrosión, reduce la formación de espuma y la pérdida de solvente (Alba Reyes, 2010).

1.3.2.1. Metildietanolamina (MDEA)

La fórmula química de este compuesto es (CH₃)N(CH₂-CH₂-OH)₂. Por ser una amina terciaria, el grado de reactividad con el CO₂ disminuye por lo que solo la reacción con el H₂S es la preponderante (la amina terciaria, al no tener ningún hidrógeno unido al nitrógeno no podrá reaccionar con el CO₂ para formar carbamatos). La MDEA puede ser usada por su selectividad a remover H₂S de las líneas de flujo para llevarlas a especificaciones en presiones moderadamente altas (Kohl & Richard, 1997).

La MDEA es una amina terciaria que reacciona lentamente con el CO₂, por lo cual para removerlo requiere de un mayor número de etapas de equilibrio en la absorción. Su mejor aplicación en la absorción, es la remoción selectiva del H₂S, cuando los gases ácidos están presentes (H₂S y CO₂), esto convierte a la MDEA, en un compuesto selectivo de alta efectividad, para remover al sulfuro de hidrógeno. Si el gas es contactado a presiones suficientemente altas, bajo ciertas condiciones se pueden obtener gases con calidad para gaseoductos (García Álvarez, 2019).

Algunos de los beneficios de la remoción selectiva de H₂S incluye: tasas de flujo de solución reducidas resultante de una reducción en la cantidad de gas ácido removido, mayores concentraciones de H₂S en el gas ácido resultando los problemas de recobro de sulfuro

reducidos. El CO₂ se hidroliza mucho más lento que el H₂S. Esto hace posible una selectividad significativa de aminas terciarias por el H₂S. Este hecho es usado por muchas compañías que proveen diseños de procesos usando MDEA por su selectividad de remover H₂S (Pérez, 2010).

La MDEA tiene ventajas frente a las aminas primarias y secundarias, tales como: baja presión de vapor, bajos calores de reacción con los gases ácidos, alta resistencia a la degradación, bajos problemas de corrosión, y sobre todo, selectividad en la absorción de H₂S en presencia de CO₂, ya que la reacción con el dióxido de carbono es extremadamente lenta.

Ventajas

- Alta selectividad en la remoción del H₂S.
- Alta capacidad de remoción de gases ácidos a la concentración de uso.
- No se degrada en presencia de CO₂ o con COS.
- Virtualmente no corrosiva a las concentraciones de uso.
- Baja energía para su degradación.
- Alta estabilidad térmica.
- Requiere menos energía.
- No requiere ser cambiada constantemente debido a su baja volatilidad y alta estabilidad.
- Presenta menores problemas corrosivos.

Desventajas

- Un costo mayor que la MEA, DEA y DIPA.
- Más soluble que la DEA en hidrocarburos líquidos.

Comportamiento cinético de la amina terciaria MDEA

La reacción de la MDEA con el H₂S es la siguiente:



Esta reacción con el H₂S es más rápida que con el CO₂ y se da en la fase gas. Además el H₂S reacciona con la MDEA para formar HS⁻ y una amina protonada acorde a la siguiente reacción:



El mecanismo de esta reacción involucra solo una transferencia protónica. Por lo tanto, esta reacción es considerada instantánea con una velocidad de reacción infinita y la constante de equilibrio de la concentración de la película líquida de los reactantes y productos están dados según (Alba Reyes, 2010) por la ecuación:

$$K_{\text{H}_2\text{S}-\text{Am}} = \frac{C_{\text{AmH}^+} \cdot C_{\text{HS}^-}}{C_{\text{Am}} \cdot C_{\text{H}_2\text{S}}} \quad \text{Ec. 1.4}$$

Donde Am se refiere a la MDEA. La constante de equilibrio K (H₂S - Am) se definen por:

$$\text{MDEA: } K_{\text{H}_2\text{S}-\text{Am}} = K_{\text{H}_2\text{S}-\text{MDEA}} = \frac{K_{\text{HS}^-}}{K_{\text{MDEAH}^+}} \quad \text{Ec. 1.5}$$

Debido a su menor consumo de energía para regenerarla y su alta reactividad con el H₂S, la amina utilizada para el presente estudio es la MDEA.

1.3.3. Regeneración de aminas

Los sistemas de aminas ha sido muy pregonado y cuestionada ya que la eliminación de la amina contaminada se ve obstaculizada por cada vez mayores presiones ambientales y mayores costos para su eliminación, por eso recuperar las aminas y la creciente convicción de que no hay porque operar un sistema sucio, llenos de contaminantes ha dado luz verde a los procesos de recuperación de aminas, basados en técnicas como la filtración, la absorción en carbón activado hasta nuevas tecnologías como intercambio iónico, electrodiálisis, destilación, lavado con sosa, han surgido aparejados a elevados costos.

1.3.3.1. Principio de funcionamiento de un regenerador

El regenerador junto con el absorbedor, representa la mayor inversión de la instalación. Esta columna se ocupa de separar el gas ácido de la solución. Está compuesto de tres equipos: una columna, un condensador y un rehervidor. Por lo general la torre de regeneración suele estar

compuesta de entre 18 y 25 platos, principalmente tipo válvulas. Cuando se opera el regenerador lo ideal es no superar una temperatura máxima de solución de 125 °C. El regenerador opera con una presión en el tope entre 0,6 y 0,8 kg/cm² para mantener la parte inferior de regenerador por debajo de la temperatura de degradación de la amina.

La amina rica fluye hacia un intercambiador de calor donde absorbe el calor de la amina pobre. La amina rica aumenta su temperatura hasta los 93 °C o 100 °C y entra en el plato 3 en la columna de regeneración por la cabeza o tope. Mientras la solución desciende por la columna, los enlaces que formaba la amina con los gases ácidos se van rompiendo proporcionalmente al aumento de la temperatura de la solución al ponerse en contacto con el vapor de la solución formado por el rehervidor de la columna que ocasiona la captura de los gases ácidos en la cabeza de la columna. Estos vapores salen por la columna y entran en el condensador. Normalmente la temperatura de los gases se encuentra entre los 90 °C y los 100 °C, por debajo de esta temperatura el vapor de la columna no es suficiente para producir la separación de gases y por encima de la misma se produce un consumo excesivo de energía. Por otro lado, por el fondo de la columna sale la solución de amina regenerada (prácticamente limpia de gases ácidos), también llamada amina pobre. Esta es redirigida al intercambiador de amina rica -amina pobre y a un enfriador por agua. Este último equipo modifica la temperatura de la solución de amina a 5-10 °C superior a la de la corriente de gas de entrada en el absorbedor, con el objetivo de evitar la condensación de hidrocarburos en la entrada de la columna. Los gases ácidos, H₂S, obtenidos del regenerador son dirigidos a un tanque para separar el agua que retorna como reflujo al regenerador y los gases se envían al *Flear*.

La concentración máxima de gas ácido en la amina pobre, es decir, a la salida del regenerador, y la concentración de gas ácido en la amina rica, es decir a la salida del absorbedor, según la literatura, serán de:

$$\text{MDEA pobre: } 0,10 * \frac{\text{mol (H}_2\text{S+CO}_2\text{)}}{\text{mol MDEA}} \quad \text{Ec. 1.6}$$

$$\text{MDEA rica: } 0,35 * \frac{\text{mol (H}_2\text{S+CO}_2\text{)}}{\text{mol MDEA}} \quad \text{Ec. 1.7}$$

Para este proceso en la Refinería Cienfuegos los valores son los siguientes:

$$\text{MDEA pobre: } 0,002 * \frac{\text{mol (H}_2\text{S)}}{\text{mol MDEA}} \quad \text{Ec. 1.8}$$

$$\text{MDEA rica: } 0,172 * \frac{\text{mol (H}_2\text{S)}}{\text{mol MDEA}} \quad \text{Ec. 1.9}$$

Un esquema general del proceso de regeneración de amina se muestra en la siguiente figura:

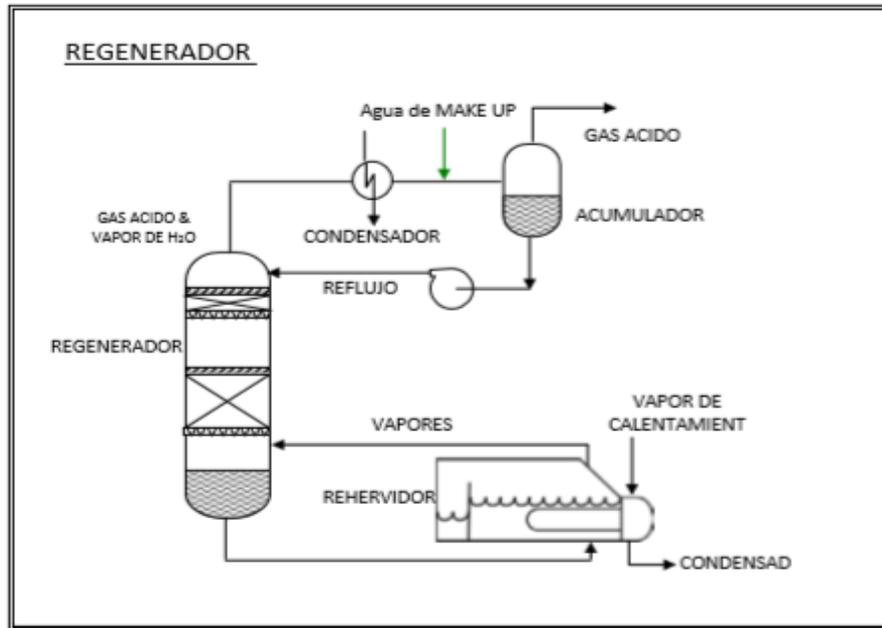


Fig. 1.3. Configuración del regenerador y rehervidor. **Fuente:** (Gamero Díaz, 2012).

1.3.3.2. Principio de funcionamiento del sistema de reflujo

El acumulador de reflujo es, en esencia, un separador gas-líquido. Con el calor apropiado entregado al rehervidor, la temperatura del vapor en la parte superior del regenerador es de unos 110-112 °C. La función del condensador de gases ácidos es enfriar el vapor para convertirlo en condensado ácido. Los gases ácidos abandonan la unidad y el condensado ácido cae hacia la parte inferior del acumulador. La bomba de reflujo regresa entonces el condensado hacia la parte superior del regenerador. El objetivo del reflujo es mantener baja la concentración de aminas en la parte superior del regenerador, normalmente hay entre 1-1,5 % de amina en el reflujo.

En sentido general los procesos de absorción y regeneración están regidos por las siguientes ecuaciones:

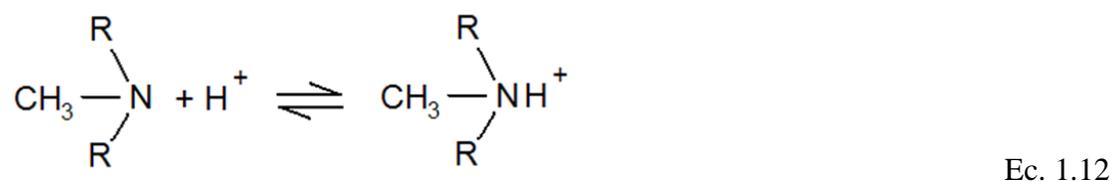
1. Ionización del agua



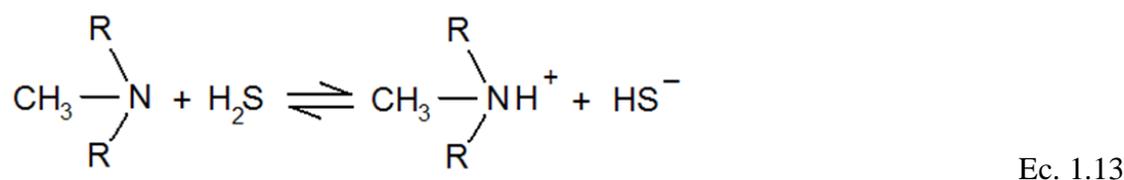
2. Ionización del H₂S absorbido



3. Protonización de la amina



4. Absorción/Desorción



1.3.3.3. Parámetros tecnológicos que intervienen en la regeneración

1. Presión: este proceso se realiza a baja presión lo que ocasiona que los gases ácidos puedan ser eliminados por la cabeza de la columna. El control del diferencial de presión entre el tope y el fondo de la torre de regeneración podría estar indicando la inundación o formación de espuma dentro de la torres, lo que incide directamente sobre la calidad del proceso de regeneración.
2. Temperatura: la temperatura de la amina rica debe ser mayor de 110 °C, para evitar que se produzca un gran desprendimiento de H₂S gaseoso principalmente en el intercambiador de calor amina rica –amina pobre y la temperatura en el fondo de la torre regeneradora se debe monitorear, siendo en el fondo entre 120-125 °C para evitar la degradación térmica de la amina.

1.4. Principales problemas operacionales en los procesos de absorción y regeneración de aminas

La operación ineficiente e inestable de las unidades de absorción y regeneración se deben comúnmente a la acumulación de impurezas en la solución de amina. Estas impurezas incluyen a los productos de la degradación de la amina, iones específicos que interfieren con la absorción y co-productos de la amina en la forma de sales termoestables. Estas sales en la solución reducen la concentración de amina disponible para el tratamiento del gas. También, son las causantes de problemas de corrosión y conllevan a una mayor tendencia de espumamiento de la solución. La formación de espuma, en la columna de absorción, las grandes pérdidas de amina, el ensuciamiento de intercambiadores, el menor tiempo de vida de los filtros en la unidad y la acumulación de sólidos en el empaque de la columna de absorción, son los problemas comunes asociados a la presencia de sales termoestables, contaminación con hidrocarburos y sólidos presentes (Gamero Díaz, 2012).

