

Universidad de Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez”

Facultad de Ingeniería

Departamento de Química



Trabajo de Diploma en opción al título de Ingeniero Químico

Título: Evaluación de la torre desorbedora de la planta de regeneración de amina de la Refinería Cienfuegos S.A.

Autor: Luis Dael Morales Barrizonte.

Tutores: MSc. Roxana Cortés Martínez.
MSc. Nery Saavedra Pérez.

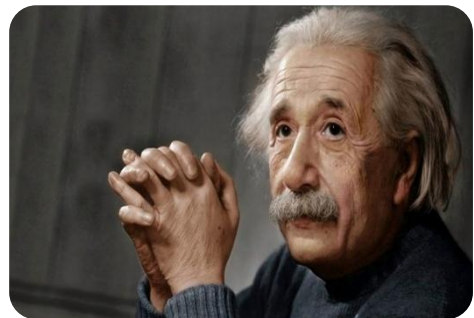
Cienfuegos, 2021

Pensamiento



“La vida es una preparación para el futuro; y la mejor preparación para el futuro es vivir como si no hubiera ninguno.”

Albert Einstein



Agradecimientos



*A mis tutoras Roxana Cortés Martínez y Nery
Saavedra Pérez por brindarme parte de su tiempo y
dedicación.*

*A mis padres, tías y familia por apoyarme y darme
aliento para seguir adelante con mi futuro.*

*Al amor de mi vida por estar presente en la etapa más
difícil y compartir buenos y malos momentos.*

*A mis hermanas que aunque están lejos he sentido su
cercanía y apoyo incondicional.*

*A mis compañeros y amigos más cercanos Maikel, José
Dariel (JD), Henry y Carlos Enrique por compartir
momentos de risa y de tensión a lo largo de este duro
camino.*

*A todos los profesores de la carrera que de una manera
u otra contribuyeron a enriquecer mis conocimientos.*

*En general a todos los que hicieron posible la
realización de este sueño.*

Dedicataria



*Dedico esta tesis a todos mis amores y
especialmente a mis padres y hermanas por su
apoyo moral y económico para lograr cumplir
el sueño de ser un profesional.*

*A todos mis seres queridos que
lamentablemente no están en esta tierra, pero
los mantengo vivos en mi corazón y
pensamientos.*

*A todos los que se sienten orgullosos de lo
lejos que he llegado.*

Resumen



Resumen

En la actualidad dadas las necesidades existentes en el país, se ha incrementado el procesamiento de combustibles para satisfacer las demandas de la población. La refinería de Cienfuegos lleva a cabo el hidrotratamiento de la fracción de diésel de destilación directa (180-350 °C) para obtener un combustible con la calidad requerida. Paralelamente a esto ha aumentado de forma proporcional la formación de H_2S como producto de esta hidrofinación, el cual debe ser eliminado por cuestiones medioambientales y de especificaciones de calidad usando una solución de amina MDEA al 40 % como solvente en las torres contactoras T-01-302, T-01-303 y T-01-304. Por cuestiones económicas, es necesario llevar a cabo el proceso de regeneración de aminas en la torre desorbedora T-02-801 con el fin de utilizarla nuevamente en el proceso de endulzamiento de gases ácidos. Actualmente se han detectado problemas de incumplimientos de calidad en los gases tratados y en la amina regenerada, esto demuestra la ineficiencia del proceso de regeneración de aminas. Esta investigación tiene como objetivo detectar las causas del incumplimiento de ambos procesos y proponer soluciones para darle fin a estos problemas operacionales. En este estudio se realiza un análisis bibliográfico de los procesos de endulzamiento de gases agrios y regeneración de aminas. Se propone una metodología para evaluar la torre desorbedora T-02-801 en cuanto a temperatura y calidad de amina regenerada. Se detectan los problemas operacionales a través de los cálculos plasmados en la metodología antes mencionada y se proponen mejoras tecnológicas para solucionar los problemas existentes a corto y mediano plazo.

Palabras claves: hidrotratamiento, endulzamiento, gases ácidos, amina pobre, amina rica, regeneración, temperatura, presión.

Abstract



Abstract

At present, given the existing needs in the country, the processing of fuels has increased to satisfy the demands of the population. The Cienfuegos refinery carries out the hydrotreatment of the direct distillation diesel fraction (180-350 °C) to obtain a fuel with the required quality. Parallel to this, the formation of H₂S as a product of this hydrofination has increased proportionally, which must be eliminated for environmental reasons and quality specifications using a 40% MDEA amine solution as a solvent in the contact towers T-01-302, T-01-303 and T-01-304. For economic reasons, it is necessary to carry out the amine regeneration process in the desorber tower T-02-801 in order to use it again in the acid gas sweetening process. Currently, problems of non-compliance with quality have been detected in the treated gases and in the regenerated amine, this shows the inefficiency of the amine regeneration process. The objective of this investigation is to detect the causes of non-compliance with both processes and to propose solutions to put an end to these operational problems. In this study, a bibliographic analysis of sour gas sweetening and amine regeneration processes is carried out. A methodology is proposed to evaluate the desorber tower T-02-801 in terms of temperature and quality of regenerated amine. Operational problems are detected through the calculations embodied in the aforementioned methodology and technological improvements are proposed to solve existing problems in the short and medium term.

Keywords: hydrotreating, sweetening, acid gases, poor amine, rich amine, regeneration, temperature, pressure.

Índice



Índice

Introducción.....	1
Capítulo 1: Generalidades de los procesos de endulzamiento de gases ácidos y regeneración de aminas	5
1.1 Hidrotratamiento	5
1.2 Sulfuro de hidrógeno	5
1.2.1 El H ₂ S la industria del petróleo	6
1.2.2 Corrosión del H ₂ S en la industria petrolera.....	7
1.2.3 Solubilidad del H ₂ S	8
1.2.4 Métodos para la remoción o eliminación del H ₂ S.....	9
1.2.4.1 Proceso de Absorción.....	9
1.2.4.1.1 Proceso de absorción física	9
1.2.4.1.2 Proceso de absorción química	11
1.2.4.1.3 Proceso de absorción química-física	12
1.2.4.2 Proceso de permeación.....	13
1.2.4.3 Proceso de conversión directa	13
1.2.4.4 Proceso de adsorción por métodos físicos.....	13
1.2.4.5 Proceso de separación por membranas.....	14
1.3 Proceso de absorción en la Refinería Cienfuegos S.A.....	14
1.3.1 Parámetros operacionales a tener en cuenta para la operación de absorción	15
1.4 Aminas	16
1.4.1 Alcanolaminas	16
1.4.2 Propiedades de las aminas.....	16
1.4.3 Tipos de aminas.....	17
1.4.3.1 Monoetanolamina.....	17
1.4.3.2 Diglicolamina	17
1.4.3.3 Dietanolamina	18
1.4.3.4 Diisopropanolamina	18
1.4.3.5 Metildietanolamina.....	18
1.4.4 Reacciones de las alcanolaminas con el H ₂ S	19
1.4.5 Mecanismos de reacción de aminas en el tratamiento de gas ácido.....	20

1.4.5.1 Mecanismo de reacción para H_2S	20
1.4.6 Regeneración de aminas.....	20
1.4.6.1 Parámetros operacionales a tener en cuenta en la regeneración de aminas	21
1.5 Principales equipos de la sección de regeneración de amina de la Refinería Cienfuegos S.A	22
1.5.1 Regenerador	22
1.5.2 Filtros de carbón activado	23
1.5.3 Filtros de canasto.....	23
1.5.4 Filtros de cartucho.....	24
1.5.5 Intercambiadores de calor de placas.....	24
1.5.5.1 Ventajas de los intercambiadores de calor de placas	25
1.5.5.2 Desventajas de los intercambiadores de calor de placas	26
1.6 Fundamentos teóricos de la transferencia de calor	26
1.6.1 Conducción.....	27
1.6.2 Convección.....	27
1.6.3 Radiación.....	28
1.7 Problemas operacionales de las unidades de Absorción y Regeneración.....	28
1.7.1 Incumplimiento de las especificaciones del producto.....	28
1.7.1.1 Factores que generan problemas de especificación en el gas tratado	29
1.7.2 Corrosión.....	29
1.7.2.1 Factores que contribuyen a la formación de corrosión	29
1.7.2.2 Sulfuro de Hierro.....	30
1.7.2.3 Otros contaminantes que aceleran la corrosión.....	31
1.7.3 Partículas sólidas (sólidos suspendidos totales (SST))	31
1.7.4 Espumas de la solución	32
1.7.4.1 Causas de la formación de Espumas	32
1.7.5 Pérdidas de Amina	32
1.7.6 Sales de amina térmicamente estables	33
1.7.6.1 Principales problemas relacionados con la presencia de las STE	33
1.7.7 Corta vida útil de filtros de partículas	33
1.7.8 Contaminantes en el Sistema de Aminas	34

1.7.9 Degradación de aminas	35
1.7.9.1 Causas de la degradación de aminas	35
Conclusiones parciales del Capítulo 1	35
Capítulo 2: Metodología para evaluar la torre regeneradora de aminas T-02-801.....	36
2.1 Sección 300-1 hidrofinación de diésel y turbo combustible	36
2.1.1 Descripción de caso de estudio	37
2.1.1.1 Sección de absorción.....	38
2.1.1.2 Sección de regeneración de aminas.....	40
2.2 Metodología para la evaluación de la torre regeneradora de aminas T-02-801.....	46
2.2.1 Análisis y selección de datos.....	48
2.2.2 Procedimiento para el análisis de los intercambiadores de calor	48
2.2.2.1 Método de la diferencia media logarítmica de temperatura.....	48
2.2.2.2 Método de la efectividad y el número de unidades de transmisión del calor....	56
2.2.3 Comparación de los resultados con los parámetros operacionales de diseño	60
2.2.4 Procedimiento analítico.....	60
2.2.4.1 Determinación de la concentración de amina	61
2.2.4.2 Determinación de la carga de H ₂ S en la solución de amina.....	61
2.2.4.3 Determinación de sales térmicamente estables	62
2.2.4.4 Determinación de la tendencia a la formación de espuma y del tiempo de ruptura en las soluciones de amina.....	62
2.2.4.5 Determinación de sólidos suspendidos totales	62
2.2.5 Comparación de los resultados con las especificaciones de calidad	63
2.2.6 Identificación de los problemas operacionales.....	63
2.2.7 Propuesta de mejoras tecnológicas.....	63
Conclusiones parciales del Capítulo 2	63
Capítulo 3: Análisis y discusión de los resultados	64
3.1. Análisis y selección de datos	64
3.2. Desarrollo de los cálculos correspondientes a los intercambiadores de calor y comparación de los resultados con los parámetros operacionales de diseño.....	65
3.2.1 Método de la diferencia media logarítmica de temperatura para el E-02-801	65
3.2.2 Método de la efectividad y el número de unidades de transmisión del calor para el E-02-802.....	69

3.3. Desarrollo del procedimiento analítico y comparación de los resultados con las especificaciones de calidad requeridas	71
3.4. Identificación de los problemas operacionales	72
3. 5 Propuesta de mejoras tecnológicas	73
Conclusiones parciales del Capítulo 3	76
Conclusiones.....	77
Recomendaciones	78
Bibliografía.....	79
Anexos	

Introducción



Introducción

El petróleo crudo es un combustible fósil compuesto principalmente por carbono e hidrogeno, que también puede contener pequeñas cantidades de azufre, nitrógeno, oxígeno y trazas de metales (Lluch Urpí, 2008). Ésta fuente de energía no renovable es considerada la más importante en el mundo. De éste imprescindible mineral se extraen los principales productos que mueven la economía y las necesidades energéticas del planeta. Dada la necesidad y demanda de los productos derivados del mismo en el mercado internacional, se ha intensificado su procesamiento, provocando un aumento brusco de la contaminación medioambiental (Guédez Mozur, De Armas Hernández, Reyes Gil, & Galván Rico, 2003).

La industria del petróleo, o sea la petroquímica en general, es una de las más contaminantes cuando se habla de residuales peligrosos por lo que se hace imperioso la necesidad de tener en cuenta la implementación de tecnologías en el diseño de equipamiento para evitar el vertimiento a la atmósfera de sustancias indeseables. Una de las sustancias con mayor impacto medioambiental es el azufre y sus compuestos presentes en la mayoría de los tipos de crudos existentes en el planeta (Molina Ramírez, 2014).

Una gran parte del azufre (S) emitido a la atmósfera se origina en forma de SO_2 , procedente de la descomposición de la materia orgánica. La combustión de combustibles fósiles que producen grandes cantidades de SO_2 , crea problemas en el ecosistema que se encuentre en el recorrido de tales emisiones. Las emisiones mundiales anuales de SO_2 se estiman en 200 millones de toneladas, casi la mitad procedente de fuentes industriales, como la combustión de combustibles fósiles y la refinación metalúrgica de minerales. Cuando el SO_2 gaseoso se combina con agua líquida, se forma una solución acuosa diluida de ácido sulfúrico (H_2SO_4), que es el componente principal de la lluvia ácida, junto con el ácido nítrico (HNO_3) (Cortés Marínez, 2016).

El hidrotratamiento es actualmente uno de los procesos químicos más importantes en las refinerías, debido a la capacidad de tratar crudos más pesados y ácidos, y de obtener productos con las especificaciones de calidad requeridas. El proceso consiste en la adición de hidrógeno de alta pureza a alta presión, en presencia de catalizadores selectivos, para inducir las reacciones de hidrogenación, con el fin de saturar los compuestos aromáticos y/o eliminar elementos como azufre, nitrógeno u oxígeno; obteniéndose así producto de estas

reacciones varios compuestos, entre ellos el sulfuro de hidrógeno (H_2S) (Riñones Pascual, 2018).

Según afirman (León Galindo & Ortega, 2013) en las refinerías de petróleo es una necesidad eliminar de forma eficiente el H_2S ya que es un gas incoloro más denso que el aire, el cual no se puede percibir su olor en concentraciones superiores a 100 ppm. Éste gas al ser más pesado que el aire se deposita en lugares como las alcantarillas, por eso se conoce como gas de cloaca, lo que implica que pueda haber contacto directo del mismo con los seres humanos, provocando afectaciones respiratorias y en algunos de los casos la muerte al estar expuestos a tan altas concentraciones del mismo.

Otro de los problemas que ocasiona el sulfuro de hidrogeno es el de la corrosión, ya que según (Revie & Uhlig, 2008), este al estar en contacto con el agua se vuelve muy corrosivo, provocando rupturas o grandes daños en los equipos del proceso. El H_2S en contacto con el acero ferroso origina una capa que puede ser de muchos tipos de sulfuro de hierro tales como la mackinawita, siderita, magnetita, troilita y/o pirrotina, de las cuales la mackinawita se considera que es la primera que se forma en la superficie del acero por reacción directa en la superficie de la tubería. El contacto de estos sulfuros con los fluidos del proceso origina la formación de lodos, que provocan obstrucciones en intercambiadores de calor, filtros y otros equipos del proceso, afectando considerablemente su rendimiento (Bogaerts & Zheng, 2001). Estos sólidos suspendidos originan la formación de las denominadas espumas, que afectan en gran medida el control y la calidad del proceso, ya que en la mayoría de los casos éstas no permite observar el nivel real de líquido en los tanques e impiden de forma general que la operación de remoción del H_2S se lleve a cabo con éxito (Sheilan, Spooner, & van Hoorn, 2008).

A lo largo de los últimos 100 - 120 años, se han desarrollado muchos procesos para efectuar la eliminación de contaminantes en la industria del petróleo como son el H_2S y el CO_2 . Entre los métodos más conocidos podemos encontrar: los procesos de absorción con disolventes físicos, químicos y mixtos; los procesos cíclicos consumibles, los procesos de separación por membranas y los procesos de conversión directa (Negro Cabrera, Abián Vicén, & Uxué, 2014). Uno de los métodos más usados es el proceso de eliminación por absorción (endulzamiento) con solventes básicamente a base de aminas, capaces de secuestrar el sulfuro de hidrógeno de los gases hidrogenados e hidrocarburos a tratar,

comúnmente denominados como gases agrios (Díaz Pérez, 2010). Con el fin de minimizar gastos económicos debido al alto precio de la amina en el mercado internacional se requiere la regeneración por desorción de la solución de esta, para ser recirculada nuevamente al proceso de endulzamiento. De ahí la vital importancia de disponer de un proceso de regeneración por desorción de la corriente de aminas en una refinería de petróleo (Saavedra Pérez, 2021).

Actualmente en la Refinería Cienfuegos S.A, se dispone de dicha planta, siendo su principal equipo la T-02-801 (torre desorbedora o regeneradora), que es la encargada de regenerar esa amina (MEDA), para lograr atrapar el H_2S en las torres absorbedoras (torres contactoras) y cumplir de esta manera con las especificaciones del proceso y las normas medioambientales.

El incumplimiento de las especificaciones de calidad de los gases tratados y de la amina regenerada que se necesita para el endulzamiento de los gases agrios o amargos, demuestra la existencia de problemas operacionales en la planta regeneradora de aminas de la sección 300-1 de la Refinería Cienfuegos S.A. Por tales motivos se plantea el siguiente problema científico:

Problema Científico

Se han detectado incumplimientos con las normativas y especificaciones de calidad en los gases tratados y la amina regenerada, por lo que se requiere identificar las causas que afectan los procesos de endulzamiento de gases ácidos y regeneración de aminas.

Del problema científico anterior se deriva la siguiente hipótesis:

Hipótesis

Si se diagnostican las causas que provocan los principales incumplimientos de los parámetros operacionales en los procesos de endulzamiento y regeneración de aminas, pueden proponerse vías de solución para lograrse las especificaciones de calidad, confiabilidad y eficiencia energética de los mismos.

Objetivo general

1. Evaluar el proceso tecnológico de la torre desorbedora o regeneradora de la planta de aminas de la Refinería Cienfuegos S.A.

Objetivos específicos

1. Establecer fundamentos teóricos de los procesos de endulzamiento de gases agrios y regeneración de aminas.
2. Evaluar los intercambiadores de calor asociados al proceso de regeneración y la amina pobre regenerada.
3. Proponer recomendaciones tecnológicas para la solución de los problemas identificados en el proceso de regeneración de aminas.

Capítulo 1



Capítulo 1: Generalidades de los procesos de endulzamiento de gases ácidos y regeneración de aminas

1.1 Hidrotratamiento

El proceso de hidrofinación o hidrotratamiento (HDT) se refiere a las reacciones de hidrogenación moderada, por la cual los compuestos de azufre, oxígeno y nitrógeno se transforman en presencia de hidrógeno y catalizador en hidrocarburos, desprendiéndose agua, amoníaco, sulfuro de hidrógeno, mientras que las olefinas se convierten en hidrocarburos más estables de series parafínicas o nafténicas según a naturaleza de la materia prima (ver anexo 1). La profundidad de las reacciones depende de las condiciones del proceso, las propiedades físico-químicas de las materias primas y del tipo y estado del catalizador (Ramos Meléndez, 2014).

Cuando el proceso de HDT se emplea específicamente para reducir el contenido de azufre, se denomina hidrodesulfuración (HDS); el azufre contenido en los componentes de la corriente (disulfuros y tiofenos) se convierte en ácido sulfúrico al romper los enlaces S-C y las cadenas de hidrocarburos se saturan creando compuestos más ligeros (Galvis Pinzon & Viloria De Armas, 2016). Para el caso de la eliminación de nitrógeno (HDN), los compuestos nitrogenados de la corriente se convierten en amoníaco; a diferencia de las naftas, los Destilados Intermedios tienen un mayor contenido de nitrogenados (Pirrol, Piridina), y ésta reacción requiere al menos cuatro veces más hidrógeno que las reacciones de HDS. Las reacciones de desoxigenación atacan principalmente los peróxidos y fenoles, estos compuestos están presentes en cantidades significativas en los destilados intermedios; la eliminación de oxígeno requiere un consumo de hidrógeno dos veces mayor al de HDS. La deshalogenación de cloruros forma ácido clorhídrico, ésta reacción es poco significativa. Las olefinas y anillos aromáticos se hidrogenan a parafinas y naftenos, y el consumo de hidrógeno de estas es proporcional a la complejidad de la molécula (Guzmán Jiménez, 2013).

1.2 Sulfuro de hidrógeno

El sulfuro de hidrógeno (H_2S), el cual en disolución acuosa recibe el nombre de ácido sulfhídrico, es un gas incoloro, inflamable, con olor a huevo podrido, de sabor dulce y perceptible a concentraciones de 0,002 mg/L. Sin embargo, en concentraciones mayores de

100 ppm afecta la capacidad de percepción del nervio olfativo y con ello, impide su detección a través de este sentido, haciéndolo más peligroso. Se encuentra en los gases provenientes de volcanes, manantiales sulfurosos y agua estancada. Este gas es más denso que el aire y arde en él con flama azul pálida. Es soluble en agua, sin embargo estas disoluciones no son estables pues absorben oxígeno, con lo que se forma azufre elemental y las disoluciones se enturbian (Pazmiño Pérez, 2018).

El sulfuro de hidrógeno anhidro es poco corrosivo de acero al carbón, aluminio, *Inconel*, *Stellite* y aceros inoxidable 304 y 316. Sin embargo si se encuentra en presencia de humedad y si los aceros duros están altamente tensionados, estos se vuelven frágiles por la acción de este producto provocando corrosión y ruptura, lo cual puede evitarse con cubiertas, por ejemplo de teflón. Por otra parte, a temperaturas elevadas puede producirse sulfuración de metales, lo cual, en algunos casos, puede ser una pequeña ayuda contra ataques posteriores, que se conoce como pavonado (Nešić & Sun, 2011).

1.2.1 El H₂S la industria del petróleo

En la industria petrolera el H₂S se encuentra presente en todos los procesos de las diversas plantas operativas pues es parte de petróleo y gas, pero no es imposible convivir con él, sobre todo cuando se aprenden los riesgos que implica y se toman las medidas adecuadas para proteger al personal. Los crudos desde sus yacimientos contienen los denominados contaminantes, dentro de los cuales se encuentra el azufre, el cual al combinarse con las moléculas de hidrógeno, conforma el ácido sulfhídrico (Batiz, 2014).

El sulfuro de hidrógeno se libera en forma gaseosa de los hidrocarburos en la medida en que se 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), dietanolamina (DEA) o metildietanolamina (MDEA) (Dickoa, Jarnea, Northropb, & Richona, 2010). Cabe destacar que el azufre es parte importante de los hidrocarburos y que su cantidad determina la calidad de este. 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 (Meyers, 2004).

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 (Report, 1997). 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: el crudo reducido tiene mayor porcentaje de azufre que el gas y este que el *kerosene*, etc. (Pérez, 2010).

1.2.2 Corrosión del H₂S en la industria petrolera

Una de las corrosiones que más afecta a la industria petrolera por su alta concentración y existencia en los yacimientos petroleros es la corrosión por H₂S. En este tipo de industria es muy común la denominada corrosión agria, ya que por las tuberías circulan fluidos contienen H₂S (Soria Ramírez, 2016).

La corrosión por sulfuro puede tomar varias formas:

- Ataque de picadura por depositación de sulfuros sólidos.
- Ataque de picadura en áreas de rompimiento de películas de sulfuro formadas en la superficie de la tubería.
- Agrietamiento por esfuerzo de sulfuro (SSC, por sus siglas en inglés).
- Agrietamiento inducido por hidrogeno (HIC, por sus siglas en inglés) y efecto abrazador.
- Agrietamiento por esfuerzo direccionado inducido por hidrogeno (SOHIC, por sus siglas en inglés).

Los sulfuros solidos son formados por la reacción de los fluidos con el acero ferroso que se forma durante la corrosión o por la reacción de metales pesados en los fluidos de producción, aunque el último solo ocurre cuando los fluidos son mezclados. Casi siempre son por los sulfuros de hierro, pero el sulfuro de manganeso (rosa) y el sulfuro de zinc (blanco) pueden ocurrir en las tuberías y en el lodo de perforación (Sun, Marquez, & Botte, 2006). Cada uno de los sulfuros de hierro solidos tienen una forma de corroer acero característica, y dependiendo de la cantidad de cada uno es la cantidad y forma de corrosión que se puede presentar (Bogaerts & Zheng, 2001).

Después de que el sulfuro de hierro termino de corroer el acero, este permanece inactivo. Su supuesta inactividad resulta por la absorción de hidrogeno en la red del sulfuro y parcialmente de la formación de hidróxidos que incuban al sulfuro (Zheng, Brown, & Nesic, 2013).

El sulfuro de hierro expuesto a ambientes ácidos micro-aerobios pueden transformarse a formas de FeS_2 como la marcasita y la pirita; estos materiales son particularmente corrosivos. En la tabla 1.1 se muestran los diferentes sulfuros que se forman en la corrosión del acero.

Tabla 1.1. Diferentes sulfuros que se forman en la corrosión del acero.

Especie de sulfuro	Corrosión (gm) por mol de sulfuro de hierro	Corrosión (gm) por átomos de sulfuro	Fórmula	%S
Pirita	123,06	61,53	FeS_2	52,5
Greigita	50,12	12,53	Fe_3S_4	42,4
Smitita	78,04	19,51	Fe_3S_4	42,4
Mackinawita	10,08	10,08	$\text{FeS}_{(1-x)}$	35
Pirrotita	6,39	6,39	$\text{Fe}_{(1-x)}\text{S}$	36

Fuente. (Revie & Uhlig, 2008).

La formación de una capa superficial es uno de los factores gobernantes en la velocidad de corrosión. La formación de esta capa depende principalmente de la cinética de la formación de esta capa. En un ambiente de H_2S se pueden formar muchos tipos de sulfuro de hierro tales como la mackinawita, siderita, magnetita, troilita y/o pirrotina, de las cuales la mackinawita se considera que es la primera que se forma en la superficie del acero por reacción directa en la superficie de la tubería (Revie & Uhlig, 2008).

1.2.3 Solubilidad del H_2S

La solubilidad de un gas en un líquido a una temperatura dada, aumenta con la presión. Según la ley de Vant´ Hoff la solubilidad de los gases decrece al aumentar la temperatura (Quílez Pardo, Solaz Portoles, Castelló Hernández, & Sanjosé López, 1993).

La velocidad a la que un componente de una mezcla gaseosa se disuelva en un absorbente o se desorba depende de la diferencia de concentración con respecto a la de equilibrio. Si la presión de equilibrio de un gas a determinada concentración en la fase líquida es alta, significa que el gas es relativamente insoluble en líquidos, mientras que si es baja, se dice que es soluble (López-Rendón, 2008).

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 (Pino Sabido, 2010). 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 (Navarro Hernández, 2020).

1.2.4 Métodos para la remoción o eliminación del H_2S

Según afirman (Ortega Viera, Rodríguez Muñoz, Fernández Santana, & Bárcenas Pérez, 2015), estos métodos se pueden agrupar fundamentalmente en: absorción física, química o un híbrido de ambos; adsorción por métodos físicos, remoción por proceso de conversión directa, remoción mediante el proceso de permeación, y filtración por membranas. 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.

1.2.4.1 Proceso de Absorción

La absorción es una operación en la cual se pone en contacto una mezcla gaseosa con un líquido, que posee propiedades selectivas con respecto a la sustancia que se quiere extraer, con el propósito de disolver uno o más componentes del gas y obtener una solución de estos en él (Treybal, 1960). Este método se basa en la transferencia de masa entre la sustancia gaseosa a depurar y un líquido denominado absorbedor, que posee propiedades selectivas de absorción. En muchos casos, la misma se produce conjuntamente con una reacción química, que absorbe una sustancia seleccionada según las características químicas de ambos (Sherwood, Pigford, & Wilke, 1993). Los métodos de purificación por absorción son muy recomendados para la eliminación del H_2S (g) presente en masas gaseosas, pues este contaminante es extremadamente reactivo con la mayoría de los metales, incrementándose la absorción en la medida que aumenta su concentración, la presión, la humedad y la temperatura (Horikawa, 2004).

1.2.4.1.1 Proceso de absorción física

Los sistemas con solventes físicos son muy similares a los sistemas con solventes químicos, pero están basados en la solubilidad del gas en el solvente en lugar de la reacción química como controladora de la transferencia. La absorción física depende de la presión parcial del contaminante y estos procesos son aplicables cuando la presión del gas es alta y las

concentraciones de gases contaminantes son elevadas también (Camacho Rubio, Delgado Diaz, Díaz Rodríguez, & Limiñana de La Fe, 1975). Los solventes se regeneran con disminución de presión y aplicación baja o moderada de calor o uso de pequeñas cantidades de gas de despojamiento. En estos procesos el solvente absorbe el contaminante como gas en solución y sin que se presenten reacciones químicas; obviamente que mientras más alta sea la presión y la cantidad de gas es la posibilidad de que se disuelva el gas en la solución (Díaz Pérez, 2010). Los procesos físicos tienen alta afinidad por los hidrocarburos pesados. Si el gas a tratar tiene un alto contenido de propano y compuestos más pesados el uso de un solvente físico puede implicar una pérdida grande de los componentes más pesados del gas, debido a que estos componentes son liberados del solvente con los gases ácidos y luego su separación no es económicamente viable (Kohl & Riesenfeld, 1985).

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 (HCNg) y compuestos orgánicos sulfurados en la formación de productos de reacción no deseados (Navarro Hernández, 2020).

Varios solventes orgánicos son utilizados para la absorción de gases ácidos basados en la presión parcial. Entre los solventes físicos más utilizados podemos encontrar: Selexol, Rectisol, Purisol, Spasolv, Carbonato de propileno, Estasolven y Alkasid (Erdmann, Ale Ruíz, Martínez, Gutiérrez, & Tarifa, 2012). La regeneración de los solventes se logra por el *flasheo* a bajas temperaturas, con el uso de vapor y/o la despojação con vapor de solvente o gas inerte.

Esta tecnología consta de un absorbedor a contracorriente que puede ser de platos o empacado. El solvente rico proveniente del fondo del absorbedor es flasheado en diferentes etapas por su diferencia de presión hasta llegar a la presión atmosférica. Esto causa la disminución de la presión parcial del gas ácido, pasando a fase vapor y así removido. El solvente regenerado es bombeado hacia el absorbedor (Alba Reyes, 2010).

En la figura 1.1 se muestra un esquema típico de tratamiento físico para la remoción de H_2S .