Estos problemas operacionales antes referidos repercuten tanto en las secciones de absorción como en regeneración, generando pérdidas de solventes, incremento en los costos operacionales, posibles contaminaciones ambientales, elevan el riesgo operacional de las plantas y unidades y particularmente generan incumplimiento de especificaciones de calidad de los productos y subproductos. Entre los principales problemas operacionales de estas plantas tenemos:

1.4.1. Corrosión

La mayoría de los problemas de corrosión suelen ser producidos, tanto por un deficiente diseño de la unidad como una mala operación en la misma. No obstante, la experiencia en equipos similares demuestra que estos problemas surgen de forma inherente durante la vida de la unidad (Abedinzadegan Abdi & Meisen).

Los factores que contribuyen a la corrosión se citan de modo resumido a continuación:

1. Concentración de amina: por lo general, cuanto más concentrada en amina esté la solución, mayores serán las características corrosivas de la misma.
2. Carga de gas ácido: una consideración importante en este tipo de unidades es la alimentación a la unidad de H₂S.

3. Sales estables al calor: las sales estables se forman por la reacción de la amina con ácidos fuertes, más que el ácido sulfhídrico. Estas no pueden disociarse en el regenerador, son estables al calor y potencian la corrosividad de la solución de amina.
4. Elevadas temperaturas: esto provoca una disminución del pH de la amina, haciendo a esta más corrosiva.
5. Altas velocidades: la velocidad de circulación de la solución de amina tratada debe ser limitada, de tal forma que se eviten efectos de erosión por las propias partículas que lleva en suspensión.

1.4.2. Partículas sólidas

Cuando existe un contenido alto de partículas, la capacidad de formación de espumas aumenta y puede dar lugar a incrustaciones en equipos de intercambio y de contacto. Estas partículas sólidas afectan la velocidad del fluido y la temperatura en el flujo (Haws, 2016).

Las partículas también pueden provocar ensuciamiento en los platos provocando inundación en ellos y la pérdida de amina en el H₂S de salida de la regeneradora; además, se reduce la eficiencia de los intercambiadores de calor, se eleva el consumo de energía y se reduce la capacidad y eficiencia en los absorbedores incumpliendo las especificaciones en el gas tratado. Cada amina tiene diferentes grados de sensibilidad ante la contaminación de partículas.

El ensuciamiento no solo depende de la concentración de los sólidos, también depende de la velocidad, la temperatura y de la pegajosidad de las partículas.

1.4.3. Espuma

Las espumas son dispersiones aire – líquido, constituidas por un conjunto de burbujas gaseosas separadas por películas delgadas de líquido. La espuma es el resultado de la incorporación mecánica de un gas en un líquido. La película del líquido rodea un volumen de gas creando una burbuja. La formación y estabilidad de la burbuja depende de las condiciones físicas tales como temperatura y presión. La espuma depende principalmente de las características superficiales como la elasticidad del film, formación de capas gelatinosas, drenaje y la viscosidad superficial (Gracia Fadrique, 2014).

La formación de espumas, se desarrolla con la presencia de hidrocarburos que modifican la tensión superficial del fluido y por la presencia de partículas de sulfuro de hierro en la amina.

La espumación es un fenómeno presente en las plantas endulzadoras de gases debido al uso de las soluciones acuosas de alcanoaminas, por partículas en suspensión, inhibidores de corrosión, aceites lubricantes de compresores, hidrocarburos líquidos y por gradientes de temperaturas entre el gas y la amina.



Fig. 1.4. Niveles de espuma a medida que aumenta la carga contaminante. **Fuente:** Elaboración propia.

En algunos casos el problema de espumación se puede resolver con agentes antiespumantes, sin embargo esta sería una solución temporal, la manera más adecuada de reducir la formación de espuma en las torres regeneradoras y absorbedoras es mediante la minimización de contaminantes en la solución de alcanolaminas evitando el paso de contaminantes a través de la corriente gaseosa.

1.4.3.1. Etapas en la vida de una espuma y los fenómenos asociados a ella

1. Formación: desde algunos segundos hasta algunos minutos.
2. Maduración: desde la espuma húmeda a la espuma seca donde el espesor de la película es todavía grande respecto a la escala coloidal (10 – 1000 Å).
3. Ruptura: persistencia de la espuma seca cuya estabilidad depende de las interacciones coloidales.

Las aminas, cualquiera que sea su tipo, por naturaleza no tienen ninguna tendencia a espumar; sin embargo, los sistemas de endulzamiento capturan la suciedad principalmente de las

corrientes de hidrocarburos a tratar, dichos contaminantes tienden a generar una serie de problemas, entre ellos están:

1. Espuma en las etapas de equilibrio (absorbedor y/o regenerador): el principal problema toma lugar en el absorbedor ya que la espuma modifica el coeficiente de transferencia de masa entre la fase gaseosa y la fase líquida, por lo que el primer síntoma a observar es la concentración de H_2S en el gas dulce (comprobar si cumple con las especificaciones).
2. Micro espuma en las etapas de equilibrio (absorbedor): usualmente la espuma en los contactores se puede identificar cuando la diferencia de presión en el absorbedor se dispara; sin embargo, la micro espuma es un síntoma continuo y muy pequeño que no genera gran cambio de presión a lo largo de la torre, es decir, la altura de espuma normal dentro de los platos excede esta normalidad por lo menos un cuarto de su altura y se mantiene por un largo tiempo; esto tiene consecuencias graves en los mecanismos de reacción.

1.4.3.2. Problemática de la formación de espuma

El flujo turbulento del líquido dentro del proceso genera la formación de espumas. Esta espuma impide el contacto estrecho entre la amina y el gas, obteniéndose bajas producciones de gas con altos costos de producción y mantenimiento.

1.4.3.3. Causas de la formación de espumas

1. El hidrocarburo líquido introducido por el gas de alimentación ácido: es la causa principal de los problemas de formación de espuma en las plantas edulcorantes. Los líquidos pueden introducirse como arrastre de niebla o arrastre o pueden formarse dentro de la columna si la amina pobre que ingresa a la columna es más fría que el punto de rocío del gas ácido. Una de las tareas es la eliminación de gotitas de hidrocarburos líquidos de tamaño de aerosol. Los tamaños de gota mayores de 3μ son generalmente controlables; los tamaños más pequeños requieren un cuidadoso filtro-separador y diseño coalescente.
2. La contaminación de partículas sólidas: las partículas sólidas como el sulfuro de hierro, es una de las principales causas de la formación de espuma. Los sulfuros de

hierro, como partículas muy finas, son difíciles de eliminar mediante filtros mecánicos convencionales, tienden a concentrarse en la interfaz líquido-gas y, por lo tanto, aumentan la estabilidad de la formación de espuma.

3. Los tensoactivos solubles en agua: como los inhibidores de la corrosión, los compuestos para el tratamiento del pozo y el exceso de agentes antiespumantes tienden a disolverse en soluciones acuosas y reducen la tensión superficial. Tales contaminantes son a menudo mucho más problemáticos que los hidrocarburos líquidos, si existe una cantidad apreciable en el gas ácido, debido a su mayor solubilidad en la solución de amina.
4. Los productos de degradación de aminas: estos conducen a cambios en la estructura de la solución de amina y pueden aumentar la tendencia de formación de espuma. La conversión de la amina, independientemente del mecanismo, representa una pérdida de amina activa y valiosa.

Las sales termoestables: no solo tienden a reducir la capacidad de endulzamiento del sistema, sino que también aumentan la corrosividad de la solución de amina. Los productos de corrosión, principalmente sulfuro de hierro, y los cambios en las propiedades físicas de la solución tienden a aumentar la estabilidad y la tendencia de formación de espuma, respectivamente. Debido a que las sales estables al calor no son regenerables térmicamente, se acumulan y contaminan la solución de amina circulante. Algunos ejemplos de sales termoestables son el formato, oxalato, acetato, tiocianato, tiosulfato, cloruro y sulfato.

5. El ingreso de oxígeno en la solución de alimentación o amina: a niveles de partes por millón, conduce a la formación de ácidos carboxílicos que reaccionan con la amina para formar sales termoestables y, por lo tanto, aumentan la tendencia del sistema a formar espuma. Siempre se requiere una presión positiva para evitar cualquier fuga accidental de oxígeno al sistema. Un área que necesita ser monitoreada es el tanque de almacenamiento de aminas que normalmente debería estar protegido por una manta de gas inerte, generalmente de nitrógeno.
6. El agua de reposición: en las principales fuentes de agua de reposición se introducen diversos aditivos químicos para tratarla antes de alimentarla a las calderas de vapor. Dichos químicos incluyen inhibidores de la corrosión y químicos de agua de

alimentación de calderas. El agua desmineralizada podría proporcionar una fuente muy segura de maquillaje.

La espuma puede evitarse manteniendo la solución de amina limpia. De todos los problemas descritos anteriormente la formación de espuma es el menos deseado porque reduce la capacidad de tratamiento, incrementa el consumo de energía y se incrementan las pérdidas de la amina.

1.5. Métodos para la eliminación de los problemas operacionales

Evitar la formación de espumas, como principal problema en las plantas, es de vital importancia pues el proceso se desarrolla en condiciones normales y se evitan pérdidas económicas, tecnológicas y el daño al medio ambiente. Para ello se dará a conocer una serie de métodos para evitar este fenómeno que puede ocasionar grandes daños en la industria del petróleo.

1.5.1. Corrosión

Los inhibidores de corrosión son sustancias químicas que se utilizan para proteger las superficies metálicas para evitar la corrosión. Son activos agentes que pueden modificar la tensión superficial de un líquido y al bajar la tensión superficial se afecta la formación de espumas.

1.5.2. Partículas sólidas

La filtración proporciona beneficios como reducción de los puntos calientes y las suciedades en el intercambiador de calor, prolonga la vida de la cama del carbón activado y reduce la tendencia a la formación de espuma en los absorbedores. De no hacerlo se reducen las capacidades de tratamiento del gas, se incrementan las demandas y el consumo de energía (vapor) y se incrementan las pérdidas de aminas en el sistema. Tanto la filtración mecánica como la filtración con carbón activado mantendrán la calidad de la solución de amina. El filtro de carbón elimina los contaminantes químicos, como productos de degradación o moléculas de hidrocarburo grandes. Los filtros mecánicos eliminan las partículas sólidas de la solución.

Tipos de filtros

La filtración de partículas sólidas en refinerías se puede realizar de dos vías. Una de ellas es la filtración mecánica y otra vía es utilizando carbón activado. A continuación se describe de forma más detallada lo mencionado anteriormente:

1. Filtro de carbón activado: la función del lecho de carbón es remover los hidrocarburos, los productos de degradación de la amina y el hierro libre. La filtración con carbón también reduce la cantidad de componentes posiblemente corrosivos de la solución de amina. La ubicación del filtro de carbón activado es en la corriente de amina pobre, aguas abajo de uno de los filtros mecánicos. De preferencia, se elige esta ubicación para evitar que el filtro se obstruya con partículas sólidas. Un filtro de carbón debe recibir entre el 10 % y el 100 % del total de solución de amina circulante, dependiendo de la concentración de contaminantes en la solución. La vida útil del lecho de carbón activado depende del nivel de contaminantes y del flujo de la solución a través de él. Como regla general se sugiere cambiar el lecho de carbón cada 4 meses y cada 8 meses como máximo. Si el lecho de carbón activado no estuviera limpiando la solución, significa que está saturado y deberá ser reemplazado.
2. Filtración mecánica: para una remoción efectiva de las partículas, los filtros mecánicos deben recibir al menos el 10 % de la solución regenerada circulante. Al diseñarse la unidad, se recomienda instalar un filtro mecánico de 10 micras antes del filtro de carbón activado. Un filtro de 5 micras después del lecho de carbón removerá los finos de carbón con gran efectividad. Al igual que con el lecho de carbón, la solución de amina debe drenarse del filtro mecánico antes de cambiar los elementos (Gamero Díaz, 2012).

1.5.3. Antiespumantes

Los antiespumantes son sustancias añadidas a las aminas con el objeto de limitar la formación de espuma. La espuma debe ser evitada y reducida al mínimo, en cuanto que no permite una adecuada transferencia de masa en las torres absorbentes, favorece la oxidación, la degradación de las aminas, la reducción de su eficiencia en la remoción de gases ácidos, haciendo elásticos las superficies. La formación de espuma se combate con aditivos que modifican la tensión superficial y de interfase del líquido, favoreciendo la coherencia

(agregación) de las burbujas, haciendo más frágiles las burbujas mismas e inestables la espuma.

Los antiespumantes son agentes tensoactivos que actúan por medio de tensiones superficiales intermedias para lograr desestabilizar la espuma y liberar el aire retenido. Por esta razón los antiespumantes deben tener una tensión superficial inferior a la del agente surfactante utilizado de forma inicial (como humectante) para así lograr adelgazar rápidamente la lamela y romperla.

Existen antiespumantes de diferentes composiciones químicas que permiten la adaptación a la diversidad de sistemas que existen en el mercado y atacar los tipos de espuma que puedan generarse. Dentro de estos tipos de antiespumantes encontramos:

1. Los antiespumantes orgánicos (base en aceites minerales): corresponden a variados compuestos con oxígeno en su composición molecular. Gran parte de estos se emplean en la industria agroalimentaria, debido especialmente a su inocuidad unida a la buena eficacia y bajo costo. Las composiciones de este tipo de agentes están constituidos por mezclas de diferentes especies químicas definidas. Estos compuestos no pueden ser utilizados en cualquier medio; tienen especificaciones de empleo precisas, definidas por los productores. Dentro de estos encontramos: ácidos grasos (E-570) que se utilizan en productos lipídicos porque es soluble en grasas y aceites y el polietilenglicol (E-1521) que por ser soluble en agua se utiliza en medios acuosos, además de ser inerte químicamente, presenta una elevada estabilidad térmica.
2. Los antiespumantes siliconados (Polisiloxanos): son productos sintéticos, derivados del petróleo. Son muy efectivos a bajas dosis. Son de alta resistencia ya que son buenos en la desestabilización y dispersión de la espuma superficial, además de ser capaces de liberar el aire atrapado en el compuesto.
3. Los antiespumantes moleculares: que ofrecen una excelente compatibilidad con la mayoría de los sistemas.
4. Los antiespumantes de origen vegetal: alginato de calcio (E-404), este aditivo es un derivado del ácido algínico que se obtiene a partir de las algas pardas.

5. Los antiespumantes de origen mineral: dióxido de silicio amorfo (E-551), se obtiene a partir de rocas minerales.

Conclusiones parciales

- 1- La presencia del H₂S en las refinerías es una amenaza para el proceso por las pérdidas económicas que ocasiona además de su toxicidad para el ser humano por eso es de vital importancia realizar una buena remoción de este gas.
- 2- De las aminas, la más usada en el proceso de remoción del H₂S en la Refinería Cienfuegos es la MDEA porque presenta alta estabilidad térmica, gran capacidad de absorción, baja energía de regeneración, alta selectividad, reduce la formación de espuma y la pérdida de solvente.
- 3- La bibliografía consultada permitió identificar los diferentes problemas que presenta hoy la planta, de modo general, así como las posibles soluciones de los mismos.



Capitulo 2

CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS

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

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

Se activan cuatro plantas de proceso de tecnología rusa, sección 100 (destilación atmosférica), sección 400 (fraccionamiento de gases), sección 200 (reformación catalítica) y en aras de buscar mayor rendimiento, elevar la producción y calidad del diésel, la sección 300-1 (hidrofinación de diésel).

2.1. Sección 300-1 hidrofinación de diésel

La reactivación de la sección 300-1, en los primeros momentos se estimaba que sería una solución momentánea que daba respuesta a las exigencias del Sistema Energético Nacional. Los grupos electrógenos que se instalaban a lo largo de todo el país necesitaban diésel al 0,5 % de azufre y el que se obtenía no cumplía con estos requisitos. En estos momentos se han ampliado las perspectivas con esta planta dado el proceso inversionista que se llevó a cabo.

La presente sección estaba destinada para el hidrotratamiento de la fracción 180-350 °C del crudo soviético Romanskino de 32 °API, con un contenido de azufre del 1,4 % peso, con el fin de obtener el combustible diésel al 0,2 % peso de azufre. Motivado por el proceso de

reactivación de la refinería con ayuda de la empresa Petróleos de Venezuela (PDVSA) se comenzó a refinar un crudo venezolano, que es una mezcla de Mesa de 30 °API y Merey de 16 °API con una relación 12/88 obteniéndose un crudo Mesa-Merey 28 °API. Producto del cambio de crudo disponible y de las especificaciones de calidad que exigen las normas cubanas solo en la actualidad se procesa diésel de 0,5 y 0,8 % peso de azufre.

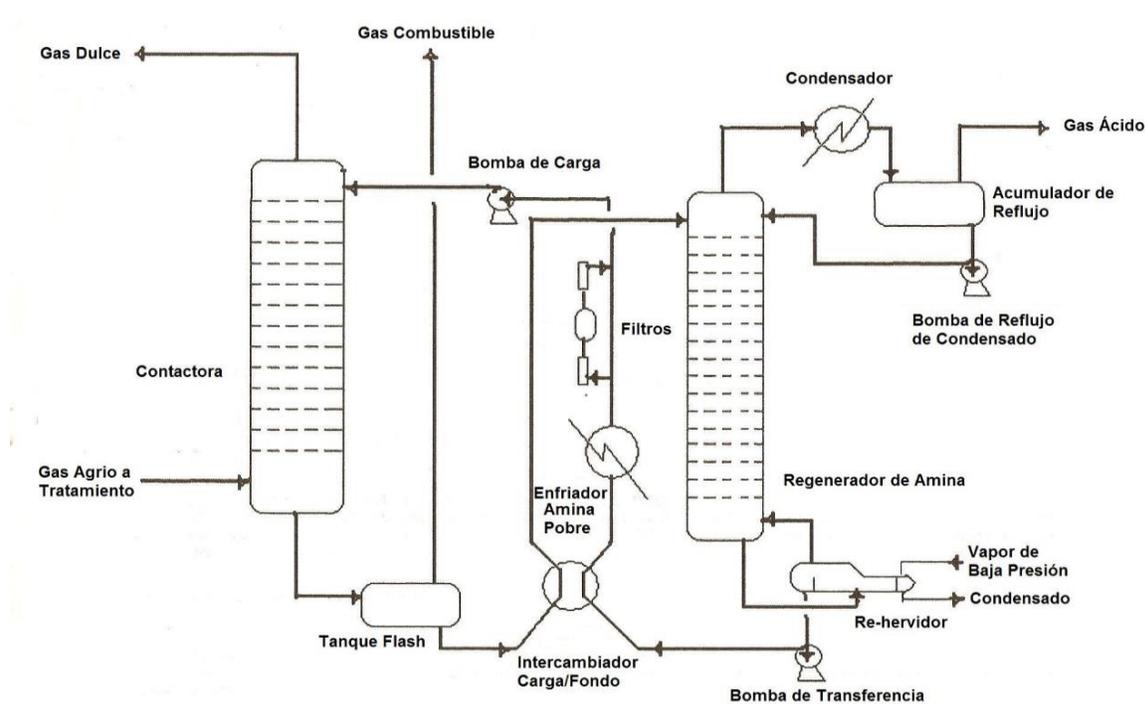
El hidrotratamiento de la fracción 180-350 °C se realiza utilizando el catalizador Ni/Mo soportado en base alúmina (Al_2O_3) en un flujo de gas recirculante rico en hidrógeno y alimentando gas fresco rico en hidrógeno del reformador para mantener una concentración requerida de H_2 del gas recirculante superior al 65 %. En este proceso tiene lugar una hidrogenación de los compuestos sulfurosos contenidos en la materia prima con formación del ácido sulfhídrico, así como un hidro craqueo parcial con formación los gases hidrocarbonados y fracciones livianas de gasolina, la eliminación de heteroátomos de dióxígeno (O_2) y nitrógeno (N) que junto al azufre (S) son severos contaminantes para el producto y el medio ambiente. La separación de los gases hidrocarbonados y fracciones livianas de gasolina se realiza en la torre estabilizadora T-01-301. La eliminación de los compuestos sulfurosos del gas hidrogenado se ejecuta en la torre absorbadora T-01-302, y de los gases hidrocarbonados su endulzamiento ocurre en las columnas de absorción T-01-303 y T-01-304, con una solución de MDEA al 40 % de concentración (Ver anexo 2).

2.1.1. Descripción del caso estudio

Después de haber realizado una caracterización a la Refinería Cienfuegos y a la planta 300 de forma general, se realizará una síntesis del caso estudio de esta investigación, donde describirá la sección de absorción así como la sección de regeneración de aminas.

A continuación se representa en la Figura 2.1 es proceso de absorción en conjunto con el de regeneración.

Fig. 2.1. Diagrama de flujo de la sección de absorción y regeneración en la Refinería Cienfuegos.



Fuente: Elaboración propia.

2.1.1.1. Sección de absorción

En la planta de hidrotratamiento de diésel de la Refinería Cienfuegos consta de una sección de absorción encargada de dar tratamiento por endulzamiento a los gases ácidos productos a los procesos de separación en el bloque de reacción y en el de estabilización. Para ello consta de un bloque conformado por dos torres de alta y media presión T-01-302 y T-01-303 respectivamente, la primera conformada por platos tipo S y la segunda de lecho empacado conformado por anillos Rasching. Para el tratamiento de los gases de baja presión se tiene un absorbedor T-01-304 de lecho empacado similar a la antes mencionada. En esta unidad se utiliza la solución de MDEA como solvente capaz de secuestrar el H_2S y convertir los gases ácidos en dulces con la posterior regeneración de la solución y la disposición final del H_2S .

A continuación se presentan las Tablas 2.1, 2.2 y 2.3 que describen las características constructivas de las torres T-01-302, T-01-303 y T-01-304, respectivamente.

Tabla 2.1. Características constructivas de la T-01-302.

Denominación	Torre absorbidora del gas hidrogenado de recirculación
Tipo de plato	Tipo S
Diámetro (m)	1,4
Altura total de la torre (m)	25,8
Número de platos	20
Caída de presión (kgf/cm ²)	0,5
Presión de trabajo (kgf/cm ²)	33
Presión de diseño (kgf/cm ²)	40
Temperatura fondo/tope (°C)	56/45
Caudal de amina (m ³ /h)	30

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 2.2. Características constructivas de la T-01-303.

Denominación	Torre absorbidora del gas hidrocarbonado
Tipo de plato	Anillos Rasching 50X50X5
Diámetro (m)	0,8
Altura total de la torre (m)	20,4
Altura de la cama empacada (m)	9,9
Total de camas empacadas	2
Espacio entre cama (m)	1,2
Caída de presión (kgf/cm ²)	0,5
Presión de trabajo (kgf/cm ²)	7
Presión de diseño (kgf/cm ²)	11
Temperatura fondo/tope (°C)	53/45
Caudal de amina (m ³ /h)	4,1

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 2.3. Características constructivas de la T-01-304.

Denominación	Torre absorbidora del gas hidrocarbonado
Tipo de plato	Anillos Rasching 50X50X5
Diámetro (m)	1,2
Altura total de la torre (m)	28,3
Altura de la cama empacada (m)	9,9
Total de camas empacadas	3
Espacio entre cama (m)	1,2
Caída de presión (kgf/cm ²)	0,2
Presión de trabajo (kgf/cm ²)	0,7
Presión de diseño (kgf/cm ²)	1,7
Temperatura fondo/tope (°C)	53/45
Caudal de amina (m ³ /h)	8,2

Fuente: Elaboración propia.

2.1.1.2. Sección de regeneración de aminas

La amina rica proveniente del separador B-01-06 es enviada al intercambiador carga/fondo E-02-801 donde se calentará intercambiando calor con la amina pobre proveniente del fondo de la torre de despojamiento T-02-801.

Tanto la corriente de amina rica como la de amina pobre pasan previamente por sendos filtros de canasto, V-02-804 y V-02-805 respectivamente, que tienen por función eliminar partículas sólidas relativamente grandes que puedan tapan al intercambiador y reducir así su eficiencia térmica como así también aumentar la pérdida de carga a través del equipo.

La utilización del intercambiador carga/fondo E-02-801 permite ahorrar gran parte de la energía requerida en el proceso, al utilizar la entalpía de la amina pobre proveniente de la torre de despojamiento que opera a temperaturas entre a los 120-125 °C.

El calentamiento de la amina rica en el E-02-801 está limitado sin embargo a valores menores de 110 °C para evitar que en las líneas de transferencia se produzca separación de parte del H₂S de la fase líquida.

La corriente de amina rica precalentada en el intercambiador carga/fondo E-02-801 ingresa a la torre de despojamiento T-02-801 en el tercer plato (contando desde arriba).

Los dos platos por encima de la alimentación son llamados platos de lavado ya que reciben la alimentación del condensado recuperado en el acumulador de reflujo luego de ser los gases de salida de la torre parcialmente condensados en el condensador de cabeza E-02-803. De esta manera, se reduce la pérdida de MDEA por la cabeza de la torre.

A medida que la amina rica desciende por los platos, se pone en contacto con vapores provenientes de la parte inferior, que son básicamente vapor de agua y H₂S en estado gaseoso.

La temperatura y el efecto de arrastre producido por el vapor de agua rompe la unión relativamente débil entre el H₂S y la amina, produciendo una solución de MDEA cada vez más pobre y una corriente ascendente de H₂S que finalmente abandona la torre por la parte superior.

El vapor de arrastre se genera enviando una fracción de la amina al intercambiador de fondo de la torre, E-02-802, que es del tipo placas soldadas, intercambiando con vapor saturado. La solución de amina ingresa por una de las caras y se produce la vaporización parcial del líquido. Se ha previsto que entre un 10 y un 15 % del caudal de alimentación al intercambiador se transformará en vapor. Este valor es el más aconsejable para lograr una buena transferencia de calor, como también una reducción en la densidad del fluido, que permita la circulación con velocidades apropiadas.

El vapor generado en el rehervidor E-02-802 provee el calor necesario para elevar la temperatura de la corriente descendente de amina rica, permitiendo así la reacción inversa a las producidas en las torres contactoras de amina y adicionando una acción mecánica de arrastre de los gases ácidos eliminados. Para asegurar una operación eficiente en la regeneración de la solución de amina, se debe mantener en la cabeza de la torre de despojamiento una relación de moles de vapor de agua a moles de gases ácidos de aproximadamente 7. Esta relación de moles se la denomina comúnmente como relación de reflujo, pero no debe confundirse con la definición tradicional en las operaciones de destilación.