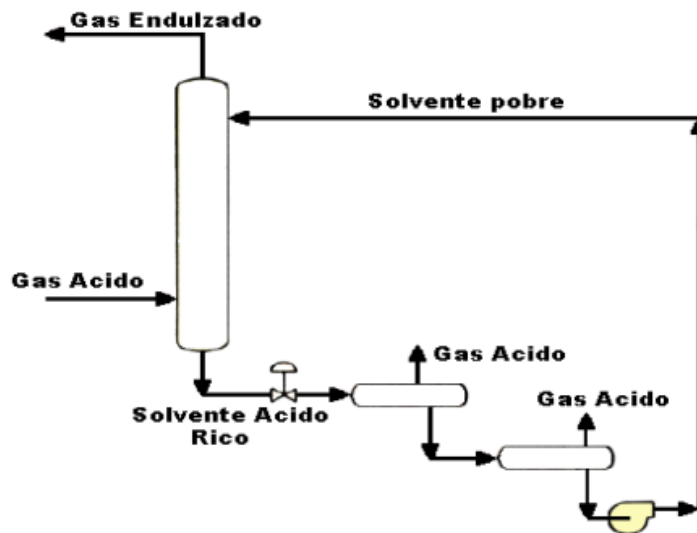


Fig.1.1. Esquema típico de tratamiento físico. **Fuente.** (Alba Reyes, 2010).

1.2.4.1.2 Proceso de absorción química

Los procesos con solventes químicos utilizan una solución acuosa de base débil para que se produzca una reacción con compuestos específicos contenidos en la corriente gaseosa (Sáez Sáez, 2015). La fuerza impulsora de la absorción es el resultado de la diferencia de la presión parcial de las fases gaseosas y la concentración en fase líquida. Las reacciones son reversibles y los cambios en la presión o la temperatura del sistema permiten regular su ocurrencia. Por lo tanto, la solución de base acuosa puede ser regenerada y circulada en un ciclo continuo (Treviño Revert, 2015). Normalmente se utilizan soluciones acuosas de aminas para mejorar la velocidad en el proceso de absorción con respecto a la absorción física, por su alta reactividad y bajo costo, facilidad de recuperación, y baja absorción de hidrocarburos. La mayoría de los solventes químicos utilizados son aminas y soluciones de carbonatos (Díaz Pérez, 2010).

Para el endulzamiento de los gases agrios se emplean generalmente disoluciones de aminas como disolventes. Las alcanolaminas más usadas son: monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), trietanolamina (TEA), diglicolamina (DGA), y metildietanolamina (MDEA). Según afirma (Rodríguez, 2009), el proceso de absorción con aminas es de los más eficientes, los costos de operación son bajos y se puede lograr la regeneración de la amina. Sin embargo, tiene como desventajas que es necesario suministrar calor para la regeneración, se pueden presentar problemas de corrosión, existen precipitados de sales,

posibles formaciones de espumas, descomposición y envenenamiento de aminas por la presencia de dióxígeno y otras sustancias químicas (Martínez & Velázquez de Bermúdez, 2006).

Para el endulzamiento de los gases amargos también se pueden utilizar como disolventes disoluciones de carbonatos o procesos de carbonato caliente (*Banfield*). Según (Navarro Hernández, 2020) 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.

La aplicación de los métodos de absorción química tiene como limitantes que requieren del empleo de sustancias reactivas, de las cuales muchas son corrosivas, demandan el empleo de agentes inhibidores y antiespumantes (Velásquez, 2008). Estas sustancias tienen elevados costos en el mercado internacional, lo cual limita su aplicación en Cuba. A lo anterior se añade que estas tecnologías generan grandes volúmenes de residuos líquidos contaminados y que el clima cubano es muy húmedo, provocando la rápida oxidación y deterioro de los compuestos de hierro, haciendo ineficaz esta metodología de purificación (Alba Reyes, 2010).

1.2.4.1.3 Proceso de absorción química-física

Según afirman (Varnero, Carú, Galleguillos, & Achondo, 2012), los procesos químicos – físicos 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 H_2S , a valores bajos, y de los procesos físicos en lo relativo a bajos niveles de energía en la regeneración.

El proceso híbrido más usado es el Sulfinol que usa un solvente físico, sulfolano (dióxido de tetrahidrotiofeno), un solvente químico di-isopropanolamina (DIPA) y agua. Una composición típica del solvente es 40- 40-20 (w/w) de sulfolano, DIPA y agua respectivamente. La composición del solvente varía dependiendo de los requerimientos del proceso de endulzamiento especialmente con respecto a la remoción de COS, RSR y la presión de operación (Alba Reyes, 2010).

1.2.4.2 Proceso de permeación

Este proceso consiste en hacer pasar por entre una barrera polimérica permeable, el flujo de gas conteniendo los compuestos ácidos (H_2S , CO_2 , COS). El material más utilizado por su permeabilidad es el polifosfaseno que tiene una alta permeabilidad (Rebollar-Pérez, Carretier, & Moulin, 2010). Estos sistemas de permeado tiene en particular, un considerable ahorro por concepto de equipos, espacio y operación, la buena calidad del producto; pero también tienen en contra el bajo flujo a tratar, las altas temperaturas y el alto costo de mantenimiento (Rodríguez, 2009).

1.2.4.3 Proceso de conversión directa

En estos procesos el H_2S es convertido directamente a azufre elemental sin necesidad de una unidad recuperadora de azufre. Utilizan reacciones de oxidación –reducción que involucra la absorción de H_2S en una solución alcalina (Bolaños Arroyave, 2014). Las reacciones que ocurren tienen como producto agua y azufre. Estos procesos están bajo licencia y traen consigo catalizadores y solventes especializados. Entre estos métodos está el proceso *Stretford* y el proceso de Hierro Esponja (Bárcenas, 2009).

1.2.4.4 Proceso de adsorción por métodos físicos

La adsorción es la unión de los átomos, iones o moléculas de un gas o de un líquido (adsorbato) a la superficie de un sólido (adsorbente). Las operaciones de adsorción se basan en la capacidad de ciertos sólidos de extraer con preferencia ciertas sustancias de una solución, concentrándola sobre su superficie (Treybal, 1960). A estos procesos también se les denomina de lecho seco y para la purificación de gases combustibles, los adsorbentes más empleados son: alúminas, sílicagel, carbón activado y tamices moleculares (González, 2006).

En la industria generalmente se utiliza el carbón activado, el cual es impregnado de hidróxido de potasio (KOH) o yoduro de potasio (KI), estos procesos ocurren a temperatura ambiente y presión atmosférica. El H_2S (g) es transformado en azufre elemental y agua, de acuerdo con la reacción de Claus (Martín-Martínez, 1990). En este caso es preciso conservar los niveles de dióxígeno entre un 0,3 y un 0,5%. El carbón activado es el encargado de adsorber el azufre elemental, producto de la reacción (Torres Calderón, 2018). El diseño habitual es constituido por dos o más lechos adsorbentes dispuestos en

paralelo, de esta forma hay uno siempre funcionando, mientras los saturados se regeneran, generalmente con una corriente de aire o vapor de agua. Estas tecnologías permiten un nivel de remoción del 100 % de H_2S (g) (Higuera Calderón, 2018).

Los métodos de purificación por adsorción son muy efectivos y reducen las cantidades de contaminantes hasta los niveles requeridos pero, el empleo de cualquiera de los cuatro adsorbentes: alúminas, carbón activado, sílicagel y tamices moleculares, tiene como limitante fundamental para Cuba su elevado costo en los mercados especializados. Además, presentan costos de operación altos, por lo que su aplicación en países en vías de desarrollo se encuentra limitada (Varnero et al., 2012).

1.2.4.5 Proceso de separación por membranas

Este método se basa en la difusión de algunos compuestos que pasan a través de una membrana selectiva, generalmente construida con polímeros orgánicos porosos en diferentes configuraciones y es extremadamente fina (del orden de los micrones) (Orme, 2005). Se ha utilizado para separar selectivamente determinados gases contaminantes que están presentes en los gases combustibles de forma general. Las membranas empleadas hasta el momento son muy frágiles y tienen poros excesivamente pequeños, por lo que se requiere que el gas de entrada a las membranas esté limpio de material con partículas en suspensión (Benito, 2004).

1.3 Proceso de absorción en la Refinería Cienfuegos S.A

El H_2S formado en el proceso de hidrotratamiento debe ser eliminado de la corriente de los hidrocarburos ya que: puede causar la muerte de seres vivos al ser altamente tóxico; existen restricciones ambientales en las emisiones de H_2S a la atmósfera que se deben cumplir estrictamente; es una contaminante de catalizadores en procesos aguas abajo; es muy corrosivo en contacto con el agua; y además deben cumplirse las normas de proceso y consumo que restringe la presencia de este en los hidrocarburos y gases combustibles (Chematek, 2010).

Por tanto los gases que contienen H_2S o gases agrios deben ser endulzados por absorción con un solvente amínico con el fin de remover este contaminante. En la refinería de Cienfuegos este proceso se lleva a cabo en las torres contactoras T-302, T-303 y T-304, donde el gas amargo se pone en contacto con la amina pobre, la cual es una solución al

40% peso de MDEA; ocurriendo así la transferencia de masa de gas a líquido. Casi la totalidad de los gases ácidos son absorbidos por esta amina terciaria, saliendo por el tope el producto libre del contaminante; esta corriente gaseosa saliente se conoce como gas dulce. La amina rica en gases ácidos sale por el fondo del absorbedor hacia el proceso de regeneración donde se desorbe el H_2S , devolviéndose así la capacidad secuestrante a la MDEA (Saavedra Pérez, 2010).

1.3.1 Parámetros operacionales a tener en cuenta para la operación de absorción

Según afirma (Sáez Sáez, 2015) para que se realice en óptimas condiciones el proceso de endulzamiento de gases agrios o amargos tenemos que tener en cuenta una serie de variables operacionales como son: la presión, la temperatura, el flujo de recirculación de la amina pobre regenerada y las concentraciones de la alcanolamina en la solución.

Es necesario que la operación se lleve a cabo a altas presiones para que la corriente de amina pobre logre capturar los gases amargos de la corriente contaminada. La presión de esta operación se adecua teniendo en cuenta la presión de la corriente gaseosa que entra por el fondo de la torre absorbidora y la presión de la corriente de amina pobre se ajusta a la antes mencionada (Casiano Flores & Ordoñez Chiquito, 2011). La influencia de la temperatura en la operación es de vital importancia, ya que de la misma dependerá la solubilidad de este gas agrio en la solución de amina pobre. Se recomienda que la operación se lleve a cabo a bajas temperaturas, aproximadamente a temperatura ambiente (Erdmann et al., 2012).

El flujo de recirculación de la amina pobre regenerada y las concentraciones de la alcanolamina en la solución son dos variables del proceso que tienen un vínculo muy estrecho entre sí. Un aumento de 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 el coste energético del proceso. La concentración de aminas puede variar en dependencia de la concentración del gas a tratar y las especificaciones de purificación del gas dulce. En el caso de que se produzca una disminución del flujo de gas es posible reducir el coste energético de la amina modificando la corriente de la solución (Pino Morales, 2012).

1.4 Aminas

Las aminas son compuestos químicos orgánicos que se consideran como derivados del amoníaco y resultan de la sustitución de los hidrógenos de la molécula por los radicales alquilo. Según se sustituya uno, dos o tres hidrógenos, las aminas serán primarias, secundarias o terciarias, respectivamente (Bolívar, 2019).

1.4.1 Alcanolaminas

Cuando los hidrógenos del amoníaco son remplazados por radicales alcohólicos tenemos a las aminas alifáticas. Dentro de las aminas alifáticas, así mismo existen aminas alifáticas primarias, secundarias y terciarias. Las aminas primarias son bases más fuertes que las secundarias y estas que la terciarias, cuanto mayor es la basicidad la unión es más fuerte con el H_2S y CO_2 (Vásquez Romero, 2013).

1.4.2 Propiedades de las aminas

Las aminas son compuestos incoloros que se oxidan con facilidad lo que permite que se encuentren como compuestos coloreados. Los primeros miembros de esta serie son gases con olor similar al amoníaco. A medida que aumenta el número de átomos de carbono en la molécula, el olor se hace similar al del pescado. Las aminas aromáticas son muy tóxicas y se absorben a través de la piel (Suárez Neira, 2017). Las aminas primarias y secundarias son compuestos polares, capaces de formar puentes de hidrógeno entre sí y con el agua, lo que las hace solubles en esta. La solubilidad disminuye en las moléculas con más de 6 átomos de carbono y en las que poseen el anillo aromático. El punto de ebullición de las aminas es más alto que el de los compuestos no polares que presentan el mismo peso molecular de estas (Sohbi, 2007).

Las aminas se comportan como bases. Cuando una amina se disuelve en agua, acepta un protón formando un ión alquil-amonio (Rumyantseva, 2014). 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, tipo de amina tendrá un comportamiento diferente ante la presencia de estos reactivos (Villalobos Robinson, 2018).

1.4.3 Tipos de aminas

A continuación, se detallan las características y propiedades de las distintas aminas que pueden ser utilizadas en el proceso de absorción de gases ácidos (ver anexo 2).

1.4.3.1 Monoetanolamina

Corresponde a una amina primaria. Es la más reactiva de las alcanolaminas. Se usa preferiblemente en procesos no selectivos de eliminación de dióxido de carbono (CO_2) y ácido sulfhídrico (H_2S), aunque algunas impurezas tales como, el COS, CS_2 y el oxígeno, tienden a degradar la solución, por lo que no se recomienda en esos casos. Con MEA se logran concentraciones muy bajas de $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$. Es útil en aplicaciones donde la presión parcial del gas ácido en la corriente de entrada sea baja (Gutiérrez, Sosa, Ale Ruíz, & Erdmann, 2013). La corrosión y la formación de espuma es el principal problema operacional al trabajar con MEA. El porcentaje por peso de MEA en la solución a emplear se encuentra limitado al 15%. Por esta razón, se requiere de cantidades considerables de calor en el sistema. Es la base más fuerte de las diferentes aminas empleadas para el endulzamiento de gases en refinería y ha tenido un uso bastante difundido, especialmente cuando la concentración del gas ácido es pequeña (Mores & Scenna, 2009). Debido a que presenta un bajo peso molecular, tiene la mayor capacidad de transporte para gases ácidos con base en peso o volumen, lo que significa menor tasa de circulación de amina para remover una determinada cantidad de gases ácidos. La presión de vapor de la MEA es mayor que para las otras aminas empleadas a la misma temperatura, lo que podría producir mayores pérdidas por vaporización (Morero & Campanella, 2012).

1.4.3.2 Diglicolamina

La DGA es una amina primaria, como la MEA, en cuanto a la reactividad, pero de mejor estabilidad y baja presión de vapor, lo que permite concentraciones relativamente altas, normalmente 50-70% en peso, con sus correspondientes cargas de gas ácido (hasta 0,55 mol de CO_2 por mol de DGA) (Cumming, Smith, & Nelsen, 2007). Tanto la inversión como el requerimiento de energía son menores que con MEA, debido a que las tasa de circulación requeridas son mucho más bajas. Este tipo de alcanolamina es higroscópica. Sus desventajas se radican en su elevado coste y su degradación en presencia de CO_2 , COS y CS_2 (Morero & Campanella, 2012). La solución típicamente utilizada es al 65% en peso de

DGA o incluso más alta. El uso de una concentración más alta permite la reducción en las tasas de circulación en un 25-40%, comparado con el tratamiento con MEA. Otra desventaja de la DGA es la gran solubilidad de fracciones del C_3^+ , comparado con el uso de las otras aminas. La DGA también se ajusta al tratamiento de corrientes líquidas de hidrocarburos (Villalobos Robinson, 2018).