Los gases de cabeza de la torre de despojamiento, esencialmente H_2S y vapor de agua, son enfriados en el condensador de cabeza E-02-803 que utiliza agua de enfriamiento. En este intercambiador, la mayor parte del vapor de agua es condensado.

El vapor de agua condensado se recupera en el acumulador de reflujo B-02-802 mientras que el H_2S gaseoso, saturado en agua a la temperatura y presión del equipo es derivado al sistema de antorcha de la refinería. El agua separada en el acumulador es enviada mediante las bombas de reflujo P-02-802/802R al primer plato de lavado de la torre de despojamiento T-02-801.

La solución de amina que abandona el plato inferior de la torre de despojamiento ingresa al rehervidor, donde se genera el vapor de agua que realiza la remoción del H_2S . La solución de amina regenerada, amina pobre, es enviada desde el rehervidor E-02-802 al intercambiador de carga/fondo E-02-801 y luego al tanque de almacenamiento de amina pobre D-02-801B.

La amina pobre del tanque de amina D-02-801B es bombeada por una de las bombas de circulación P-02-801/801R hacia el enfriador de amina E-02-804 que efectúa el enfriamiento final de la solución utilizando agua de enfriamiento.

El 20 % de esta corriente es enviada a un sistema de filtración, compuesto por un pre-filtro de partículas V-02-801, un filtro de carbón activado V-02-802 y un post-filtro V-02-803.

La filtración de la amina pobre tiene por objeto remover partículas sólidas suspendidas en la solución a fin de minimizar la posibilidad de formación de espuma. El filtro de carbón activado remueve hidrocarburos pesados que pueden acumularse en el sistema y que son también fuente probable de generación de espuma. El Post-Filtro tiene por objeto eliminar cualquier arrastre de carbón activado. Esta corriente de amina filtrada es mezclada con el resto del caudal de circulación de amina pobre antes de abandonar la unidad de regeneración.

La solución de MDEA 40 % en peso, regenerada para obtener una relación de moles de H₂S a moles de MDEA igual o menor a 0,002 abandona el límite de batería con una presión suficiente para alcanzar el acumulador de amina regenerada D-01-302 ubicado en la sección de hidrotratamiento de combustibles y disponible para ser usada en las torres contactoras T-01-302, T-01-303 y T-01-304.

A continuación se presenta la Tabla 2.4 que describe las características constructivas de la torre T-02-801.

Tabla 2.4. Características constructivas de la T-02-801.

Torre	T-02-801
Denominación	Torre regeneradora de amina
Tipo de plato	Tipo válvula
Diámetro (m)	1,1
Altura total de la torre (m)	2,4
Caída de presión (kgf/cm ²)	0,2
Presión de trabajo (kgf/cm ²)	0,5-0,6
Presión de diseño (kgf/cm ²)	0,8
Temperatura fondo/tope (°C)	125/112
Caudal de amina (m ³ /h)	42,1

Fuente: Elaboración propia.

En las siguientes tablas se pueden consultar los siguientes datos: la composición del gas hidrogenado fresco, comportamiento del H₂S a la entrada de cada absorbedor, especificaciones de calidad de los gases tratados, especificaciones de calidad en la unidad de regeneración y composición de los gases en cada absorbedor. Todos estos datos que permitirán realizar cálculos posteriores.

Tabla 2.5. Composición del gas hidrogenado fresco.

Composición del gas hidrogenado fresco (% volumétrico)	
Hidrógeno (H ₂)	75-90
Metano (C ₁)	8,8-3,5
Etano (C ₂)	7,8-3,2
Propano (C ₃)	6-2,4
Butanos (C ₄)	1,5-,6
Pentanos (C ₅)	0,3-0,1
Hexanos (C ₆)	0,6-0,2
Sulfuro de hidrógeno (H ₂ S)	0,05

Fuente: Elaboración propia

Tabla 2.6. Comportamiento del H₂S a la entrada de cada absorbedor.

Absorbedor	ppm H ₂ S (por diseño)	ppm H ₂ S (real)	Flujo H ₂ S en kg/h (por diseño)	Flujo total en kg/h (por diseño)
T-01--302	56 164	1 592	666	11 868
T-01-303	40 462	4 133	56	1 384
T-01-304	41 562	9 064	100	2 304

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 2.7. Especificaciones de calidad de los gases tratados.

	Contactadora T-01-302	Contactadora T-01-302	Contactadora T-01-302
Contenido H ₂ S ppm en peso	62	100	200

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 2.8. Especificaciones de calidad en la unidad de regeneración.

Concentración de amina (%)	40
Carga de amina rica (moles H ₂ S/mol amina)	0,172
Carga de amina pobre (moles H ₂ S/mol amina)	0,002
Sales Térmicamente Estable (%)	< 2,5
Sólidos Suspendidos Totales (ppm)	50-100
pH	7-9

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 2.9. Composición de los gases en cada absorbedor.

Entradas (E) y salidas (S)	Cálculo en %								ppm		ppm	
	H ₂	C ₁	C ₂	C ₃	IC ₄	NC ₄	IC ₅	NC ₅	H ₂ S Tudweiler	H ₂ S Draguer	Cl ₂ Draguer	
E a T-304	16,56	3,16	15,79	35,04	13,60	10,74	3,48	1,61	213 904,44	>200	0,0	
S de T-304	20,22	3,02	17,22	32,48	12,31	9,93	3,17	1,44	-	200	0,0	
E a T-303	90,67	3,55	2,61	2,37	0,47	0,26	0,03	0,035	54 202,74	>200	0,00	
S de T-303	82,01	3,52	5,19	5,25	1,70	1,34	0,49	0,47	-	47,5	0,00	
E a T-302	95,24	2,04	1,22	1,11	0,22	0,12	-	-	19 088,78	>200	0,00	
S de T-302	95,71	1,53	1,28	1,01	0,27	0,18	0,01	0,03	-	32,5	0,00	

Fuente: Elaboración propia.

Luego de haber realizado el análisis al caso de estudio es válido aclarar que todo el análisis va a estar enfocado en la torre T-01-304 por ser la torre que presenta mayores incumplimientos, condiciones más desfavorables y mayores concentraciones de H₂S según la Tabla 2.9.

En la Figura 2.2 se representa el diagrama heurístico correspondiente a la investigación que se desarrolló. De acuerdo con los resultados obtenidos se escogerá una vía u otra para dar solución a los problemas que se están presentando en la planta de forma general.

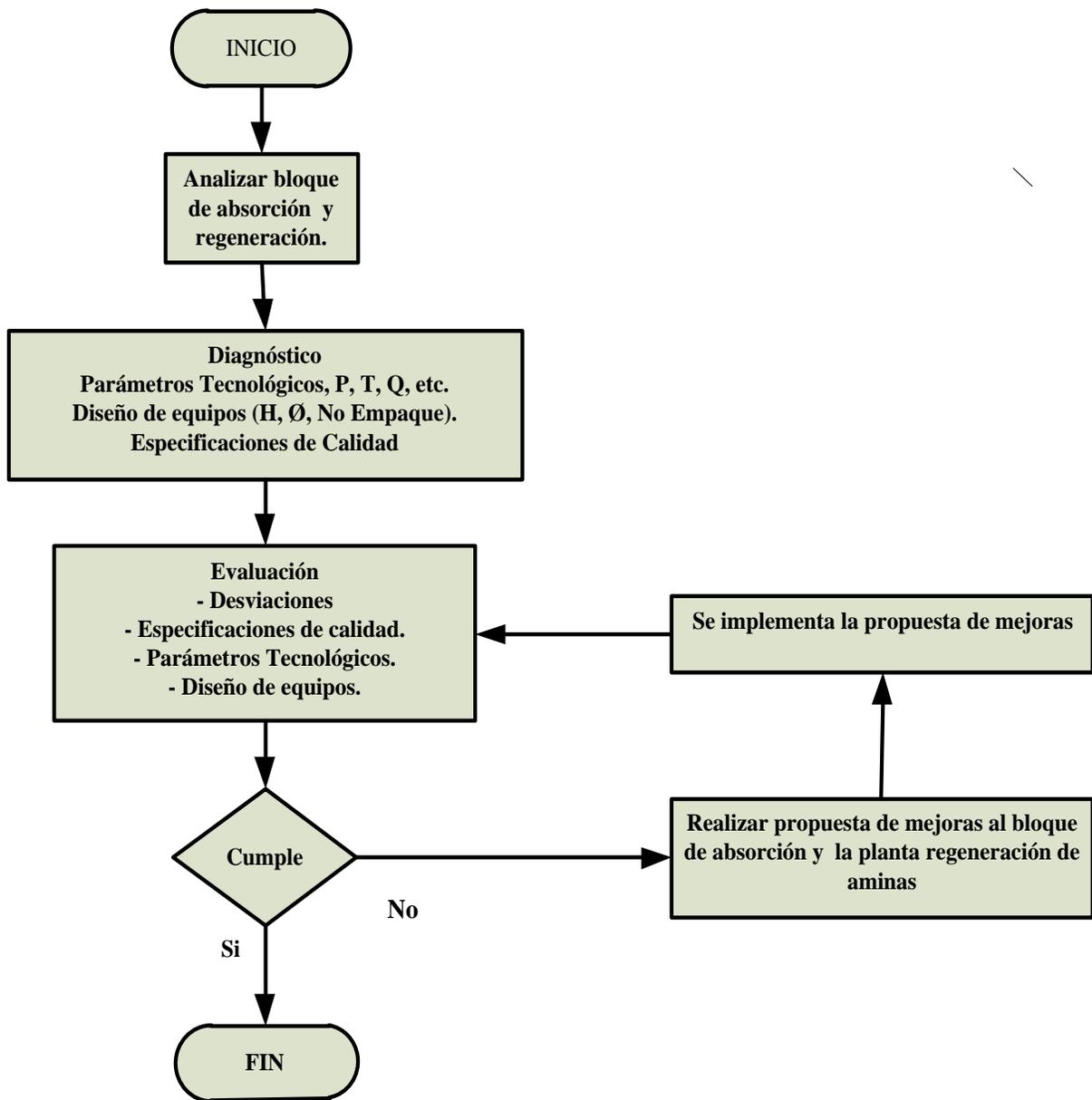


Fig. 2.2. Diagrama heurístico. **Fuente:** Elaboración propia.

2.2. Metodología para la evaluación de las desviaciones de parámetros tecnológicos e incumplimiento de especificaciones de calidad

La metodología utilizada para evaluar los parámetros tecnológicos y el incumplimiento de las especificaciones de calidad se va a realizar por varias vías:

1. Comparación con la carta tecnológica.
2. Determinación de la configuración geométrica de la T-01-304.
3. Procedimiento analítico.

2.2.1. Carta tecnológica

La carta tecnológica se utilizará para comparar los resultados obtenidos a través de las ecuaciones o por los análisis de laboratorio realizados para llegar a una conclusión y adoptar medidas en dependencia del resultado obtenido.

2.2.2. Determinación de la configuración geométrica de la T-01-304

Para la evaluación de la T-01-304 se tendrán en cuenta las nuevas condiciones operacionales sobre las cuales estará soportado el proceso de absorción en la misma. Estos resultados serán comparados con el diseño original en aras de determinar si el equipamiento utilizado está acorde con los requerimientos de la operación actual. Para ello se realizó la determinación de la configuración geométrica de este equipo que incluye calcular el diámetro, la altura total y el número de empaques de la columna, como parámetros esenciales que determinan la eficiencia de la operación de absorción.

Para ello hay que realizar los cálculos para adquirir las variables necesarias que permitan dicho cálculo.

Se calcula la máxima concentración de H_2S que se puede obtener en el disolvente a la salida de la columna ($x_{1\max}$):

$$y_1 = m * x_{1\max} \quad \text{Ec. 2.1}$$

$$x_{1\max} = \frac{y_1}{m} \quad \text{Ec. 2.2}$$

Donde:

y_1 : fracción molar de sulfuro de hidrógeno a la entrada de la torre.

m : es la pendiente de la línea de equilibrio.

Se calcula la masa molar del gas a la entrada de la columna por la siguiente expresión:

$$MM_g = y_1 * MM_{H_2S} + (1 - y_1) * MB_{\text{resto del gas}} \quad \text{Ec. 2.3}$$

Donde:

MM_{H_2S} : masa molar del sulfuro de hidrógeno (lb/lbmol).

$MB_{\text{resto del gas}}$: es la sumatoria de todas las masas molares, de los compuestos que se encuentran a la entrada de la torre, exceptuando el H_2S (lb/lbmol·h).

Se convirtió el flujo de gas de entrada de la columna que se encuentra en volumétrico porque para determinar la configuración geométrica de la torre los gráficos y las expresiones con los que se trabaja están en el sistema inglés. La siguiente expresión demuestra lo planteado:

$$G_1 = G_1 \left(\frac{m^3}{h} \right) * \rho \left(\frac{lb}{m^3} \right) * \frac{1}{MM_g \left(\frac{lb}{lbmol/h} \right)} \quad \text{Ec. 2.4}$$

Seguidamente se calcula el flujo de gas sin H_2S según la siguiente expresión:

$$G_S = G_1 * (1 - y) \quad \text{Ec. 2.5}$$

Donde:

G_S : flujo de gas sin sulfuro de hidrógeno (lbmol/h).

G_1 : flujo de gas acompañante del petróleo (lbmol/h).

La relación molar de H_2S máxima es:

$$X_{1\max} = \frac{x_{1\max}}{1 - x_{1\max}} \quad \text{Ec. 2.6}$$

Una vez calculada la máxima concentración de sulfuro de hidrógeno a la salida de la torre, se determina la cantidad mínima de disolvente ($L_{S\min}$) necesaria para llevar a cabo la operación de absorción.

La línea de operación de pendiente mínima es:

$$\left(\frac{L_S}{G_S} \right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_{1\max} - X_2} \quad \text{Ec. 2.7}$$

Por tanto, la cantidad de disolvente mínimo que se necesita se calcula por la siguiente expresión:

$$L_{S\min} = \left(\frac{Y_1 - Y_2}{X_{1\max} - X_2} \right) * G_S \quad \text{Ec. 2.8}$$

Donde:

Y_1 y Y_2 : relaciones molares del gas (sulfuro de hidrógeno) a la entrada y salida de la torre respectivamente.

X_2 : relación molar del sulfuro de hidrógeno en el líquido a la entrada de la torre.

Cuando ocurre la transferencia de masa llega un punto en donde ésta cesa por lo que la torre debe operar con un flujo de disolvente superior; por tanto:

El flujo de disolvente de operación según el criterio de Treybal (1999):

$$L_{S_{op}} = (1,5 \div 2) L_{S_{min}} \quad \text{Ec. 2.9}$$

La relación molar de solvente rico en sulfuro de hidrógeno:

$$X_1 = \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{L_{S_{op}}}{G_S}} + X_2 \quad \text{Ec. 2.10}$$

La fracción molar del sulfuro de hidrógeno en el solvente se obtiene de la siguiente expresión:

$$x_1 = \frac{X_1}{1 - X_1} \quad \text{Ec. 2.11}$$

El flujo de disolvente rico en sulfuro de hidrógeno se determina a partir de la siguiente ecuación:

$$L_{S_{op}} = L_1 * (1 - x_1) \quad \text{Ec. 2.12}$$

$$L_1 = \frac{L_{S_{op}}}{1 - x_1} \quad \text{Ec. 2.13}$$

El flujo de disolvente pobre en sulfuro de hidrógeno es:

$$L_2 = \frac{L_{S_{op}}}{1 - x_2} \quad \text{Ec. 2.14}$$

2.2.2.1. Diámetro de la torre

Los parámetros de operación deben tomarse en el lugar de la columna (tope o fondo), donde exista la mayor cantidad de flujo de líquido y gas. En este caso se toma para el fondo de la torre.

1. Calcular el valor de la abscisa.

$$\frac{L'}{G'} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad \text{Ec. 2.15}$$

Donde:

L' : flujo del líquido en el fondo de la torre (lb/h·ft²).

G' : flujo del gas en el fondo de la torre (lb/h·ft²).

ρ_g : densidad del gas (lb/ft³).

ρ_L : densidad del líquido (lb/ft³).

$$\frac{L'}{G'} = \frac{L_1}{G_1} \quad \text{Ec. 2.16}$$

Debido a que las velocidades del líquido y del gas se determinan como flujo másico entre el área de la sección transversal y como esta área es constante, se cumple la ecuación 2.16.

2. Obtener el valor de la ordenada, reorganizar la ecuación y calcular la velocidad másica superficial de inundación.

La velocidad másica superficial del gas bajo condiciones de inundación se obtiene al trabajar con la figura que se muestra en el anexo 6, la misma se utiliza para predecir las condiciones a las que ocurre la inundación de la columna. Esta figura muestra las curvas de caída de presión dentro del equipo y la curva de operación bajo las condiciones de inundación. Para trabajar con este gráfico, se entra con el eje de las abscisas que relaciona las velocidades másicas superficiales del líquido y del gas y las densidades de ambas corrientes, se sube hasta la curva de inundación para determinar el valor de la ordenada. De esta expresión, se determina la velocidad másica superficial del gas bajo condiciones de inundación (Treybal, 1999):

$$\frac{G_f^2 * C_f * \mu_L^{0,2}}{g_c * \rho_G * \rho_L} * \frac{\rho_W}{\rho_L} = \text{eje } y \quad \text{Ec. 2.17}$$

$$G_f = \sqrt{\frac{\text{eje } y * \rho_L * g_c * \rho_G * \rho_L}{\rho_W * C_f * \mu_L^{0,2}}} \quad \text{Ec. 2.18}$$

Donde:

G_f : velocidad másica de inundación (lb/h·ft²).

μ_L : viscosidad del líquido (cP).

ρ_w : densidad del agua (lb/ft³).

g_c : constante de conversión 4,18*10⁸ (lb·ft/lbf·h²).

3. Calcular la velocidad másica superficial que se obtiene a partir del siguiente criterio según Treybal (1999):

$$G_{op} = (0,6 \div 0,75) * G_f \quad \text{Ec. 2.19}$$

4. Calcular el área de la sección transversal.

$$A = \frac{G_1}{G_{ope}} \quad \text{Ec. 2.20}$$

Donde:

A: área de transferencia de la columna (ft²).

G₁: flujo másico del gas entrante (lb/h).

G_{ope}: velocidad másica superficial de operación (lb/ft²·h).

Por tanto el diámetro de una columna se dimensiona normalmente para operar a una velocidad del gas menor a la velocidad de inundación; el cual se determina de la siguiente manera:

$$D = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} \quad \text{Ec. 2.21}$$

2.2.2.2. Altura total de la torre

Para calcular la altura total de la columna se utiliza el criterio de Brown, G. G. et. al., (1965) que dice que la altura total de la columna será mayor que la calculada para el relleno y contempla:

1. Altura de empaque irrigado (Z₁).
2. Altura de relleno adicional para asegurar la distribución del líquido (Z₂ = 0,050 m).
3. Altura sobre el relleno para la separación del líquido que puede arrastrarse (Z₃ = 0,75 m).
4. Altura por debajo del relleno para introducir y distribuir el vapor y soporte para el relleno (Z₄ = 0,75 m).
5. Altura para lograr buena retención de líquido (Z₅ = 1 m).

La expresión para calcular la altura total de la columna es:

$$Z_T = Z_1 + Z_2 + Z_3 + Z_4 + Z_5 \quad \text{Ec. 2.22}$$

Altura del empaque irrigado (Z_1)

En este caso en donde la curva de equilibrio es recta y en el que se consideran las fases gaseosas y líquidas mediante los coeficientes globales; la altura del empaque se determinó por la siguiente ecuación:

$$Z_1 = N_{\text{TOG}} * H_{\text{TOG}} \quad \text{Ec. 2.23}$$

Donde:

Z_1 : altura de empaque irrigado (ft).

N_{TOG} : número de unidades de transferencia para la fase gaseosa (adimensional).

H_{TOG} : altura de una unidad de transferencia para la fase gaseosa (ft).

Para el número de unidades de transferencia de masa para la fase gaseosa (N_{TOG}) y altura de una unidad de transferencia para la fase gaseosa (H_{TOG}) se siguió la siguiente metodología:

1- Cálculo de N_{TOG} .

$$N_{\text{TOG}} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_M} \quad \text{Ec. 2.24}$$

Donde:

y_1 y y_2 : fracciones molares del gas que se calculan a partir de sus respectivas fracciones molares.

$(y - y^*)_M$: es la media logarítmica entre la composición del líquido y la composición en el equilibrio.

$$\bullet (y - y^*)_M = \frac{(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*)}{\ln\left(\frac{y_1 - y_1^*}{y_2 - y_2^*}\right)} \quad \text{Ec. 2.25}$$

Donde:

y_1^* , y_2^* : composiciones molares del gas en equilibrio.

Estas composiciones en el equilibrio se obtienen a partir de aplicar la Ley de Henry a nuestro sistema:

$$y^* = \frac{p^*}{P_T} = mx \quad \text{Ec. 2.26}$$

Donde P_T es la presión total del sistema y p^* es la presión parcial del H_2S que se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$p^*(\text{H}_2\text{S}) = H * x \quad \text{Ec. 2.27}$$

Donde H es la constante de Henry y x es la es la fracción molar del H₂S en el gas.

La solubilidad en este absorbedor depende de la presión parcial del H₂S y no de la presión en el sistema cuando trabaja a menos de 5 kgf/cm², cuanto más baja la presión parcial del H₂S es más soluble en la MDEA.

2- Cálculo de H_{TOG}.

$$H_{TOG} = \frac{\bar{G}}{K_{ya} \cdot (1-y^*)_M} \quad \text{Ec. 2.28}$$

Donde:

\bar{G} : flujo promedio piramidal de área de la sección transversal (lbmol/h·ft²).

K_{ya} : coeficiente global volumétrico de transferencia de masa referido al gas (lbmol/s·ft³).

$(1-y^*)_M$: promedio logarítmico.

$$\bullet \quad \bar{G} = \frac{G_1^0 + G_2^0}{2} \quad \text{Ec. 2.29}$$

$$G_1^0 = \frac{G_1}{A} \quad (\text{lbmol/h} \cdot \text{ft}^2) \quad \text{Ec. 2.30}$$

$$G_2^0 = \frac{G_S \cdot (1+y_2)}{A} \quad (\text{lbmol/h} \cdot \text{ft}^2) \quad \text{Ec. 2.31}$$

$$G_S = G_1 \cdot (1 - y_1) ; \text{ donde } G_S \text{ es el consumo molar (lbmol/h)} \quad \text{Ec. 2.32}$$

$$\bullet \quad (1 - y^*)_M = \frac{(1 - y^*)_{1M} + (1 - y^*)_{2M}}{2} \quad \text{Ec. 2.33}$$

$$(1 - y^*)_{1M} = \frac{(1 - y_1) - (1 - y_1^*)}{\ln\left(\frac{1 - y_1}{1 - y_1^*}\right)} \quad \text{Ec. 2.34}$$

$$(1 - y^*)_{2M} = \frac{(1 - y_2) - (1 - y_2^*)}{\ln\left(\frac{1 - y_2}{1 - y_2^*}\right)} \quad \text{Ec. 2.35}$$

2.2.2.3. Cálculo de la cantidad de unidades de empaque necesario y el peso de los mismos

Para calcular la cantidad de unidades de empaque necesario y el peso de los mismos; se calcula el volumen que ocupan los empaques dentro de la columna a partir de la siguiente expresión:

$$V = \frac{\pi d^2}{4} \cdot Z_1 \quad \text{Ec. 2.36}$$

Donde:

V: volumen que ocupa los empaques dentro de la columna (ft³).

d: diámetro de la columna (ft).

Z₁: altura del empaque irrigado (ft).

2.2.3. Determinaciones analíticas para la evaluación de la solución de amina

Los procedimientos analíticos para el seguimiento de la operación de la planta son: determinación de la concentración de amina, determinación de la carga de H₂S en las soluciones de amina, determinación de Sales Térmicamente Estables, determinación de la tendencia a la formación de espuma y del tiempo de ruptura en las soluciones de amina y determinación de Sólidos Suspendidos Totales; los cuales serán explicados detalladamente a continuación.

2.2.3.1. Determinación de la concentración de amina

Este método es utilizado para la determinación de la alcalinidad de una solución acuosa de MDEA utilizada en el tratamiento de gas ácido. Se presupone que la alcalinidad total es solamente debida a la presencia de MDEA.

$$\% \text{ peso de amina} = \frac{N \cdot A \cdot 11,92}{g} \quad \text{Ec. 2.37}$$

Donde:

N: normalidad del ácido utilizado.

A: mL de ácido utilizado.

g: peso de la muestra (g).

2.2.3.2. Determinación de la carga de H₂S en las soluciones de amina

Este método es adecuado para la determinación de sulfuro de hidrógeno en soluciones de MDEA y consiste en la titulación de una solución acidificada con solución valorada de tiosulfato de sodio (Na₂S₂O₃).

$$\text{Contenido del \% H}_2\text{S} = \frac{0,17 \cdot (25 - V)}{W} \quad \text{Ec. 2.38}$$

Donde:

0,17: peso molecular del H₂S/200.

25: mL de yodo usados.

V: mL de Na₂S₂O₃ usados para titular la muestra.

W: peso de la muestra en gramos.

$$\text{Carga de H}_2\text{S en la solución de amina} = \frac{\text{moles H}_2\text{S}}{\text{moles MDEA}} = \frac{\% \text{ H}_2\text{S} * 3,498}{\text{MDEA \% peso}} \quad \text{Ec. 2.39}$$

Donde: MDEA % peso, es el valor obtenido por la ecuación 2.37 sobre la misma muestra.

2.2.3.3. Determinación de Sales Térmicamente Estables

Este método es utilizado para la determinación de Sales Térmicamente Estables de Amina en la solución de Amina utilizada en el tratamiento del gas.

$$\% \text{ peso HSAS} = \frac{V * N * 100}{g * 1000 * f} \quad \text{Ec. 2.40}$$

Donde:

V: volumen de NaOH (mL).

N: normalidad del NaOH.

g: peso de muestra (g).

f: peso neto del punto 1 / peso neto del punto 2.

2.2.3.4. Determinación de la tendencia a la formación de espuma y del tiempo de ruptura en las soluciones de amina

Cuando las soluciones utilizadas en el tratamiento de gases se contaminan con algunos ácidos orgánicos y/o con sólidos suspendidos, pueden desarrollar una tendencia a la formación de espuma. Esta tendencia se puede determinar cuantitativamente midiendo la altura de la espuma formada y el tiempo en que esta colapsa. Este análisis se realiza de modo experimental y según lo obtenido se compara con las siguientes condiciones:

Tabla 2.10. Tendencia a espumar

Tendencia a espumar	Volumen de espuma (mL)	Tiempo de ruptura (s)
Ninguna	0-12,5	<5
Leva	12,5-62	5-20
Moderada	62-125	20-30
Severa	>125	>30

Fuente: Elaboración propia.