1.4.3.3 Dietanolamina

Se trata de una amina secundaria que presenta un solo grupo amino y dos grupos hidroxilos. La DEA es mucho menos corrosiva que la MEA, pero la disolución se vuelve muy viscosa en concentraciones altas. La reacción de la DEA con COS y CS_2 es más lenta que la que presente la MEA y los productos de esta reacción distintos, por lo que causa menores pérdida de amina al reaccionar con estos gases (Marcano & Varela, 2010). Posee una presión de vapor más baja, reduciendo considerablemente las pérdidas de disolución de amina por evaporación. Además, al presentar una baja presión de vapor, podrá funcionar bien en columna de absorción que trabajen a baja presión. La DEA se degrada de igual forma que sucede con la MEA, pero los producto de esta degradación tienden a hervir a la misma temperatura, lo que dificulta notablemente su separación por destilación (Mordoño, Rosales, & Baricelli, 2012). En cuanto a la concentración, el límite máximo establecido para esta amina es 35% en peso, ya que no presenta niveles altos de corrosión cuando se encuentra en concentraciones menores a este límite (QuimiNet, 2013).

1.4.3.4 Diisopropanolamina

Es una amina secundaria como la DEA. Las soluciones DIPA, tienen una gran capacidad para transportar gas ácido, con base molar, sin embargo, debido al alto peso molecular del disolvente, requiere de tasas másicas de circulación muy altas (Mordoño et al., 2012). Dificilmente el proceso DIPA puede competir en la remoción de CO_2 con otros procesos, pero sí en la remoción de H_2S , donde es más eficiente. Igualmente, se utiliza en el tratamiento de líquidos (Bolívar, 2019).

1.4.3.5 Metildietanolamina

Es una amina terciaria, lo que significa que los tres enlaces nitrógeno-hidrógeno han sido sustituidos por enlaces nitrógeno-alcohol, cuyo comportamiento en disolución acuosa es el de una base débil, que reacciona lentamente con el CO_2 , por lo tanto para removerlo, se

requiere de un mayor número de etapas de equilibrio de absorción. Su mejor aplicación es la remoción selectiva del H_2S cuando ambos gases están presentes (CO_2 y H_2S) (Marroig Martínez, 2015). El empleo de esta amina como disolvente en la absorción de gases ácidos tiene grandes ventajas ya que: presenta una alta selectividad sobre el H_2S ; tiene una baja presión de vapor, lo que resulta en pérdidas de disolvente por evaporación potencialmente menores; es menos corrosiva; tiene alta resistencia a la degradación; y requiere poca energía para su regeneración (García Conde, 2018). El uso de esta alcanolamina tiene también varias desventajas ya que: es sustancialmente más costosa en comparación con el resto de aminas; es menos reactiva, por lo que será necesaria una mayor cantidad de esta para obtener los mismos resultados; no se puede regenerar por medio de técnicas convencionales; absorbe compuestos aromáticos presentes en el gas, lo que complica potencialmente el diseño de la unidad de recuperación de azufre posterior; y ofrece una eliminación mínima de COS y CS_2 (Mandal, 2003).

1.4.4 Reacciones de las alcanolaminas con el H_2S

Por muchos años la MEA se usó con gas natural (yacimientos) y la DEA en refinerías por ser no reactiva al sulfuro de carbonilo (COS) y sulfuro de carbono (CS_2), fue en 1950 que Kohl desarrolla la MDEA para el H_2S .

Las aminas terciarias son selectivas en la remoción de H_2S , y durante su reacción no forman carbonatos. Además pueden degradarse en dos tipos de productos: Iónicos y No iónicos. Los productos iónicos poseen carga eléctrica y son comúnmente encontrados en las soluciones de aminas.

La degradación de la Amina forma aniones tales como los acetatos, formaldehídos y oxalatos y reacciones químicas del H_2S con el oxígeno que forman sulfatos y tiosulfatos. Los productos iónicos formados reaccionan inmediatamente con la Amina muchos de la misma manera que lo hace el gas ácido, pero provocando enlaces mucho más fuertes. Las Aminas que presentan en su composición sales estables al calor están imposibilitadas de reaccionar con los gases ácidos y su capacidad de endulzamiento se reduce por este concepto (Vásquez Romero, 2013).

Los compuestos de degradación no iónicos con una carga eléctrica no asociada son también comúnmente encontrados en soluciones de Aminas. Al contrario de los compuestos iónicos, los productos de degradación no iónicos no forman sales estables con la Amina, sino que

vienen básicamente de la degradación de la misma debido a medios termales o a las reacciones con el O_2 y compuestos orgánicos sulfurosos como el COS, CS_2 a temperaturas relativamente altas (Marroig Martínez, 2015).

1.4.5 Mecanismos de reacción de aminas en el tratamiento de gas ácido

En solución acuosa el H_2S se disocia para formar una solución débilmente ácida. Cuando una corriente de gas que contiene H_2S entra en contacto con una solución de amina acuosa, los gases ácidos reaccionan con la amina para formar un complejo ácido-base soluble, denominado sal de amina. La reacción es exotérmica y se muestra en la ecuación 1.1 (Sheilan et al., 2008).



1.4.5.1 Mecanismo de reacción para H_2S

Independiente de la estructura de la amina (primaria, secundaria o terciaria), esta reacciona de manera instantánea con el H_2S , mediante la transferencia de un protón (Sheilan et al., 2008). La figura 1.2 muestra la reacción entre amina y H_2S .

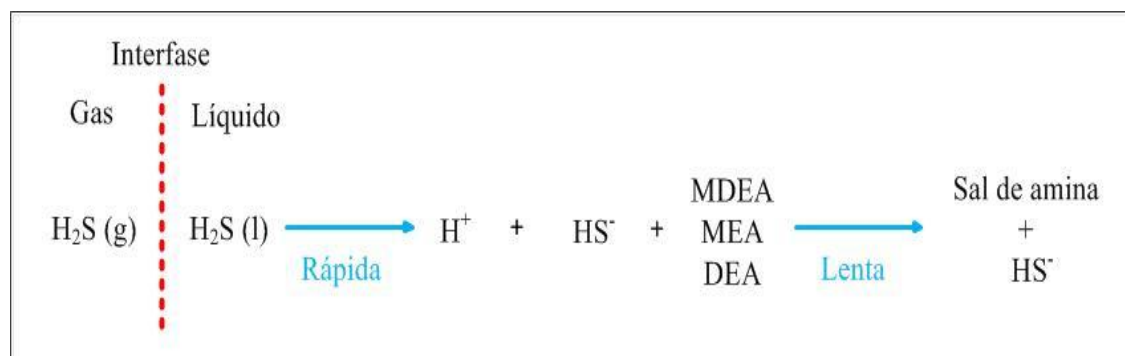


Figura 1.2. Mecanismo de reacción para H_2S . **Fuente.** (Sheilan et al., 2008).

Teniendo en cuenta la alta selectividad en la remoción de H_2S , la poca energía que se necesita para regenerarla y a que presenta menores problemas corrosivos que otras alcanolaminas, en la Refinería Cienfuegos S.A se utiliza la MDEA como disolvente en el proceso de endulzamiento de gases amargos o agrios.

1.4.6 Regeneración de aminas

Este proceso tiene como objetivo la regeneración de la amina para volverse a reutilizar en el proceso de endulzamiento de gases agrios. La amina rica, es decir, aquella que se utilizó

como disolvente en la torres absorbedoras y logró absorber los gases amargos, se somete a procesos de intercambio de calor y luego es enviada a la torre desorbedora, donde ocurre la desorción como operación de transferencia de masa (Saavedra Pérez, 2021). En esta operación se pone en contacto la amina rica con vapor de agua donde las altas temperaturas y el efecto de arrastre producidos por este vapor rompen la unión relativamente débil entre el H₂S y la amina, produciéndose una solución de aminas cada vez más pobre a medida que esta desciende por la torre regeneradora y lográndose separar el H₂S de dicha solución, el cual sale por el tope de la torre. La amina pobre regenerada es sometida a procesos de intercambio de calor y filtrado para luego ser recirculada al proceso de endulzamiento (Chematek, 2010).

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:

- MDEA pobre: $0,10 \frac{\text{mol (H}_2\text{S+CO}_2\text{)}}{\text{mol (MDEA)}}$ Ec.1.2

- MDEA rica: $0,35 \frac{\text{mol (H}_2\text{S+CO}_2\text{)}}{\text{mol (MDEA)}}$ Ec.1.3

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

- MDEA pobre: $0,002 \frac{\text{mol (H}_2\text{S)}}{\text{mol (MDEA)}}$ Ec.1.4

- MDEA rica: $0,172 \frac{\text{mol (H}_2\text{S)}}{\text{mol (MDEA)}}$ Ec.1.5

1.4.6.1 Parámetros operacionales a tener en cuenta en la regeneración de aminas

Los parámetros tecnológicos fundamentales o variables del proceso que debemos tener en cuenta para la regeneración de amina son: la presión y la temperatura. El proceso debe realizarse a baja presión para facilitar que los gases agrios sean eliminados por la parte superior de la torre regeneradora (Navarro Hernández, 2020). Es de vital importancia llevar el control del diferencial de presión entre el tope y fondo de la torre desorbedora, ya que este indica la inundación o formación de la tan indeseada espuma en el interior de dicha torre, lo cual es perjudicial para que este proceso se lleve a cabo de manera óptima (Saavedra Pérez, 2010). Es necesario que esta operación se lleve a cabo a altas temperaturas ya que esto propicia que se rompa la unión relativamente débil entre el H₂S y la solución de

MDEA. El calentamiento de la amina rica con la amina pobre regenerada con temperaturas a superiores a 120 °C en el intercambiador de calor de carga/fondo está limitado a valores menores de 110 °C para evitar que en las líneas de transferencia se produzca la separación de parte del H₂S de la fase líquida. Es muy importante también mantener el control y supervisión de la temperatura en el fondo de la torre regeneradora, la cual debe estar entre 120-125 °C para evitar la degradación térmica de la amina (Chematek, 2010).

1.5 Principales equipos de la sección de regeneración de amina de la Refinería Cienfuegos S.A

En la sección de regeneración de amina los equipos principales para llevar a cabo esta operación son: la torre desorbedora o regeneradora, que es la encargada de lograr la separación del H₂S de la solución de amina rica y regenerarla convirtiéndola en amina pobre para ser utilizada en el proceso endulzamiento; los intercambiadores de calor, los cuales son de placas y su función es enfriar o calentar la amina para lograr que ocurra la operación de transferencia de masa (desorción) en la torre desorbedora y el proceso de regeneración en general, cumpliendo así con las especificaciones de calidad que debe tener la amina en cuanto a temperatura para el proceso de eliminación de H₂S; y también los filtros, cuya función es impedir que ocurran obstrucciones de partículas sólidas en los equipos, principalmente en las bombas e intercambiadores de calor y contribuir al cumplimiento de las normas de calidad de la amina en cuanto a pureza.

1.5.1 Regenerador

Su función es regenerar la amina, mediante el calentador del fondo que suministra suficiente calor a la solución para el sentido de la reacción ácido-base que ocurrió en el absorbedor (Peñaherrera Muñoz, 2012). En el regenerador se elimina entre un 90-95 % del gas ácido. El plato superior se emplea para eliminar el arrastre de MDEA de los gases que suben al tope ya que estos gases se pusieron en contacto con el inyector de amina entrante y pueden arrastrar amina y por tanto en el plato superior se inyecta el reflujo de baja concentración de amina (García Conde, 2018). La cantidad de gases ácidos que se elimina de la amina aumentará en proporción directa cuando aumente el vapor que asciende del fondo. Normalmente para minimizar el consumo de energía, el calor aplicado al fondo se controla con la temperatura del tope del regenerador. El punto de ebullición de la solución

depende de la composición de la amina, de la concentración de amina en la solución y de la presión del regenerador (Villalobos Robinson, 2018).

El regenerador opera con una presión en el tope entre 0.6-1 kgf/cm² para mantener la parte inferior por debajo de la temperatura de degradación de la amina, el vapor debe tener una temperatura menor o igual que 177 °C y la temperatura de degradación de la amina es de 125-127 °C (González Maicas, 2018).

1.5.2 Filtros de carbón activado

Mediante la utilización de filtros de carbón activado en la industria petrolera es posible llevar a cabo la operación de adsorción para remover contaminantes en la solución de amina pobre regenerada como son: los hidrocarburos, los productos de degradación de la misma y el hierro libre producto de la corrosión (Gallego Piñol, Perales Lorente, & Roca Mussons, 2013). En la filtración con carbón activo clásica, la adsorción se produce en una dirección en la que las moléculas de contaminante se adhieren a los gránulos de carbón. Cuando el filtro está saturado, se ha de reemplazar y tratar para su regeneración (incineración o reactivación térmica) (Padrón, García, González, & Gómez, 2013).

Estos filtros deben tener de 2.5-3 m de alto y un tiempo de residencia de 15 min para que la transferencia de masa se realice de forma óptima. Se estima una vida útil del lecho de carbón activado de 4-8 meses, el cual depende del nivel de contaminantes y del flujo de la solución que fluye a través de él (Zanini, Isique, de Carvalho, & Pereira Tanguerino, 2014). El carbón activado debe cambiarse por diferentes causas como son: el aumento del ΔP , ya que esto indica incrustaciones; si hay problemas con el color; y si hay formación de espuma, lo cual indica que hay una saturación química del carbón activado (Patiño Villamil, 2020).

1.5.3 Filtros de canasto

Los filtros tipo canasta son ideales para la retención de sólidos suspendidos en los fluidos de procesos tales como: disolventes, aceites, hidrocarburos, agua, gas licuado del petróleo (GLP), etc. Se utilizan principalmente para retener partículas de tamaño considerable y evitar de este modo que ocurra el bloqueo de válvulas, daños en equipos de bombeo e intercambiadores de calor (Pérez Hernández, 2016).

En su interior se instalan canastas fabricadas en acero inoxidable fabricadas en mallas tipo *mesh*, cabe mencionar que en filtros de tamaños mayores a 12" de diámetro, se recomienda

colocar canastas múltiples, las cuales incrementan el área de filtración, se reducen el peso de las canastas facilitando su manejo durante el mantenimiento (Gómez, Ancheyta, & Marroquín, 2003). Son diseñados y fabricados para cualquier rango de presión en estricto apego a los estándares de diseños nacionales e internacionales. Pueden ser usados como elemento de filtración primario para diversos tipos de aplicaciones industriales (Ordoñez Pinargote, 2015).

1.5.4 Filtros de cartucho

La consiste en hacer circular, mediante presión, un fluido por el interior de un portacartuchos en el que se encuentran alojados los cartuchos filtrantes. El fluido atraviesa el cartucho filtrante, quedando en éste retenidos todos los contaminantes seleccionados (Vega Verduga, 2018). La filtración por cartuchos es una técnica indicada para aquellas aplicaciones que requieren una calidad y una seguridad en sus procesos productivos. Los cartuchos filtrantes pueden estar fabricados en diferentes materiales, polipropileno, poliestersulfona, teflón, celulosa, nylon, acero inoxidable, etc., determinándose el empleo de uno u otro en función de las características del fluido a filtrar y de la calidad final deseada del mismo (Ordúz, Weck Delgado, & Serrato Tovar, 2009).

1.5.5 Intercambiadores de calor de placas

Los intercambiadores de calor de placas son dispositivos mecánicos que permiten el intercambio de temperatura entre fluido-fluido, fluido-gas o gas-gas. Están formados por delgadas planchas corrugadas principalmente de acero inoxidable, empaquetadas o bien soldadas con cobre (Clavelo Suárez, 2017). Las placas son apretadas unas contra otras y empaquetadas dentro de un bastidor y el flujo de producto se encuentra en canales alternos y el servicio entre los canales del producto (Maiocchi & Alderetes, 2002). El movimiento de los fluidos por el interior del intercambiador de placas de forma general, se realiza a contraflujo, ya que la transferencia de calor se más efectiva y alcanzan valores del coeficiente global elevados en comparación con el movimiento en paralelo (Izquierdo, 2002).