En la valoración del resultado hay que tener en cuenta la temperatura del análisis porque esta puede influir en la determinación de los valores de la altura de la espuma y su tiempo de permanencia.

2.2.3.5. Determinación de Sólidos Suspendidos Totales (SST)

Este método es utilizado para la determinación de sólidos suspendidos en la solución acuosa de amina. El intervalo para la determinación comprende de 4-20000 mg/L.

$$\text{ppm SST} = \frac{1000 * (P_1 - P_0)}{M} \quad \text{Ec. 2.41}$$

Donde:

P₀: peso del filtro antes de la filtración (mg).

P₁: peso del filtro después de la filtración (mg).

M: peso muestra (g).

Conclusiones parciales

- 1- La caracterización de la unidad objeto de estudio permitió conocer las variables operacionales más influyentes así como el comportamiento de cada una de ellas permitiendo que la investigación se centrara en las áreas de mayor incumplimiento de especificaciones de calidad del producto.
- 2- Se determinó la metodología para la evaluación de la T-01-304 y la solución de amina que es donde se dieron los incumplimientos de los parámetros tecnológicos del proceso.



Capitulo 3

CAPÍTULO 3. DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS

En este capítulo se desarrolla la metodología para la evaluación de las desviaciones de parámetros tecnológicos e incumplimiento de especificaciones de calidad la cual fue aplicada con la ayuda de las ecuaciones antes expuestas. Fueron establecidas tres vías para el desarrollo de dicha metodología. Finalmente se presentan las propuestas de mejora.

3.1. Desarrollo de la metodología para la evaluación de las desviaciones de parámetros tecnológicos e incumplimiento de especificaciones de calidad

Como se expuso en el capítulo 2 los resultados de este capítulo solo son referidos al absorbedor T-01-304 y la solución de amina tratada en el proceso de regeneración por tener estos sistemas la mayor carga de contaminante de H_2S . Las medidas que se propondrán en este trabajo para mejorar la calidad de la MDEA y la calidad del proceso de regeneración de la solución repercutirán en los demás absorbedores T-01-302 y T-01-303 pues el sistema de tratamiento y la amina es común para todo el sistema de absorción.

3.1.1. Determinación de la configuración geométrica de la T-01-304

En la Figura 3.1 se representa un esquema de la columna de absorción con los diferentes flujos de entrada y salida y con la composición del compuesto que se quiere eliminar.

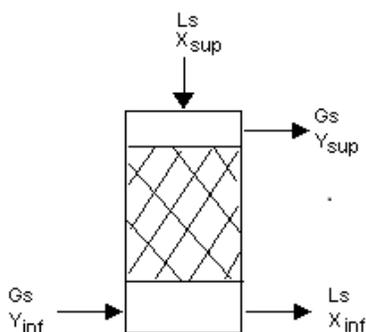


Fig. 3.1. Esquema de una columna de absorción. **Fuente:** Elaboración propia.

Donde:

G_s y L_s : consumos máxicos o molares del gas y el líquido inerte.

Y y X : composiciones relativas, los subíndices indican los extremos del equipo (figura 3.1).

En la Tabla 3.1 se presentan los valores que se utilizaron para la determinación de la configuración geométrica de la torre.

Tabla 3.1. Datos para la determinación de la configuración geométrica de la torre.

Parámetros	Gas	Parámetros	MDEA
G_1 (m ³ /h)	636,29	L_1	
G_2 (m ³ /h)		L_2	
y_1	0,1008	x_1	
y_2	0,000303	x_2	0,007
Y_1	0,073	X_1	
Y_2	0,000200	X_2	0,007

Fuente: Elaboración propia.

En el anexo 3 y 4 se presentan las masas molares de los compuestos y las propiedades físicas de los fluidos y para las condiciones de operación antes mencionadas, respectivamente. Desarrollando la metodología expuesta en el Capítulo 2 para el caso de estudio se lograron los siguientes resultados:

La máxima concentración de H₂S que se puede obtener en el disolvente a la salida de la columna se obtuvo a partir de la ecuación 2.2

$$x_{1\max} = 0,4893$$

La masa molar del gas a la entrada de la columna se determinó por la expresión 2.3

$$MM_g = 21,93 \text{ lb/lbmol}$$

El flujo de gas de entrada de la columna es:

$$G_1 = 75,43 \text{ lbmol/h} = 1654,18 \text{ lb/h}$$

El flujo de gas sin H₂S según la expresión 2.5 es:

$$G_S = 67,82 \text{ lbmol/h}$$

La relación molar de H₂S máxima es:

$$X_{1\max} = \frac{x_{1\max}}{1 - x_{1\max}} = 0,9581$$

La cantidad de disolvente mínimo que se necesita se calcula por la ecuación 2.8:

$$L_{S\min} = 5,17 \text{ lbmol/h}$$

El flujo de disolvente de operación según la ecuación 2.9 es:

$$L_{S\text{op}} = 10,34 \text{ lbmol/h}$$

La relación molar de solvente rico en sulfuro de hidrógeno se obtiene a partir de la ecuación 2.10:

$$X_1 = 0,4923$$

La fracción molar del sulfuro de hidrógeno en el solvente se obtiene de la siguiente expresión:

$$x_1 = \frac{X_1}{1 - X_1} = 0,328$$

El flujo de disolvente rico en sulfuro de hidrógeno se determina a partir de la ecuación 2.13:

$$L_1 = 15,43 \text{ lbmol/h}$$

El flujo de disolvente pobre en sulfuro de hidrógeno según la ecuación 2.14 es:

$$L_2 = 10,44 \text{ lbmol/h}$$

Después de calcular las variables necesarias para la determinación de la configuración geométrica de la torre estamos en condiciones de iniciar su evaluación.

3.1.1.1. Cálculo del diámetro de la columna

Se calcula con el empaque original de la torre anillos Rasching cerámica de 2 pulgadas de tamaño nominal, al que le corresponde un valor de $C_f = 65 \text{ m}^2/\text{m}^3$ (Anexo 6).

1- El valor de la abscisa se determina por la ecuación 2.15:

$$\frac{L'}{G'} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} = 0,0105$$

2- El valor de la ordenada se obtiene del anexo 5:

$$\frac{G_f^2 * C_f * \mu_L^{0,2}}{g_c * \rho_G * \rho_L} * \frac{\rho_W}{\rho_L} = 0,145$$

Por la ecuación 2.18 se determinó que:

$$G_f = 2\,624,68 \text{ lb/ft}^2\text{h}$$

3- La velocidad másica superficial de operación se obtiene de la ecuación 2.19:

$$G_{ope} = 1\,837,28 \text{ lb/ft}^2\text{h}$$

4- El área transversal de la columna se determina por la ecuación 2.20:

$$A = 0,90 \text{ ft}^2 = 0,0836 \text{ m}^2$$

Por tanto el diámetro de la columna se determina por la ecuación 2.21:

$$D = 1,05 \text{ ft} = 0,32 \text{ m.}$$

3.1.2. Determinaciones analíticas para la evaluación de la solución de amina.

La planta está diseñada para operar con una disolución al 40 % de concentración pero ésta varía por el resultado de las reacciones, por dilución, por paradas, entre otros factores y que llevar un control de ella es muy importante. Haciendo uso de las ecuaciones 2.37, 2.38, 2.40 y 2.41 se obtuvieron los siguientes resultados.

Tabla 3.2. Resultados obtenidos para la evaluación de la solución de amina.

Fecha	Concentración de MDEA (ppm)	Contenido de H ₂ S (ppm)	Sólidos Suspendidos Totales (SST) (ppm)	Sales Térmicamente Estable (ppm)	Tendencia a la formación de espuma
10/02/2019	41,16	0,008			moderada
10/02/2019	40,93	0,01			
11/02/2019	41,26	0,0106	93,26	0,58	leve
11/02/2019	41,47	0,0098	89,19	0,56	moderada
11/02/2019	41,12	0,0095			
12/02/2019	41,73	0,0066			
12/02/2019		0,0068			
12/02/2019	41,38	0,0058			
13/02/2019	45,72	0,006			
13/02/2019	45,8	0,0068			leve
14/02/2019	44,25	0,0061			
14/02/2019	48,56				
14/02/2019					
14/02/2019	44,17	0,006			moderada
15/02/2019	45,8	0,006			
15/02/2019	47,41	0,006			leve
15/02/2019	47,87	0,0067			
16/02/2019	47,19	0,0011			
16/02/2019	46,47	0,0007			
16/02/2019	46,31	0,001			
17/02/2019	44,18	0,0009			
17/02/2019	44,14	0,0011			
18/02/2019	43,16	0,0011			
18/02/2019	43,6	0,0012			
19/02/2019	42,97	0,0011			
19/02/2019	44,05	0,0011			
20/02/2019	42,25	0,0014			leve

Fuente: Elaboración propia.

La tabla anterior muestra el comportamiento de la solución de amina que tuvo del 10 al 20 de febrero. Los valores destacados en rojo significan que se produjo el incumplimiento de especificaciones por colapso de la amina pues está desde el 2012 en el sistema, optándose por la opción de la recuperación.

3.2. Análisis de los resultados obtenidos y propuesta de mejoras

Después de haber desarrollado la metodología correspondiente a la investigación se realizó el análisis de los resultados obtenidos por dicha metodología y a partir de éstos se dieron las propuestas de mejoras. A continuación se explicará detalladamente lo explicado.

3.2.1. Determinación de la configuración geométrica de la T-01-304

Después de haber calculado el diámetro de la torre obtenido a partir de la metodología expuesta estamos en condiciones de compararla con la carta tecnológica. La carta tecnológica expresa que el diámetro de la torre es de 1,2 m mientras que el valor del diámetro obtenido por la metodología es de 0,32 m, este valor es menor que el del diseño original de la torre.

Una vez calculado el diámetro de la columna se debe comprobar si el relleno es el correcto para garantizar buena distribución de líquido dentro de la columna. Esta comprobación se basa en la relación existente entre el diámetro del relleno seleccionado (D_p) y el diámetro de la columna (D_T); por lo que debe cumplirse la siguiente relación:

$$\frac{1}{30} < \frac{D_p}{D_T} < \frac{1}{8} \quad \text{Ec. 3.1}$$

$$0,033 < 0,15875 < 0,125$$

No se cumple la relación para una buena distribución del líquido por lo que hay presencia de una canalización. Este es el principal problema de funcionamiento de las torres porque no se logra una adecuada relación afectando el contacto interno entre gas-líquido y por tanto es insuficiente la remoción del contaminante ya que se producen canales preferenciales y una buena parte del relleno no es suficientemente mojado y no actúa como superficie de intercambio. Además la torre trabaja al 60 % de su capacidad en las condiciones actuales lo que ocasiona que no exista una buena inundación impidiendo su correcto funcionamiento. Basándonos en este cálculo y la teoría explicada podemos llegar a la conclusión de que no es necesario determinar la altura de la torre pues se demuestra que está siendo ineficiente.

Si comprobamos la relación para un relleno de 1,5 in utilizando el mismo diámetro, obtenemos que:

$0,033 < 0,1190 < 0,125$. Se cumple la relación, lográndose buena distribución del líquido en el empaque. Por tanto se propone una torre de menor diámetro (0,32 m) y rellenos de 1,5 in anillos Rasching; de lo contrario la torre seguirá trabajando de manera ineficiente.

De forma general los resultados distan unos de otros. Las principales causas pueden ser el hecho de que la torre y, de forma general, la planta fueron diseñadas para unas condiciones de operación que no son las que se aplican hoy, ya expuestas en la descripción del caso de estudio en el capítulo 2. Otro factor a considerar es que no hay información de cuál fue la metodología que se utilizó para el diseño de este equipo y por tanto las consideraciones que se utilizaron podrían no ser las correctas para la comparación.

3.2.2. Determinaciones analíticas para la evaluación de la solución de amina

Debido a que se produjo el incumplimiento de especificaciones en todos los absorbedores de la unidad de HDS en materia de contenido de H_2S en el gas dulce y de carga ácida en la amina pobre, teniendo en común la solución de amina MDEA, provocando que el HDS saliera de línea del sistema de endulzamiento de gases es de vital importancia el rescate y la revalorización de la solución de amina; para ello se calculó el volumen específico de la solución en el sistema, la frecuencia de limpieza de la solución, se determinó la concentración de las impurezas en el sistema, la eficiencia operativa de todos los equipos, entre otros aspectos que fueron tratados. A continuación se desarrolla dicha metodología:

En las siguientes tablas se presentan los valores que se utilizaron para el desarrollo de la evaluación y rescate de la solución de amina.

Tabla 3.3. Datos para el rescate y la revalorización de la solución de amina.

Parámetros	Valores
V (m^3)	42,3
Q (m^3/h)	1341,45
q (m^3/h)	0,031

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.4. Concentración de impurezas en el gas entrante C₁.

Absorbedores	ppm	ppm H ₂ S (%)
T-01-302	13034,4	12
T-01-303	33484,5	31
T-01-304	61388,2	57
Total	107907	100

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.5. Cantidad de ppm de gas dulce por proyecto y real.

Absorbedores	H ₂ S gas dulce de proyecto (ppm)	H ₂ S gas dulce real (ppm)
T-01-302	60	20
T-01-303	100	30
T-01-304	200	180

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.6. Cantidad de ppm por cada tipo de partículas.

Tipo de partículas	Cantidad de ppm
Fe ₂ S	60
Hidrocarburos	600
Inhibidores de corrosión	30

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.7. Datos en los filtros y de la regeneradora.

Equipos	ppm SST por proyecto	ppm real	mol H ₂ S/mol MDEA por proyecto	mol H ₂ S/mol MDEA por real
Filtro	100	154,86	-	
Regeneradora	-	-	0,002	0,0098

Fuente: Elaboración propia.

3.2.2.1. Cálculo del volumen específico de la solución en el sistema

$$v = \frac{V}{Q} \quad \text{Ec. 3.2}$$

Dónde:

v: volumen específico de la solución en el sistema (m³ de MDEA/m³ de gas en el sistema).

V: volumen de la solución (m³).

Q: caudal de gas purificado en condiciones estándar (m³/h).

A partir de la ecuación anterior se obtiene que:

$v = 0,031 \text{ m}^3 \text{ de MDEA/m}^3 \text{ de gas en el sistema.}$

3.2.2.2. Cálculo de la frecuencia de limpieza de la solución

$$K = \frac{q}{v} \quad \text{Ec. 3.3}$$

Donde:

K: frecuencia de limpieza de la solución (días).

q: flujo de la solución en limpieza (m^3/h).

Al trabajar con la ecuación antes planteada se obtiene que:

$$K = 258,06 \text{ h} = 10,7 \text{ días} = 11 \text{ días}$$

En la práctica la frecuencia de cambio de filtros ha sido como media de 32 días, mientras que este cálculo plantea que deben ser cambiados cada 11 días para mantener bajos los niveles de sólidos y cabe esperar que pueda llegar a frecuencia de 5 días.

3.2.2.3. Cálculo de la concentración total de impurezas

La concentración de impurezas en el sistema se determina mediante la extracción repetida de la solución y la eficacia de la limpieza. Se introducen dos parámetros para el análisis de la dinámica de la acumulación de impurezas dentro del circuito de recirculación siendo: la concentración total de impurezas que se aplica a 1 m^3 de gas limpio y la eficiencia operativa total de los tipos de equipos instalados secuencialmente. La concentración total de impurezas se determina a partir de la siguiente ecuación:

$$\Sigma C = C_1 * \eta + C_2 \quad \text{Ec. 3.4}$$

Donde:

ΣC : concentración total de impurezas.

C_1 : concentración de impurezas en el gas suministrado para el endulzamiento (g/m^3) y se obtiene de la Tabla 3.4.

C_2 : concentración de impurezas que se forman en el sistema (g/m^3).

η : eficiencia de recolección de impurezas en los absorbedores.

- La eficiencia de recolección de impurezas en los absorbedores (η) es la siguiente:

$$\eta = \frac{\text{H}_2\text{S gas dulce de proyecto}}{\text{H}_2\text{S gas dulce real}} * 100 \quad \text{Ec. 3.5}$$

$$\eta_{T-01-302} = \frac{60 \text{ ppm}}{20 \text{ ppm}} * 100 = 300 \%$$

$$\eta_{T-01-303} = \frac{100 \text{ ppm}}{30 \text{ ppm}} * 100 = 333 \%$$

$$\eta_{T-01-304} = \frac{200 \text{ ppm}}{180 \text{ ppm}} * 100 = 111,1 \%$$

Se realizó un promedio entre estas tres eficiencias; obteniendo que:

$$\eta = \frac{\eta_{T-01-302} + \eta_{T-01-303} + \eta_{T-01-304}}{3} = 67 \%$$

- La concentración de impurezas que se forman en el sistema (C_2) se calcula por la siguiente ecuación:

$$C_2 = \text{ppm Fe}_2\text{S} + \text{ppm hidrocarburos} + \text{ppm inhibidor de corrosión} \quad \text{Ec. 3.6}$$

$$C_2 = 690 \text{ ppm.}$$

Por tanto la concentración total de impurezas se obtuvo a partir de la ecuación 3.3

$$\Sigma C = C_1 * \eta + C_2 = 72\,987,69 \text{ ppm para } 1\text{m}^3 \text{ de gas.}$$

Entonces para $1\,341,45 \text{ m}^3$ de gas sería: $\Sigma C = 72\,987,69 \text{ ppm} * 1\,341,45 \text{ m}^3 = 97\,909\,336,75$ ppm de impurezas en el sistema.

3.2.2.4. Cálculo de la eficiencia operativa de todos los equipos instalados

$$\Sigma E = 1 - [(1 - E_1) * (1 - E_2) * (1 - E_3)] \quad \text{Ec. 3.7}$$

Donde:

E_1 : eficiencia en los absorbedores.

E_2 : eficiencia en los filtros.

E_3 : eficiencia en la regeneradora.

$$E_{\text{filtros}} = \frac{\text{ppm SST proyecto}}{\text{ppm real}} * 100 = 64,57 \% \quad \text{Ec. 3.8}$$

$$E_{\text{regeneradora}} = \frac{\text{mol H}_2\text{S/molMDEA,proyecto}}{\text{mol H}_2\text{S/molMDEA}} * 100 = 20 \% \quad \text{Ec. 3.9}$$

Por tanto la eficiencia operativa de todos los equipos instalados fue calculada a partir de la ecuación 3.6:

$$\Sigma E = 1 - [(1 - E_1) * (1 - E_2) * (1 - E_3)] = 90 \%$$

3.2.2.5. Cálculo de la acumulación de impurezas en el sistema

Esta ecuación permite analizar cualquier sistema de circuito cerrado

$$P_T = P_0 * e^{-K_T * \Sigma E} + \frac{\eta * \Sigma C * (1 - e^{-K_T * \Sigma E})}{v * K * \Sigma E} \quad \text{Ec. 3.10}$$

Dónde:

P_T : concentración de impurezas en un tiempo t (g/l).

P_0 : concentración inicial de impurezas (g/l).

t : tiempo

En este caso el tiempo $t \rightarrow \infty$ la concentración de impurezas aumenta continuamente en proporción al tiempo y la concentración de impurezas que ingresan en el sistema. Para los sistemas que proporcionan una limpieza estable de una parte de la solución recirculante $k * E \rightarrow \infty$; por tanto la concentración de las impurezas cuando $t \rightarrow \infty$, se define por la ecuación:

$$P_T = \frac{\Sigma C}{v * K * E} \quad \text{Ec. 3.11}$$

$P_T = 9\,965,99$ ppm de impurezas en el sistema.

La planta se sometió a un proceso continuo en caliente y luego en frío, donde se comprobó el flujo volumétrico de amina y el número de cartucho. Lo antes expuesto se demuestra a continuación:

- Se comprobó el flujo volumétrico de amina que pasa por el sistema de filtración:

$$V_{\text{am. sf}} = \frac{n * V_{\text{am}}}{100} = 8,46 \text{ m}^3/\text{h} \quad \text{Ec. 3.12}$$

Donde:

V am. sf: flujo volumétrico de amina en el sistema de filtración (m³ /h).

n: flujo volumétrico de amina recomendado para el sistema de filtración (%).

Vam: flujo volumétrico de amina en el sistema total (m³ /h).

- Se comprobó el número de cartuchos en el sistema de filtración:

$$N_{\text{cartuchos}} = \frac{V_{\text{am.sf}}}{V_{\text{cart}}} = 10,575 \text{ filtros} = 11 \text{ filtros.} \quad \text{Ec. 3.13}$$

Donde:

N cartuchos: número de cartuchos necesarios en el sistema de filtración.

Vam.sf: flujo volumétrico de amina en el sistema de filtración (m³/h).

Vcart: volumen de filtración de un cartucho.

Tabla 3.8. Resultados obtenidos después de someter a la planta a un proceso en caliente y luego en frío.

Fecha	Concentración de MDEA (ppm)	Contenido de H ₂ S (ppm)	Sólidos Suspendedos Totales (SST) (ppm)	Sales Térmicamente Estable (ppm)	Tendencia a la formación de espuma
18/04/2019	36,57	0,001	88,4	0,46	Leve
18/04/2019	35,42	0,0009			
19/04/2019	34,72	0,0009			Leve
19/04/2019			86,33		
19/04/2019	40,6		94,6		
20/04/2019	41,59	0,0007			
20/04/2019	41,27	0,0007	83,93		
21/04/2019	41,41	0,0007	89,19		
21/04/2019	41,12	0,0007	91,96		
15/05/2019	41,27	0,0006	91,74		
16/05/2019	41,78	0,0014	1,5	0,39	Ninguna
16/05/2019	41,82	0,0009	5,29		Ninguna
17/05/2019			12,41		

Fuente: Elaboración propia.

Con este proceso continuo en caliente y luego en frío se logró la filtración de la solución hasta valores de garantía de 1 ppm, aspecto favorecido por la no entrada de gas agrio y se logró disminuir los SST hasta 1,5 ppm.

Se requiere de una adecuada atención al sistema de tratamiento del 20 % , de no atenderse se genera suficiente volumen de espuma para generar perturbaciones, lo que ratifica que al bajar la tensión superficial influenciado por la adición no controlada de inhibidor de corrosión, las altas temperaturas, las altas concentraciones de los contaminantes requieren la adición controlada de antiespumante para lograr la ruptura de la espuma que inhibe la transferencia de masa en los absorbedores fundamentalmente. El filtro carbón activado debe ser supervisado y de presentar problemas de ineficiencia puede remplazarse.

Propuesta de mejoras

1. Posibilidad del cambio de la torre T-01-304 por una de menor diámetro.
2. Metodología de cálculo y cuantificación de partículas en la solución de amina descubriendo el origen de ellas lo que permite trabajar en las causas de la formación de espuma.
 - Metodología de cálculo para la reposición de los filtros de cartucho cada 11 en función de los Sólidos Suspendidos Totales.
 - Evaluación de la eficiencia de los equipos de absorción.
 - Método de trabajo en caliente y luego en frío de la planta de regeneración de aminas.

Conclusiones parciales

- 1- Uno de los principales problemas que afecta el funcionamiento óptimo de la torre es que ella trabaja al 60 % de su capacidad pues en las condiciones actuales la refinería no procesa el crudo para la cual la torre fue diseñada.
- 2- La solución de amina deber ser rescatada y tratada a las mejores condiciones para que posibilite un mejor funcionamiento en los absorbedores y en la planta de forma general.



Conclusiones

CONCLUSIONES

1. Con el análisis bibliográfico se comprobó que en los procesos de endulzamiento de gases y de regeneración de aminas los parámetros más importantes son: la presión, la concentración de amina, la temperatura en el proceso de absorción y la temperatura en el proceso de regeneración.
2. Se desarrolló la metodología para la mejora del proceso de remoción de H_2S en la sección de absorción y regeneración de aminas.
3. Para cumplir con las especificaciones de calidad del proceso se presenta como propuesta de mejora trabajar con una torre de absorción de menor diámetro, una vigilancia de los procesos tecnológicos y el rescate de la solución de amina.



Recomendaciones

RECOMENDACIONES

1. Implementar las propuestas de mejoras que se presentaron en el trabajo.



Bibliografia

BOBLOGRAFÍA

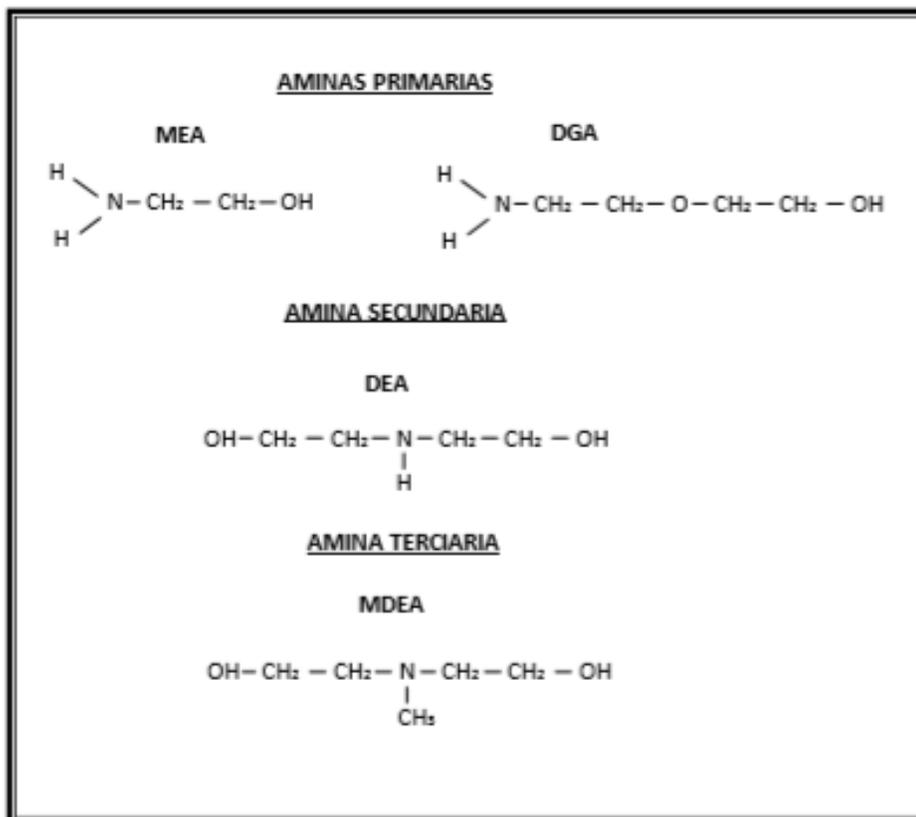
- Abedinzadegan Abdi, M., & Meisen, A. (s.f.). Problems, Review of Research Achievements, Recovery Techniques. *Amine Degradation*
- Alba Reyes, Y. (2010). *Diseño de un sistema para la remoción del H₂S proveniente de la hrofinación de diésel*. (Trabajo de diploma), Universida Central "Marta Abreu" de las Villas.
- Alexandri Rionda, R., Guerrero Gutiérrez, L. G., & Rodríguez Bolaños, F. (2016). *Prospectiva de petróleo crudo y petrolíferos*.
- Barbosa, A., & Vega, A. (2014). Hidrodesulfuración de crudos de petróleo: base para el mejoramiento de combustibles. *Red de Revistas Científicas de América Latina, el Caribe*, 5.
- Casiano Flores, O. (2011). *Selección de endulzamiento en plataforma y disposición de los contaminantes*. (Tesis de grado), Escuela superior de Ingeniería Química e industrias extractivas, D.F, México.
- Cortés Martínez, R. (2016). Propuesta de mejora tecnológica en la producción y recuperación de azufre de la refinería de petróleo. (Trabajo de diploma), Universidad de Cienfuegos Carlos Rafael Rodríguez. Cienfuegos. Cuba.
- Cummings, A. L., Smith, G. D., & Nelsen, D. K. (2007). *Advances in amine reclaiming - why there's no excuse to operate a dirty amine system*.
- Díaz Pérez, Y. (2010). Análisis de alternativas tecnológicas para la eliminación del H₂S de la corriente de gas combustible. (Trabajo de diploma), Universidad Central Marta Abreus de Las Villas.
- Díaz Piñón, M. *Eliminación del sulfuro de hidrógeno en el biogás*.
- Gamero Díaz, M. V. (2012). *Estudio de optimización de planta de amina existente usando un software de simulación*. (Tesis de grado), Universidad Nacional de Ingeniería, Lima, Perú.
- García Álvarez, F. J. (2019). *Evaluación de la torre regeneradora de aminas de Refinería Cienfuegos S.A ante cambios en los parámetros operacionales para integrarla al proceso Claus*. (Trabajo de diploma), Universidad de Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez", Cienfuegos, Cuba.
- Gracia Fadrique, J. (2014). ¿Qué es la espuma? *Revista digital Univeritaria*, 15, 1-4.