Los intercambiadores de calor de placas son ideales para aplicaciones en las que los fluidos tienen una viscosidad relativamente baja y no contienen partículas. Además, son idóneos cuando la temperatura de salida del producto y la temperatura de entrada del

servicio son muy similares (Moncada, 2006). En comparación con otros intercambiadores de calor este requieren poco espacio para su instalación y además poseen gran área de transferencia (Dávila Moya, 2006). A nivel industrial tienen gran aplicación ya que se pueden utilizar como condensadores, evaporadores y condensadores de circuito dual. Son ampliamente utilizados en *chillers*. Las características y ventajas que ofrecen estos intercambiadores los convierten en ideales para la industria del petróleo (Touceda, 2007).

1.5.5.1 Ventajas de los intercambiadores de calor de placas

- Logran una alta eficiencia gracias a la gran superficie de intercambio que existe entre las dos corrientes fluidas.
- Fácil desmontaje. Las operaciones de mantenimiento y limpieza se efectúan de manera más fácil y rápida. Todas las superficies se pueden limpiar fácilmente ya sea por métodos manuales o químicos, se reducen los tiempos muertos y no se requiere de un equipo especial de limpieza, los costos de mantenimiento son menores.
- Mayor coeficiente global de transferencia de calor, hasta cinco veces superiores a los que se pueden conseguir para unidades de tubo y coraza
- Menor inversión. Hasta un 90 % menor en costo como consecuencia de necesitar menor área de transferencia.
- Permiten la aplicación de flujos a contracorriente en las mayorías de las aplicaciones.
- Aproximaciones de temperatura más cercanas. Se puede trabajar incluso con diferencias de temperaturas de hasta 1 °C, maximizando la posibilidad de recuperación de calor.
- Bajo costo de operación, que resulta de la combinación del elevado coeficiente de transferencia y de la menor acumulación de la suciedad.
- Adaptabilidad y diseño modular. La capacidad puede aumentarse o disminuirse con solo poner o quitar placas. La modificación de la disposición de las placas permite modificar fácilmente el programa de temperatura de trabajo e incluso su utilización en distintos procesos. Esta característica no la presentan los termo-soldados, pues en su desmontaje y ampliación no son posibles. En el caso de los de carcasa y tubo, no es fácil adaptarlos a los cambios de la demanda térmica.

- Flexibilidad. Pueden adaptarse y ser utilizados para una diversa gama de fluidos y condiciones.

1.5.5.2 Desventajas de los intercambiadores de calor de placas

- La chapa del metal, esté o no ondulada, no es el elemento adecuado para soportar presiones elevadas, de modo que las presiones máximas para los modelos más comunes son de 10-15 bar, aunque existen modelos capaces de soportar presiones algo mayores. Este problema no es tan acusado en el caso de los intercambiadores termo-soldados, que pueden llegar a soportar presiones que rodean los 30-32 bar. Esta es la principal limitación que presenta este intercambiador.
- Debido a los estrechos canales entre placas, la caída de presión a través de un intercambiador de placas, es relativamente grande, por lo que es necesario tener en cuenta la inversión y los costos de operación y mantenimiento del sistema de bombeo a la hora de compararlo con otros tipos de intercambiadores.
- No son convenientes para el uso con líquidos tóxicos o altamente inflamables, debido a la posibilidad de rotura de las juntas. El termo-soldado no presenta este problema y puede utilizarse para este tipo de líquidos siempre y cuando el material sea el adecuado.

1.6 Fundamentos teóricos de la transferencia de calor

El calor puede ser transferido desde una fuente hasta un receptor mediante conducción, convección, o radiación. En muchos casos, el intercambio ocurre por una combinación de dos o más de estos mecanismos. Cuando la velocidad de transferencia de calor (Q) permanece constante y no es afectada por el tiempo, el flujo de calor es denominado a estar en un estado estacionario; un estado no estacionario existe cuando la velocidad de transferencia de calor a cualquier punto varía con el tiempo (Incropera & DeWitt, 2003). La mayoría de operaciones industriales en las cuales está involucrada la transferencia de calor son llevadas a cabo bajo condiciones de estado estacionario, sin embargo las condiciones de estado no estacionario son encontradas en los procesos “*batch*”, enfriamiento y calentamiento de materiales tales como metales o vidrio y ciertos tipos de procesos de regeneración y activación (Leyva Legrá, 2015).

1.6.1 Conducción

La transferencia de calor a través de un material fijo es acompañada por el mecanismo conocido como conducción. La velocidad de flujo de calor por conducción es proporcional al área aprovechable para la transferencia de calor y al gradiente de temperatura en dirección del flujo de calor. La velocidad de flujo de calor en una dirección dada puede ser expresada por la ecuación o Ley de Fourier (Incropera & DeWitt, 2003).

$$\frac{dQ}{d\theta} = -k * A * \frac{dt}{dx} \quad \text{Ec.1.6}$$

Donde:

- ✓ Q: cantidad de calor transferido en el tiempo; W.
- ✓ k: constante de proporcionalidad, designada como la conductividad térmica, W/m °C.
- ✓ A: área de transferencia de calor perpendicular a la dirección del flujo de calor, m².
- ✓ t: temperatura; °C.
- ✓ x: longitud de la ruta de conducción en dirección del flujo de calor, m.

1.6.2 Convección

La transferencia de calor por el mezclado físico de porciones frías y calientes de un fluido es conocida como transferencia de calor por convección. El mezclado puede ocurrir como un resultado de diferencias de densidad, como en la convección natural, o como el resultado de la inducción mecánica o agitación, como en el caso de la convección forzada. La siguiente ecuación 1.7, conocida como la Ley del enfriamiento de Newton se usa como base para la evaluación de las velocidades de transferencia de calor por convección (Çengel, 2004).

$$\frac{dQ}{d\theta} = h * A * \Delta t \quad \text{Ec.1.7}$$

Donde:

- ✓ Q: tasa de transmisión de calor; W.
- ✓ h: coeficiente de transferencia por convección; W/m² °C.
- ✓ A: área superficial de intercambio de calor, m².
- ✓ Diferencia de temperatura entre la superficie del objeto y el ambiente; °C.

1.6.3 Radiación

Cuando la energía radiante es transferida desde una fuente hacia un receptor sin que existan de por medio moléculas de otra sustancia, el método de transferencia de calor es designado como radiación. Basándose en la segunda Ley de la termodinámica, Boltzmann estableció la ecuación que describe la velocidad a la cual una fuente da calor, denominada también como la Ley de la cuarta potencia (Varona, 2007).

$$\frac{dQ}{d\theta} = \sigma * \varepsilon * A * T^4 \quad \text{Ec.1.8}$$

Donde:

- ✓ σ : constante de Stefan Boltzmann; $5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ K}^4$.
- ✓ ε : emisividad de la superficie (depende de las características de la superficie emitente); adimensional.
- ✓ A : área expuesta a la transferencia de calor; m^2 .
- ✓ T : temperatura absoluta; K.

1.7 Problemas operacionales de las unidades de Absorción y Regeneración

Actualmente en las refinerías de petróleo se debe mantener un estricto control de los parámetros de operacionales y de calidad en las secciones de Absorción y Regeneración de amina, ya que pueden originarse diversos fenómenos o factores que afecten parte del proceso de producción. En la Refinería de Cienfuegos S.A, debido a los años de explotación de los equipos y a la discontinuidad que tiene el procesamiento del crudo en general, estos problemas son muy comunes, trayendo como consecuencia el incumplimiento tanto de normas de calidad como de protección y cuidado al medio ambiente.

1.7.1 Incumplimiento de las especificaciones del producto

Los problemas de especificación del producto, relacionado con la especificación de H_2S en el gas o líquido tratado, pueden ser el resultado del poco contacto (baja eficiencia) entre este y la amina, causado por espuma o problemas mecánicos en el absorbedor. En el caso de la espuma, restos de gas quedan atrapados en burbujas, no ocurriendo el contacto con el solvente, resultando en una transferencia de masa deficiente desde el gas/líquido con ácidos hacia la solución de amina. En el caso de problemas mecánicos, pueden existir daños en el

empaques de la torre, obstaculizando así la transferencia de materia entre el gas/líquido alimentado y la solución de amina (Sheilan et al., 2008).

1.7.1.1 Factores que generan problemas de especificación en el gas tratado

A modo general, los factores que generan problemas de especificación en el gas tratado son: el bajo flujo de circulación de amina; la inadecuada regeneración de la amina; la amina contaminada; la inadecuada temperatura de la solución de amina y del gas a tratar; la presencia de espuma en el absorbedor; daños mecánicos en los absorbedores, principalmente en platos o empaques; el mal funcionamiento de los intercambiadores de calor; y los cambios en las condiciones del gas alimentado.

1.7.2 Corrosión

La corrosión es el problema más común en las plantas de tratamiento de aminas. Las áreas de la planta en donde se genera más corrosión son el Regenerador, Rehervidor y el Intercambiador Carga/Fondo (Díaz Piñón, 2004).

1.7.2.1 Factores que contribuyen a la formación de corrosión

Entre los factores que contribuyen a la formación de corrosión en las unidades de amina se encuentran:

- Tipo de amina y concentración de amina: El potencial de generar corrosión de una amina varía dependiendo de que amina se trate y de la concentración de esta. MEA es la amina más corrosiva, mientras que MDEA es la menos corrosiva. En cuanto a la concentración, generalmente, una solución con mayor concentración de amina, puede generar una mayor corrosión. Para aminas menos corrosivas, la concentración máxima permitida es superior. Para DEA, la concentración es limitada a 25 % en peso, y en el caso de MDEA, la concentración usualmente se limita a 50 % en peso (DuPart, Bacon, & Edwards, 1993).
- Carga ácida: La carga ácida corresponde a la cantidad de ácido presente en la solución de amina. Se calcula con la siguiente relación (S.N Smith, 1994).

$$\text{Carga ácida} = \frac{\text{Moles de H}_2\text{S} + \text{Moles de CO}_2}{\text{Moles de Amina}} \quad \text{Ec.1.9}$$

- Mientras mayor es la carga ácida de la corriente de amina, mayor es el riesgo de corrosión. Se recomienda que la carga ácida en la amina rica sea inferior a 0,4

mol/mol para unidades que utilicen DEA y 0,45 para unidades que utilicen MDEA (Koteeswaran, 2010).

- Sales de amina térmicamente estables: Son productos de la reacción entre la amina y ácidos más fuertes que H₂S y CO₂ y que no se disocian en el Regenerador, por lo que son estables térmicamente. Son corrosivas y aumentan la corrosividad de la solución. Su contenido debe ser limitado a 1 o 2 % en peso (Peabody, 2001).
- Elevadas temperaturas: Las altas temperaturas del proceso tienden a promover la ruptura del gas ácido y a tener un efecto sobre el pH de la solución de amina, ya que el pH tiende a disminuir al aumentar la temperatura. Al ser menor el pH, el riesgo de corrosión aumenta (S.N. Smith, 2006).
- Altas velocidades: Las velocidades de la solución de amina deben ser limitadas para controlar la corrosión y/o erosión causada por la presencia de partículas sólidas, así también la causada por el flasheo del gas ácido debido a una caída de presión excesiva. La velocidad en intercambiadores de calor debe ser limitada a 1 m/s, mientras que la velocidad en las líneas debe limitarse a 2 m/s (L. Smith, 1998).

1.7.2.2 Sulfuro de Hierro

Gran parte de la unidad de aminas es construida con acero inoxidable. El Hierro del acero reacciona con H₂S para formar una capa de FeS en la superficie de la tubería que protege al acero del ataque de la corrosión (T. D. C. Company, 2016). La ecuación 1.10 muestra la reacción entre Fe y H₂S.



Siempre que la capa de protectora de sulfuro de hierro (FeS) esté intacta, la corrosión en las unidades de amina, suele ser más baja. Esta película protectora puede desgastarse por la alta velocidad de flujo o por turbulencia del fluido. Un alto contenido de sales térmicamente estables (STE) aumenta la viscosidad y la densidad de la solución de amina. Al mismo tiempo, si se requieren mayores velocidades para hacer circular suficiente amina para el proceso de absorción de gas ácido, la velocidad de circulación de la solución aumenta. Esta combinación puede dar como resultado la erosión de la capa protectora de sulfuro de hierro que expone el acero a un mayor ataque de sulfuros y mayores tasas de corrosión (T. D. C. Company, 2012). Siempre que esta capa esté intacta, la corrosión en las unidades de amina,

suele ser baja. En la figura 1.3 se muestra el contraste entre superficies con y sin la película protectora de FeS.



Figura 1.3. Contraste entre superficies del fondo de una regeneradora sin FeS y con FeS.
Fuente. (T. D. C. Company, 2016).

1.7.2.3 Otros contaminantes que aceleran la corrosión

La presencia de algunos contaminantes también puede contribuir a la formación de corrosión (Beke, 2010). Entre estos contaminantes se encuentran:

- Excesivo bisulfuro de amonio en la parte superior del regenerador. Este compuesto es capaz de penetrar la capa de sulfuro de hierro que se forma en las paredes de las tuberías y atacar el acero.
- Los altos niveles de iones de cloruro en la solución de amina pueden atacar las aleaciones de acero inoxidable usadas en áreas propensas a la corrosión de la unidad de amina.
- El oxígeno y el acero húmedo rápidamente pueden dar como resultado óxido. El acero oxidado se convierte inmediatamente en sulfuro de hierro. Este sulfuro de hierro no está unido a la pared de la tubería, por lo que no forma parte de la capa protectora de sulfuro de hierro, de manera que es libre de circular en la solución de amina. Estas partículas sólidas en la solución pueden ser abrasivas para el sulfuro de hierro de la capa protectora, exponiendo nuevamente la superficie de acero al ataque por corrosión.

1.7.3 Partículas sólidas (sólidos suspendidos totales (SST))

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. Las partículas

también pueden provocar ensuciamiento en los platos provocando inundación en ellos y la pérdida de amina en el H_2S 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 incumpléndose las especificaciones en el gas tratado (A. F. Company, 2016). 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 (Sheilan et al., 2008).

1.7.4 Espumas de la solución

La formación de espumas en las torres es uno de los problemas más persistentes. Contribuye significativamente a las pérdidas de amina por arrastre, a la pérdida de capacidad de tratamiento y a la falta de especificación del producto, ya que influyen negativamente sobre las operaciones de absorción y desorción. Pueden ocurrir en el absorbedor o regenerador y suelen ir acompañadas de un aumento notorio en el diferencial de presión de la torre. Los factores que pueden aumentar las características de espumamiento de una solución son una disminución en la tensión superficial o un aumento de la viscosidad de la solución de amina (A. F. Company, 2016).

1.7.4.1 Causas de la formación de Espumas

La formación de espumas está atribuida a factores como son: los sólidos en suspensión y el material particulado; los hidrocarburos líquidos; los ácidos orgánicos en el gas de entrada; los agentes tensoactivos contenidos en inhibidores de corrosión, fluidos de tratamiento, aceites y lubricantes; los productos de degradación y descomposición de amina; la presencia sales de amina térmicamente estables; los filtros de algodón, la presencia de contaminantes en agua de reposición; el exceso de inyección de antiespumante; y a la temperatura de amina pobre demasiado baja.