- Hampton, J., & Weismantel, G. (s.f.). *Filtración de aminas. Petroleum Technology Quarterly*.
- Haws, R. (2016). *Contaminants in Amine Gas Treating*.
- Jara, W. (2016). *Tratamiento y Procesamiento del Crudo y del Gas Natural*.
- Kohl, A. L., & Richard, B. (1997). *Gas purification (Quinta edición ed.)*. Houston, Texas, E.U.A: Gulf Publishing Company.
- Marroig Martínez, G. (2015). *Unidad de separación de gases ácidos en la planta Gorgon Ling*. (Tesis de grado), Escuela técnica superior de ingenieros de minas y energía, Barrow Island, Australia.
- Morales-Mora, M. (2012). *Metodología de evaluación ambiental y económica de proyectos petroquímicos mediante el análisis del ciclo de vida y modelo de eco-costos*. (Trabajo de diploma). Universidad central "MARTA ABREU" de las Villas., Santa Clara, CUBA.
- Nešić, S., & Sun, W. (2011). *Un modelo mecanicista de corrosión uniforme del sulfuro de hidrógeno/ dióxido de carbono en el acero dulce*
- Ortega Viera, L., Rodríguez Muñoz, S., Fernández Santana, E., & Bárcenas Pérez, L. (2015). *Principales métodos para la desulfuración del biogás Ingeniería Hidráulica y ambiental*.
- Ortiz Zepeda, R. K. (2012). *Diseño de un permutador de calor para optimizar eliminación de H₂S en la sección de DEA*. D.F, México: Escuela superior de ingeniería química e industrias extractivas.
- Pérez, D. (2010). *Diseño de un sistema para la remoción de H₂S proveniente de de la Hidrofinadora de diésel*.
- Pino Morales, F. (s.f.). *Endulzamiento del Gas Natural*. Maturín, Monagas, Venezuela: Universidad de Oriente. Núcleo Monagas
- Pino Sabido, Y. (2010). *Diseño preliminar de una planta química para separar el sulfuro de hidrógeno del gas acompañante del petróleo*. (Trabajo de Diploma), Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos" Matanzas.
- Sáez Sáez, A. S. (2015). *Diseño de una planta de aminas para tratamiento de la corriente de hidrocarburos gaseosa procedente del reactor catalítico de lecho fluidizado (FCC) en refinería*. (Tesis de grado), Universidad de Cádiz.
- Treybal, R. E. (1999). *Operaciones de Transferencia de Masa*. Estados Unidos.

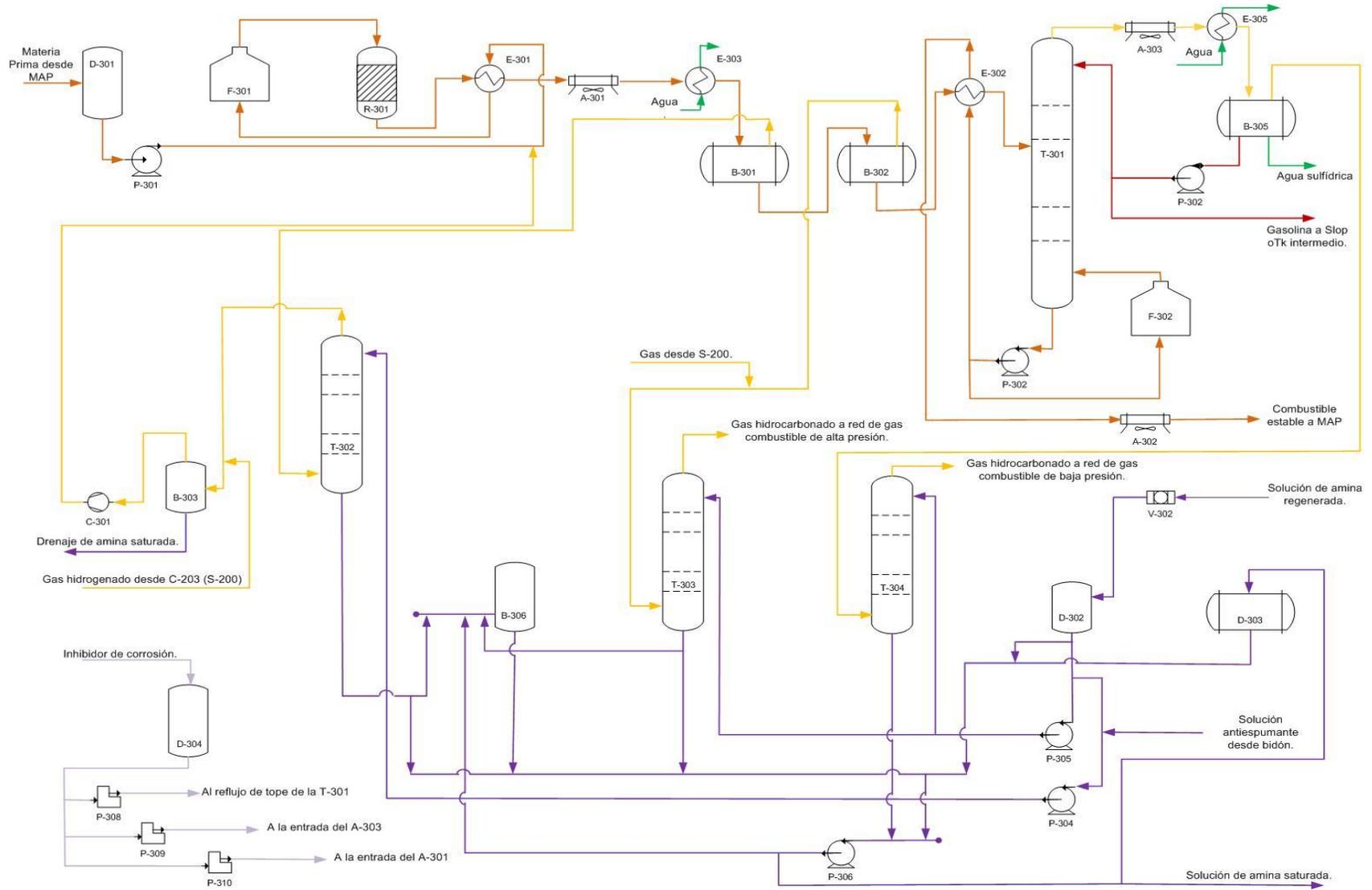
Wade, L. (2005). *Organic Chemistry 6thEd.* P. International Ed.

ANEXOS

Anexo 1. Fórmulas químicas de diferentes aminas en el mercado.



Anexo 2. Diagrama de flujo de la sección 300-1.



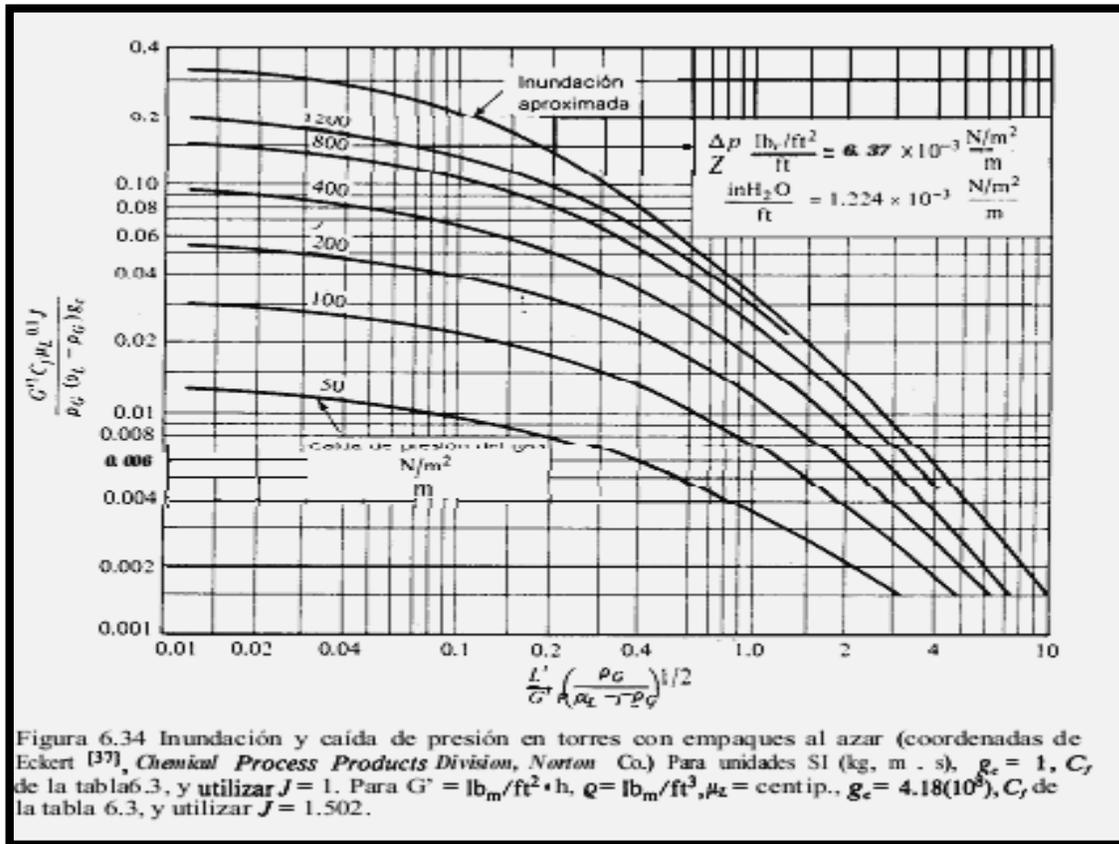
Anexo 3. Pesos moleculares de los diferentes componentes presentes en el proceso de absorción.

Composición del gas por diseño			Peso molecular (lb/lbmol)	%	Fracción molar (y)
Compuestos	kg/h	kmol/h			
H ₂	8	4	2	0,63	0,013
CH ₄	139	8,69	16	37,03	0,023
C ₂ H ₆	475	15,83	30	17,4	0,0058
C ₃ H ₈	532	12,08	44	9,66	0,0022
nC ₄ H ₁₀	325	5,61	58	2,46	0,00042
nC ₅ H ₁₂	211	2,93	72	313	0,00043
H ₂ S	161	2,97	34		
Gasolina	713	7,82		15,91	0, ,00118
Resto del gas total	2504	59,93	20,58		0,047
MDEA	9000				

Anexo 4. Propiedades físicas del líquido y del gas.

Propiedad	H ₂ S	MDEA diluido	H ₂ O
ρ (lb/ft ³)	0,17	63,73	62,43
μ (lbf/h)	-	0,000715	-

Anexo 5. Curvas de caída de presión para determinar la velocidad másica superficial.



Anexo 6. Características de los rellenos.

Empaque	Tamaño nominal, mm (in)										
	6 (¼)	9.5 (¾)	13 (½)	16 (¾)	19 (¾)	25 (1)	32 (1¼)	38 (1½)	50 (2)	76 (3)	89 (3½)
Anillos de Raschig											
Ceramica:											
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			909	749	457	301		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	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	787 (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					
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	774 (236)		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	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$			387 (118)		236 (71.8)	186 (56.7)	162 (49.3)	135 (41.2)	103 (31.4)	68 (20.6)	