1.7.5 Pérdidas de Amina

Las principales causas de pérdidas de solución de amina se deben a: causas mecánicas; arrastre debido a espuma y solubilidad; arrastre debido a emulsión; vaporización de la amina; degradación de amina; e inundación de torre absorbidora (Sheilan et al., 2008).

1.7.6 Sales de amina térmicamente estables

A diferencia de las sales, como los sulfuros, los carbonatos, bicarbonatos y carbamatos, las sales termoestables no pueden ser regeneradas, ya que el calor aplicado en el regenerador de la unidad de aminas no tendrá ningún efecto sobre ellas. Las sales termoestables, son compuestos inorgánicos complejos que capturan a la molécula de amina, inhibiendo así su función de absorción del H_2S (Waite, Cummings, & Smith, 2013). Las principales sales termoestables son las que se indican en la tabla 1.2.

Tabla 1.2. Principales sales termoestables que no pueden ser regeneradas.

Nombre de la sal	Fórmula
Formiato	$[HCOO]^-$
Acetato	$[CH_3COO]^-$
Oxalato	$[C_2O_4]^{2-}$
Sulfato	$[SO_4]^{2-}$
Tiocianato	$[SCN]^-$
Tiosulfato	$[S_2O_3]^{2-}$
Cloruro	$[Cl]^-$

Fuente. (Waite et al., 2013).

1.7.6.1 Principales problemas relacionados con la presencia de las STE

Los principales problemas relacionados con la presencia de sales térmicamente estables en una planta de amina son: la disminución de la capacidad del sistema de aminas; la corrosión severa; y los problemas operacionales como pérdidas excesivas de amina, alta frecuencia de cambio de filtros y bajo rendimiento del sistema de aminas (Baumeister, Souza, & Ihle Rusque, 2010).

1.7.7 Corta vida útil de filtros de partículas

Generalmente, debido a los problemas asociados a las unidades de amina, los filtros de partículas deben ser cambiados muy frecuentemente. La corta vida útil de los filtros de partículas se puede deber a varios factores, los cuales son: el exceso de sólidos suspendidos en el gas de entrada; la relación flujo/área de filtro muy alta; el material del filtro incompatible o ineficiente; la presencia de sólidos plásticos como asfaltenos o ceras, los cuales forman una película delgada sobre el material del filtro que causa que la presión diferencial aumente rápidamente; el lodo oscuro, formado por hidrocarburos y sólidos, elevando el ΔP ; el taponamiento de poros de medio filtrante, lo que causa que la presión

diferencial aumente rápidamente; y el diseño incorrecto del elemento filtrante (A. F. Company, 2014).

1.7.8 Contaminantes en el Sistema de Aminas

La presencia de contaminantes en la solución de amina contribuye directamente a gran parte de los problemas anteriormente mencionados. Una de las principales fuentes de contaminación de las unidades de aminas es la misma alimentación de gas. A continuación, se enumeran distintos contaminantes presentes en las unidades de amina y el efecto que pueden generar (Haws, 2001).

- **Asfaltenos:** Pueden estar presentes como partículas sólidas y pueden ayudar en la formación de espuma y emulsión.
- **Ceras:** Son generalmente depósitos cristalinos, solubles en petróleo crudo y otras corrientes de hidrocarburos. Tienden a depositarse en muchos lugares dentro de las unidades de amina.
- **Agua:** Las corrientes de gas ácido que contienen agua son mucho más corrosivas. Esta corrosión es causada por la hidrólisis o disociación de gases ácidos en el agua. Además, algunas corrientes de agua pueden contener altas concentraciones de sales, causando no solo la contaminación de la unidad de procesamiento de gas, sino también las fallas en algunos equipos.
- **Oxígeno:** La presencia de oxígeno provoca la formación de STE, además de provocar la degradación de la amina.
- **Azufre:** Actúa como oxidante y degrada las aminas. Es altamente corrosivo si se encuentra en sistemas de aminas circulante.
- **Amoniaco:** El amoniaco es soluble en soluciones de aminas, por lo que la presencia de cualquier amoniaco en la corriente de alimentación dará como resultado cantidades significativas de amoniaco en la amina rica, que se concentra en el circuito de reflujo del regenerador y genera problemas de deposición de sólidos. El amoniaco reacciona tanto como con H_2S como con CO_2 para formar sales de amonio que pueden precipitar posteriormente.
- **Sales:** Principalmente cloruro de calcio y sodio. Estas sales pueden precipitar a altas temperaturas y generar corrosión por grietas.

- Aceites de lubricación de compresores: Generan formación de espuma.
- Sulfuros de hierro y óxidos de hierro: Comúnmente provienen de la corrosión. Pueden provocar taponamiento y agravar la corrosión.
- Restos de hidrocarburos: Pueden contribuir a la formación de espuma y ensuciamiento.

1.7.9 Degradación de aminas

En general, las aminas primarias y terciarias tienen una buena resistencia a la degradación, sin embargo, un mal manejo de la operación podría generar casos de degradación de amina severos. La degradación de las aminas puede darse tanto química, como térmicamente. La amina también puede degradarse en presencia de sólidos, contaminantes e impurezas. Además, todas las aminas se degradan en presencia de oxígeno. En el caso de la degradación térmica, por lo general, las aminas se degradan a temperaturas superiores a los 130 °C (Haws, 2001).

1.7.9.1 Causas de la degradación de aminas

La degradación de la amina reduce la capacidad del sistema de aminas. Además, los productos de degradación formados pueden tener efectos asociados a: la formación de espuma y sales térmicamente estables; ensuciamiento; corrosión; y efectos ambientales.

Conclusiones parciales del Capítulo 1

1. La presencia del H_2S en la industria petrolera es una amenaza para el proceso productivo provocando daños severos en los equipos. Es uno de los factores que contribuye a la degradación de la amina y es perjudicial para la salud debido a su toxicidad.
2. La MDEA se utiliza como disolvente en el proceso de endulzamiento de gases ácidos por su alta selectividad en la remoción de H_2S , la poca energía que se necesita para regenerarla y porque presenta menores problemas corrosivos que otras aminas.
3. Los problemas operacionales identificados contribuyen a que los procesos de endulzamiento de gases ácidos y regeneración de amina no se lleven a cabo de manera óptima y en consecuencia se incumpla con las normativas de medio ambiente y calidad.

Capítulo 2



Capítulo 2: Metodología para evaluar la torre regeneradora de aminas T-02-801

La Refinería Cienfuegos S.A. ubicada al norte de la bahía de Cienfuegos es una de las grandes inversiones de la Revolución que se iniciaron en la década del 80 con la colaboración de la desaparecida Unión Soviética. Su etapa de proyección, micro localización y movimiento de tierra comenzó entre 1977-1983 y su construcción y montaje entre 1983-1990. Cienfuegos es escogido por sus privilegiadas características geográficas, ya que se encuentra ubicado en el centro sur del país y cuenta con una bahía de bolsa, al norte de la cuál es posible desarrollar un complejo industrial integral. A partir de 1997 la refinería pasa a la fase de conservación sus instalaciones tecnológicas y la Unidad Básica Distribuidora de Cienfuegos se integra a la industria. El 10 de abril de 2006 como parte de los proyectos de la Alianza Bolivariana para los Pueblos de Nuestra América (ALBA) se decide la reactivación de la refinería “Camilo Cienfuegos”, convirtiéndose en el pilar principal del desarrollo petroquímico del país. El objeto social de la empresa es realizar la refinación de hidrocarburos y manufactura de productos, compra, almacenamiento, procesamiento, distribución y comercialización de hidrocarburos y productos derivados dentro y fuera del territorio y transporte de petróleo y sus derivados por vía marítima, fluvial y terrestre dentro y fuera del país.

La refinería Cienfuegos S.A. cuenta actualmente con cuatro plantas de proceso de tecnología rusa, las cuales son: la sección 100, destinada a la destilación del crudo (destilación atmosférica); la sección 400 destinada al fraccionamiento de gases; la sección 200 que es la de reformación catalítica, la cual se emplea con el fin de elevar el octanaje de la gasolina y la sección 300-1, destinada a obtener mayor rendimiento, elevar la producción y calidad de los combustibles diésel y turbo (hidrofinación de diésel y turbo combustible).

2.1 Sección 300-1 hidrofinación de diésel y turbo combustible

Esta planta se reactivó con el objetivo de dar solución a las exigencias energéticas del país, ya que el combustible diésel que se obtenía no cumplía con los parámetros de calidad en cuanto a la composición de azufre; el cuál era superior al permisible, es decir, se obtenía

una fracción de diésel de destilación directa con un contenido de azufre superior al 0,5% de azufre.

Esta sección inicialmente estaba destinada para el hidrotratamiento de la fracción 180-350 °C del crudo soviético Romanskino 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. Luego con la reactivación como parte de los proyectos del ALBA con la ayuda de la empresa venezolana, “Petróleos de Venezuela S.A.” (PDVSA) se comenzó a refinar un crudo venezolano, el cual es una mezcla de Mesa de 30 °API y Merey de 16 °API con una relación 12/88 obteniéndose así 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.

La hidrofinación de la fracción de diésel de destilación directa (180-350 °C) se lleva a cabo usando como 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 ocurre la hidrogenación de los compuestos de nitrógeno, oxígeno y azufre, siendo este último el más peligroso, ya que entre las reacciones que ocurren, se forma como producto H_2S , el cual es muy perjudicial para el proceso tecnológico y para el medio ambiente en general. Además de estas reacciones ocurre un hidrocrackeo parcial formándose así los gases hidrocarburados y fracciones livianas de gasolina. La separación de los gases hidrocarburados y fracciones livianas de gasolina se realiza en la torre estabilizadora T-01-301. La eliminación de los compuestos sulfurosos del gas hidrogenado se realiza en la torre absorbidora T-01-302. El endulzamiento de los gases hidrocarburados empleando una disolución de MDEA al 40% se lleva a cabo en las torres contactoras T-01-303 y T-01-304 (ver anexo 5). La sección 300-1 tiene actualmente un rendimiento anual de 670 000 t/año.

2.1.1 Descripción de caso de estudio

A continuación se realizará la descripción de los flujos tecnológicos del caso estudio de esta investigación (sección de absorción y sección de regeneración de aminas), donde se hará mención de los equipos específicos que intervienen y las variables de operación de ambos procesos (ver anexo 6).

2.1.1.1 Sección de absorción

Las corrientes de gases agrios provenientes de los separadores B-01-301, B-01-302 y B-01-305 ubicados en la sección de hidrofinación de diésel, son enviadas a las torres contactoras T-01-302, T-01-303 y T-01-304 respectivamente. Dentro de las torres contactoras los gases fluyen en dirección vertical ascendente a través de los platos o rellenos, en los que entran en contacto con la solución de amina pobre que fluye en dirección contraria. Para evitar la condensación de hidrocarburos dentro de las torres, se requiere que la temperatura de la amina pobre que ingresa por el tope sea 4-5 °C mayor que la temperatura del gas agrio que ingresa por el fondo.

Por la cabeza de cada una de las torres contactoras se obtiene entonces un gas dulce o gas tratado que se encuentra saturado en agua por el contacto con la solución de amina. El gas hidrogenado proveniente de la cabeza de la contactora T-01-302 es enviado a la sección de recompresión de gas para ser reutilizado en el reactor de hidrofinación. Las corrientes de gas tratado provenientes de las contactoras T-01-303 y T-01-304 son utilizadas como gas combustible en otras secciones de la refinería.

Por el fondo de las torres contactoras se recoge la solución de amina rica en H_2S y se envía al separador B-01-306. Las corrientes de amina rica de las torres T-01-302 y T-01-303 son enviadas al separador por diferencia de presión entre las contactoras y el tanque. La amina rica del fondo de la torre T-01-304 alimenta a una de las bombas P-01-306/306R para incrementar su presión de modo de poder ingresar al separador B-01-306 que opera a una presión mayor que la torre.

El separador B-01-306 permite la separación de gases (hidrocarburos + H_2S) generados por la reducción de la presión que sufren las corrientes de amina rica proveniente de las contactoras T-01-302, T-01-303 y T-01-304 al ingresar al recipiente, como así también de cualquier hidrocarburo líquido condensado en las torres contactoras, especialmente las T-01-303 y T-01-304 que operan con gases más pesados.

Los hidrocarburos líquidos acumulados en el separador B-01-306 son drenados automáticamente por una válvula de control de nivel de interfase LV-009, y enviados al sector 309/3. El nivel de la interfase hidrocarburo/amina es controlada por el controlador de nivel LRCA-011 que opera sobre la válvula de control de nivel LV-011 ubicada

inmediatamente aguas debajo de la salida del separador B-01-306 y que alimenta a la torre regeneradora T-02-801, pasando previamente por el calentador de carga fondo.

A continuación en la tabla 2.1 se describen las características constructivas y parámetros operacionales de diseño de los equipos principales de la sección de endulzamiento de gases ácidos.

Tabla 2.1. Características constructivas y parámetros operacionales de diseño de las torres contactoras T-01-302, T-01-303 y T-01-304.

	Absorbedor T-01-302	Absorbedor T-01-303	Absorbedor T-01-304
Tipo de gas a endulzar.	Gas hidrogenado	Gas hidrocarbúrico MP	Gas hidrocarbúrico BP
Origen del gas	Tambor separador de alta presión B-01-301	Tambor separador de media presión B-01-302	Tambor separador de baja presión B-01-305
Tipo de plato	Tipo S de un paso	-	-
Tipo de empaques	-	Anillos <i>Raschig</i> 25x25x4 mm	Anillos <i>Raschig</i> 50x50x5
No de lechos	-	2	2
Altura del lecho, m	-	2	5
Altura total de la torre, m	25,8	20,4	28,3
Diámetro de la torre, m	1,4	0,8	1,2
Temperatura del gas agrio , °C	45	45	45
Presión del gas, (kgf/cm ²)	33,5	7,0	0,5
Caudal de amina, m ³ /h	25-30,0	3-8	6-15
Caudal nominal de amina, m ³ /h	25	4,1	8,2
Temperatura de la amina pobre , °C	48,7	48,7	48,7
ΔP , (kgf/cm ²)	0,5	0,5	0,5

Fuente. (Saavedra Pérez, 2021).

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 tapar 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 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, en las tablas 2.2 - 2.6 se describen las características constructivas y los parámetros operacionales de diseño de los equipos principales de la sección de regeneración de aminas. Estos datos serán utilizados para el análisis comparativo con los resultados obtenidos en cálculos posteriores.

Tabla 2.2. Características constructivas y parámetros operacionales de diseño de la torre regeneradora de aminas T-02-801.

Torre	T-02-801
Denominación	Torre regeneradora de amina
Tipo de plato	Tipo válvula
Número de platos.	22,0
Diámetro (m)	1,10
Presión diseño. (kgf/cm ²)	5,0
Altura total de la torre (m)	20,4
Caída de presión (kgf/cm ²)	0,2
Flujo máximo de vapor de calentamiento,(kg/h)	5 750
Temperatura del vapor, (°C)	148,0
Presión de trabajo (kgf/cm ²)	0,5-0,8
Temperatura tope (°C)	112
Temperatura fondo (°C)	120-125
Temperatura Reflujo (°C)	50,0
Caudal de amina (m ³ /h)	42,1
Caudal de reflujo al tope, (m ³ /h)	3,3
Agua de reposición, (m ³ /h)	0,2
Relación de reflujo, (mol Vapor de agua/mol gas ácido)	7,0
Temperatura del inyector de amina rica, (°C)	110,0
Flujo de vapor de calentamiento,(kg/h)	3 500
Presión de vapor de calentamiento, (kgf/cm ²)	3,5
ΔP , (kgf/cm ²)	0,2
Caudal de amina a filtración, %	20,0
Temperatura máxima salida amina pobre, (°C)	48,7

Fuente. (Saavedra Pérez, 2021).

Tabla 2.3. Características constructivas y parámetros operacionales de diseño de los filtros de canasto V-02-804, V-02-805 y V-02-806.

	Filtro de canasto para amina rica V-02-804	Filtro de canasto para amina pobre V-02-805	Filtro de canasto para Amina Recuperada V-02-806
Diámetro, mm	219,1	219,1	219,1
Longitud, mm	1 000	1 000	597
Tamaño de apertura de los orificios de la malla, micrones	750	750	750
Presión de diseño, (kgf/cm ² man.)	5	5	5

Fuente. (Chematek, 2010).

Tabla 2.4. Características constructivas y parámetros operacionales de diseño de los filtros de cartucho V-02-801 y V-02-803.

	Filtro de cartucho (pre-filtro) V-02-801	Filtro de cartucho (post-filtro) V-02-803
Posición	Vertical	Vertical
Diámetro, mm	219,1	219,1
Altura, mm	1310	1310
Numero de cartuchos	5	5
Material de los cartuchos	Polipropileno	Polipropileno
Modelo del cartucho	MBA 40 P 05-8-S	MBA 40 P 05-8-S
Retención de partículas, micras	5	5
Presión de diseño, (kgf/cm ² man.)	10	10

Fuente. (Chematek, 2010).

Tabla 2.5. Características constructivas y parámetros operacionales de diseño del filtro de carbón activado V-02-802.

Filtro de carbón activado	V-02-802
Posición	Vertical
Diámetro, mm	1 066
Altura, mm	3 000
Capacidad, L	3 025
Modelo del carbón activado	Granulado NORIT GAC 830W
Presión de diseño, (kgf/cm ² man.)	10

Fuente. (Chematek, 2010).

Tabla 2.6. Características constructivas y parámetros operacionales de diseño de los intercambiadores de calor de placas termosoldadas E-02-801, E-02-802, E-02-803 y E-02-804.

Características	E-02-801	E-02-802	E-02-803	E-02-804
Servicio	Calentador	Rehervidor	Condensador	Enfriador
Tipo	CPK75-V-200Pls	CPK50-H-152Pls	CPK50-V-200Pls	CPL30-V-100Pls
Número de placas	200	152	200	100
Espacio entre placas, mm	5,0	5,0	5,0	5,0
Espesor de placa, mm	0,45	0,45	0,45	0,45
Dimensiones, Ancho* largo*alto, mm	1 240*1 240*3 600	840*840*2 050	840*840*2 050	500*500*1 075
Área, m ²	129/131,8	42,1/42,1	58,36/58,36	11,2/11,2
Número de pases	6/6	1/1	6/6	4/4
Material	Acero inoxidable 316L	Acero inoxidable 316L	Acero inoxidable 316L	Acero inoxidable 316L
Flujo de calor (Q). <i>Duty</i> , W	2,692.10 ⁶	3,005.10 ⁶	2,195.10 ⁶	0,626.10 ⁶
Fluidos	Amina rica/Amina pobre	Amina pobre/vapor	Gases ácido /agua	Amina pobre/agua
Temperatura máxima operaciones, °C	108,7/121 a127	125/148	112,3/45	63/45
Temperatura trabajo, °C	50,4 a 108,7/121,7 a 63,1	0 a 123/148 a 148	-/-	63,1 a 49,3/32 a 45
Volumen, L	459/459	172/166	216/208	42/42
ΔP min, kgf/cm ²	2,0	2,0	2,0	2,0
Temperatura entrada, °C	50,4/121	121,7/148	112,3/-	63,1/-
Temperatura salida, °C	110/63,1	-/-	-/-	48,7/-
Presión entrada, kgf/cm ²	7,05/0,94	0,94/3,5	0,80/-	4,70/-
Presión salida, kgf/cm ²	4,0/0,64	-/-	-/-	3,70/-
Presión trabajo, kgf/cm ²	5,0/5,0	1,5/3,5	-/-	6,0/3,0
G, Caudal entrada, m ³ /h	42,1/44,9	38,7/-	3958,1kg/h/4418,8 kg/h	42,7/-
G, Caudal salida, m ³ /h	44,2/42,6	-/-	-/-	42,2/-
Ke, Conductividad térmica entrada, W/m. °C	0,3917/0,4325	0,4325/-	0,0433/-	0,4007/-
Ks, Conductividad térmica salida, W/m. °C	0,4258/0,4325	-/-	-/-	0,3915/-
Densidad, kg/m ³	1040,5/992,5	963,0/1,0	1,1/993,0	1 012,0/1 000
Viscosidad, cP	2,615/0,7694	0,6117/-	0,0144/-	1,7756/-
Eficiencia	0,70	0,70	0,70	0,70

Fuente. (Saavedra Pérez, 2021).

En las tablas 2.7 - 2.11 se muestran parámetros o especificaciones de calidad que se deben cumplir para que ambos procesos se lleven a cabo con la calidad requerida. Estos datos serán utilizados para la realización análisis comparativos con los resultados obtenidos en cálculos posteriores.

Tabla 2.7. 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
Butano (C ₄)	1,5-6
Pentano (C ₅)	0,3-0,1
Hexano (C ₆)	0,6-0,2
Sulfuro de Hidrógeno (H ₂ S)	0,05

Fuente. (Saavedra Pérez, 2021).

Tabla 2.8. Comportamiento del H₂S en la entada de cada contactora.

Absorbedor	ppm H ₂ S (diseño)	Flujo de H ₂ S kg/h (diseño)	Flujo total kg/h (diseño)
T-01-302	5 6 164	666	11 868
T-01-303	40 462	56	1 384
T-01-304	41 562	100	2 304

Fuente. (Saavedra Pérez, 2021).

Tabla 2.9. Especificaciones de calidad de los gases tratados.

	Contactora T-01-302	Contactora T-01-303	Contactora T-01-304
Contenido de H ₂ S ppm en peso	62	100	200

Fuente. (Saavedra Pérez, 2021).

Tabla 2.10. Composición de gases de 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 <i>Tudweiler</i>	H ₂ S <i>Draguer</i>	Cl ₂ <i>Draguer</i>
E a T-304	16,56	3,16	15,79	35,04	13,60	10,74	3,48	1,61	213904,44	>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	54202,74	>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	-	-	19088,78	>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. (Saavedra Pérez, 2021).

Tabla 2.11. Especificaciones de calidad de la amina rica y la amina pobre.

Concentración de amina, %	38-40
Carga ácida (amina pobre), mol H ₂ S/mol MDEA	0,002
Carga ácida (amina rica), mol H ₂ S/mol MDEA	0,172
Sales Térmicamente Estable, %	≤2,5
Sólidos Suspendidos Totales, ppm	50-100
pH	7-9

Fuente. (Saavedra Pérez, 2021).

2.2 Metodología para la evaluación de la torre regeneradora de aminas T-02-801

El análisis estará enfocado principalmente en los intercambiadores de calor de placas termosoldadas E-02-801, E-02-802, E-02-803 y E-02-804 para evaluar la torre regeneradora de aminas T-02-801 en cuanto a la temperatura. Estos equipos tienen diferentes funciones en el sistema (enfriar o calentar) y son los que suministran la energía necesaria para llevar a cabo la operación de transferencia de masa (desorción) en la torre desorbedora. Otro aspecto importante que se tomará en cuenta para la evaluación de la T-02-801 es la calidad de la amina regenerada. De las características de esta, dependerá la efectividad del proceso de endulzamiento de gases amargos que se realiza en las torres contactoras 01-302, T-01-303 y T-01-304. La evaluación de la torre regeneradora de aminas abarcará todo el período de tiempo en el que ha circulado la solución de amina MDEA en el sistema.

En la figura 2.1 se representa el diagrama heurístico correspondiente a esta investigación. De acuerdo con los resultados obtenidos se escogerá una vía u otra para dar solución a problemas que se están presentando en la planta en general.

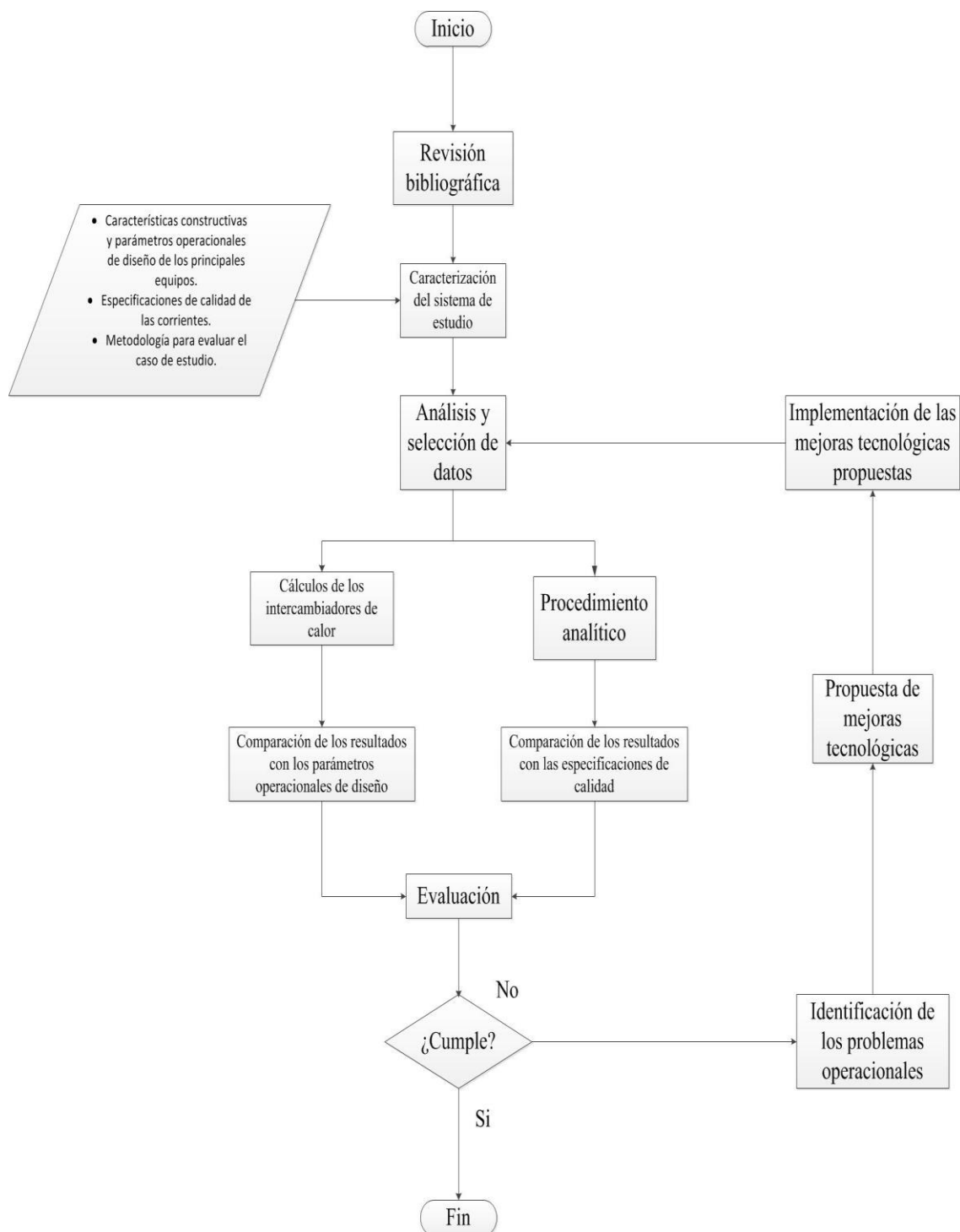


Fig.2.1. Diagrama heurístico de la investigación. **Fuente.** Elaboración propia.

2.2.1 Análisis y selección de datos

Es necesario tomar los datos del cumplimiento histórico de los parámetros de operación real de los intercambiadores de calor de placas termosoldadas desde que se puso en marcha la solución de MDEA en el sistema en el año 2012 hasta la fecha más actualizada posible. Para obtener los parámetros de operación real del año actual (2021) se necesita realizar mediciones de campo en la planta y registrar estos datos con la mayor exactitud. Estas mediciones se hacen con el objetivo de determinar el promedio histórico de la planta y observar su comportamiento a través del tiempo. Los datos para la realización del procedimiento analítico son confidenciales de la empresa, por lo que en esta metodología solo se mostrarán las ecuaciones por las que se rigen en el laboratorio para obtener los resultados. Estos se muestran en el sitio web (weblab) perteneciente a la intranet de la refinería de Cienfuegos.

2.2.2 Procedimiento para el análisis de los intercambiadores de calor

En la evaluación de un sistema de intercambio térmico es posible el uso de dos métodos:

- Método de la diferencia media logarítmica de temperatura (LMTD por sus siglas en inglés).
- Método de la efectividad y el número de unidades de transmisión del calor (NTU, por sus siglas en inglés).

Los dos procedimientos pueden usarse para cualquier situación y obtenerse resultados equivalentes, sin embargo, la aplicación de cada uno de ellos puede ser más o menos complicada dependiendo de la naturaleza y datos de la situación problemática.

2.2.2.1 Método de la diferencia media logarítmica de temperatura

El flujo de calor transferido de una sustancia caliente a la sustancia fría, puede determinarse mediante la ecuación 2.1.

$$Q = U * A * \Delta T_{ml} \quad \text{Ec.2.1}$$

Donde:

- ✓ Q: velocidad de la transferencia de calor real; W
- ✓ U: coeficiente global de transferencia de calor; W/m² K.
- ✓ A: área de transferencia de calor; m².

✓ ΔT_{ml} : diferencia de temperatura media logarítmica; K.

El coeficiente global de transferencia de calor es uno de los factores más importantes para el análisis de estas instalaciones, el mismo se puede obtener mediante el análisis de los procesos de transferencias que ocurren en la operación, o se puede seleccionar según la tabla 2.12.

Tabla 2.12. Coeficiente global de transferencia de calor para diferentes combinaciones de fluidos.

Fluido caliente	Fluido frío	U (W/m ² *K)
Agua	Agua	1 300-2 500
Amoniaco	Agua	1 000-2 500
Gas	Agua	10-250
Gas	Gas	10-60
Agua	Aceite lubricante	110-340
Vapor	Agua	2 200-3 500
Agua	Amoniaco (condensación)	850-1500
Vapor (evaporador)	Agua	1 500-6 000
Vapor (evaporador)	Otros fluidos	300-2 000
Vapor (condensador)	Agua	1 000-4 000
Vapor (condensador)	Otros fluidos	300-100

Fuente. (Incropera & DeWitt, 2003).

Esta forma es más fácil, pero menos exacto, pues los valores de los coeficientes de transferencia de calor no abarcan todos los casos y además, los rangos que ofrece la tabla son bastante amplios, por lo que en algunos casos se pueden introducir cierto error en el cálculo.

La determinación del coeficiente global de transferencia de calor en una instalación de intercambio térmico, depende de varios factores, los más significativos son los siguientes:

- Coeficiente de transferencia de calor por convección.
- Coeficiente de transferencia de calor por conducción.
- Resistencias por incrustaciones.
- Principales parámetros y propiedades de los fluidos (temperatura, presión, velocidad, viscosidad, densidad, número de Prandtl...).

Mediante el uso de los coeficientes de transferencia de calor por convección para ambos fluidos y el conocimiento de las resistencias por incrustaciones, el coeficiente global de transferencia de calor se obtiene por la siguiente expresión 2.2.

$$\frac{1}{U \cdot A} = \frac{1}{h_c \cdot A} + R_{\text{cond}} + \frac{1}{h_f \cdot A} + R_c + R_f \quad \text{Ec.2.2}$$

Si se pone la expresión anterior en función del coeficiente global de transferencia de calor se obtiene la siguiente ecuación 2.3.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_c} + R_{\text{cond}} + \frac{1}{h_f} + R_c + R_f} \quad \text{Ec.2.3}$$

Donde:

- ✓ h_c, h_f : coeficientes de transferencia de calor por convección para el fluido caliente y el fluido frío respectivamente; $\text{W/m}^2 \text{ K}$.
- ✓ R_{cond} : resistencia térmica por conducción; K/W .
- ✓ R_c, R_f : resistencias térmicas de ensuciamiento del fluido caliente y el fluido frío respectivamente; K/W .

El valor del coeficiente global de transferencia de calor depende de los coeficientes de transferencia de calor por convección de los fluidos caliente frío y caliente (h_f y h_c) y está fuertemente influenciado por la forma de las corrugaciones de las placas.

La resistencia térmica por conducción de las placas se puede determinar por la ecuación 2.4 (Izquierdo, 2002).

$$R_{\text{cond}} = \frac{e}{k_m \cdot A} \quad \text{Ec.2.4}$$

Donde:

- ✓ e : espesor de las placas; m .
- ✓ k_m : coeficiente de conductividad térmica de las placas; W/m K . (El valor de k_m se encuentra en las tablas de datos y parámetros de diseño del fabricante).
- ✓ A : área de transferencia de calor; m^2 .

Las resistencias térmicas de ensuciamiento (R_f y R_c) se generan como consecuencia de que los fluidos pueden transportar contaminantes, y con el paso del tiempo estos se van depositando sobre las superficies. De este modo se crea una capa entre el fluido y la superficie que crece en espesor y genera una resistencia térmica adicional con un valor significativo para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor. La resistencia térmica de ensuciamiento para cada tipo de fluido se muestra en la tabla 2.13.

Tabla 2.13. Resistencia térmica de ensuciamiento para varios tipos de fluidos.

Fluido	Resistencia por ensuciamiento (R); (W/m ² K) ⁻¹
Aceite combustible	0,005
Aceite para transformadores	0,001
Aceite vegetal	0,003
Gasóleo ligero	0,002
Gasóleo pesado	0,003
Asfalto	0,005
Gasolina	0,001
Keroseno	0,001
Soluciones cáusticas	0,002
Solventes orgánicos	0,001-0,003
Líquidos refrigerantes	0,001
Fluido hidráulico	0,001
Sales fundidas	0,0005
Gas de escape de un motor	0,01
Vapor (sin aceite)	0,0005
Vapor (con aceite)	0,001
Vapores refrigerantes (con aceite)	0,002
Aire comprimido	0,002
Gas ácido	0,001
Vapores solventes	0,001
Agua marina	0,0005-0,001
Agua salada	0,001-0,003
Agua de torre de enfriamiento (tratada)	0,001-0,002
Agua de torre de enfriamiento (sin tratar)	0,002-0,005
Agua de río	0,001-0,004
Agua destilada o condensada en un circuito cerrado	0,0005
Agua tratada de alimentación para calderas	0,0005-0,001

Fuente. (Çengel, 2004).

Las resistencias de conducción y por incrustaciones de las placas, cuando se realiza la limpieza del intercambiador de calor, son despreciables en comparación con las de convección, para ambos fluidos.

Para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor, tanto para el exterior como para el interior, por convección, es necesario establecer su relación con números adimensionales tales como: Reynolds, Nusselt y Prantdl.

El número de Reynolds, relaciona las fuerzas de inercia y las fuerzas viscosas; su expresión está dada por la ecuación 2.5.

$$Re = \frac{V \cdot L_c \cdot \rho}{\mu} \quad \text{Ec.2.5}$$

Donde:

- ✓ Re: número de Reynolds; adimensional.
- ✓ V: velocidad del fluido (fluido caliente o fluido frío); m/s.
- ✓ ρ : densidad del fluido; kg/m³.
- ✓ μ : coeficiente dinámico de viscosidad del fluido (caliente o frío); kg/m*s.
- ✓ L_c : longitud característica del canal; m.

La longitud característica del canal, también denominado diámetro hidráulico, se calcula (ecuación 2.6) a partir de la geometría del canal.

$$L_c = \frac{4 \cdot S_c}{P_c} = \frac{4 \cdot b \cdot W}{2 \cdot (b + W)} \quad \text{Ec.2.6}$$

Donde:

- ✓ S_c : sección transversal del canal; m².
- ✓ P_c : perímetro del canal; m
- ✓ b: ancho del canal o espacio entre placas; m.
- ✓ W: ancho de la placa; m.

Si la distancia entre placas es mucho menor que el ancho de la placa la ecuación anterior se puede expresar según la ecuación 2.7 de la forma siguiente:

$$L_c \cong \frac{4 \cdot b \cdot W}{2 \cdot W} = 2 \cdot b \quad \text{Ec.2.7}$$

El número de Prandtl relaciona la difusividad viscosa y la difusividad térmica; se puede expresar según la ecuación 2.8.

$$Pr = \frac{\mu \cdot C_p}{k} \quad \text{Ec.2.8}$$

Donde:

- ✓ Pr: número de Prandtl; adimensional.
- ✓ k: conductividad térmica del fluido; W/m K. (El valor de k para cada fluido se encuentra en las tablas del balance material de la planta).
- ✓ C_p : calor específico del fluido.

✓ μ : coeficiente dinámico de viscosidad del fluido (caliente o frío); kg/m*s.

El coeficiente de transferencia de calor para ambos fluidos, tanto para el caliente como para el frío, se determina por la ecuación 2.9.

$$h = \frac{c \cdot Re^n \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot k}{L_c} \quad \text{Ec.2.9}$$

Donde:

- ✓ Re: número de Reynolds; adimensional.
- ✓ Pr: número de Prandtl; adimensional.
- ✓ L_c : longitud característica del canal; m.
- ✓ k: conductividad térmica del fluido; W/m K. (El valor de k para cada fluido se encuentra en las tablas del balance material de la planta).
- ✓ Los valores de c y n son coeficientes que dependen del tipo de flujo y se obtienen de forma experimental.

En la tabla 2.14 se muestran las constantes c y n para diferentes valores de Reynolds.

Tabla 2.14. Constantes c y n para diferentes valores de Reynolds.

Re	c	n
Re < 10	17	-1
10 < Re < 101	6,29	0,57
101 < Re < 855	1,141	-0,2
Re > 855	0,581	-0,1

Fuente. (Alba Reyes, 2010).

El número de Nusselt, cuyo significado físico es el gradiente de temperatura adimensional en la superficie, se determina por la siguiente expresión: 2.10.

$$Nu = \frac{h \cdot L_c}{k} \quad \text{Ec.2.10}$$

Donde:

- ✓ Nu: número de Nusselt; adimensional.
- ✓ L_c : longitud característica del canal; m.
- ✓ k: conductividad térmica del fluido; W/m K. (El valor de k para cada fluido se encuentra en las tablas del balance material de la planta).

Según la investigación realizada por (Quintana, 2010), el número de Nusselt específicamente para disoluciones se puede determinar por la ecuación 2.11. Para nuestro caso de estudio se emplea una disolución de amina (MDEA) al 40%.

$$Nu = 0,4 * Pr^{0,4} * Re^{0,64} \quad \text{Ec.2.11}$$

La variación de temperatura media logarítmica se puede determinar por la siguiente ecuación 2.12.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad \text{Ec.2.12}$$

La determinación de la diferencia de temperaturas ΔT_1 y ΔT_2 depende de las condiciones de operación, ya sea a flujo paralelo o a contraflujo. Para nuestro caso de estudio el proceso ocurre a contraflujo. En las figuras 2.2 y 2.3 se muestran las distribuciones de temperatura para intercambiadores de calor a flujo paralelo y a contraflujo respectivamente.

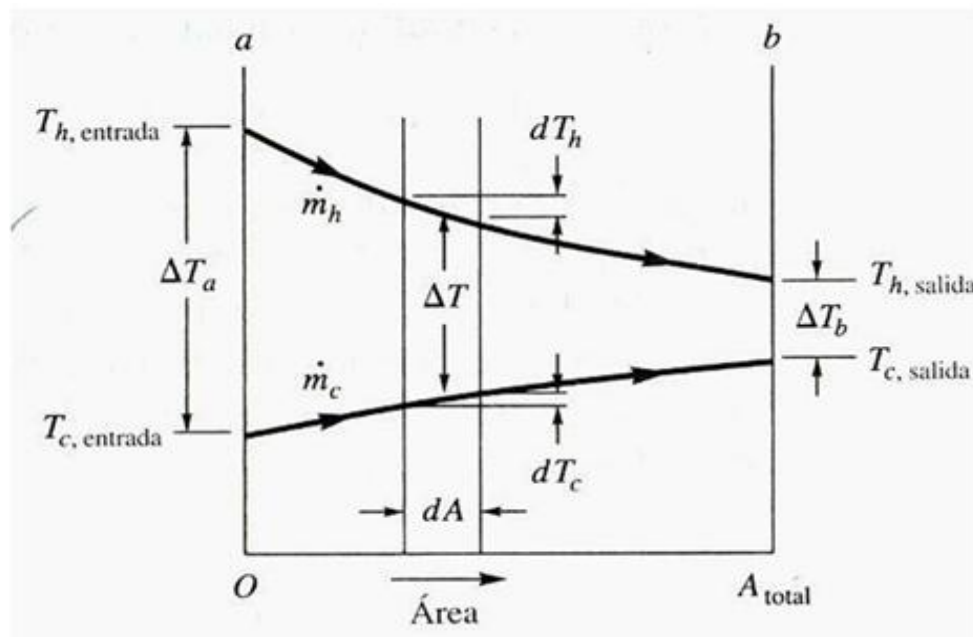


Fig.2.2. Distribución de temperatura para intercambiadores de calor a flujo paralelo.

Fuente. (Incropera & DeWitt, 2003).

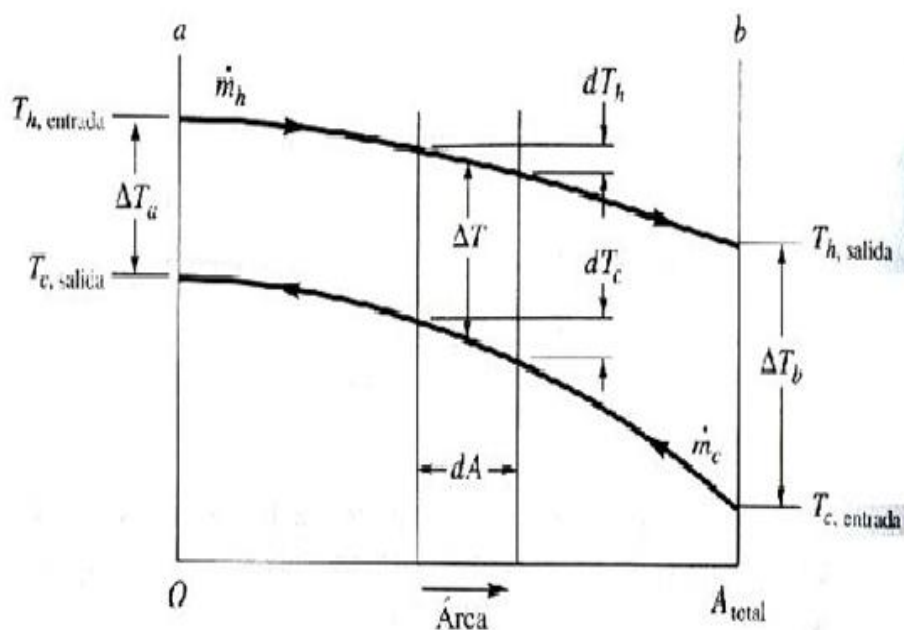


Fig.2.3. Distribución de temperatura para intercambiadores de calor a contraflujo. **Fuente.** (Incropera & DeWitt, 2003).

La diferencia de temperatura ΔT_1 y ΔT_2 para flujos paralelos se calculan según las ecuaciones 2.13 y 2.14.

$$\Delta T_1 = T_{c_{ent}} - T_{f_{ent}} \quad \text{Ec.2.13}$$

$$\Delta T_2 = T_{c_{sal}} - T_{f_{sal}} \quad \text{Ec.2.14}$$

La diferencia de temperatura ΔT_1 y ΔT_2 para flujos a contracorriente se calculan según las ecuaciones 2.15 y 2.16.

$$\Delta T_1 = T_{c_{ent}} - T_{f_{sal}} \quad \text{Ec.2.15}$$

$$\Delta T_2 = T_{c_{sal}} - T_{f_{ent}} \quad \text{Ec.2.16}$$

Donde:

- ✓ $T_{c_{ent}}$: temperatura de entrada del fluido caliente; °C.
- ✓ $T_{f_{ent}}$: temperatura de entrada del fluido frío; °C.
- ✓ $T_{c_{sal}}$: temperatura de salida del fluido caliente; °C.
- ✓ $T_{f_{sal}}$: temperatura de salida del fluido frío; °C.

La caída de presión a través de los intercambiadores de calor tiene como objetivo determinar si hay incrustaciones en el equipo y se puede determinar por la ecuación 2.17.

$$\Delta P = 4 * f * \frac{L}{L_c} * \frac{\rho * V^2}{2} \quad \text{Ec.2.17}$$

Donde:

- ✓ ΔP : caída de presión; kg f/cm².
- ✓ f: factor de fricción; adimensional.
- ✓ L: espesor de la placa; m.
- ✓ L_c : longitud característica del canal; m.
- ✓ ρ : densidad del fluido (caliente o frío); kg/m³.
- ✓ V: velocidad del fluido (fluido caliente o fluido frío); m/s.

El factor de fricción se determina por la ecuación 2.18.

$$f = c * Re^n \quad \text{Ec.2.18}$$

Donde:

- ✓ f: factor de fricción; adimensional.
- ✓ Re: número de Reynolds; adimensional.
- ✓ Los valores de c y n son coeficientes que dependen del tipo de flujo y se obtienen de forma experimental. Estos valores se muestran en la tabla 2.14.

La eficiencia es el porcentaje (%) que representa la relación del desempeño real del equipo con respecto al desempeño máximo (Varona, 2007). Se calcula por la ecuación 2.19.

$$\eta = \frac{T_{c,ent} - T_{c,sal}}{T_{c,ent} - T_{f,ent}} * 100 \quad \text{Ec.2.19}$$

2.2.2.2 Método de la efectividad y el número de unidades de transmisión del calor

Es simple usar el método de la diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD) para el análisis de los intercambiadores de calor cuando la temperatura de entrada de los fluidos es conocida y las temperaturas de salida se especifican o se determinan de forma fácil, a partir de las expresiones de balance. No obstante, si solo se conocen las temperaturas de entrada, el uso del método de la diferencia de temperatura media logarítmica no es recomendable, ya que los resultados que se obtendrán pueden desviarse de la realidad. En tales casos, es preferible usar una aproximación alternativa, llamada método de la efectividad y el número de unidades de transmisión del calor (NTU).

El método se basa en un parámetro adimensional llamado efectividad de la transferencia de calor (ϵ) definido como:

$$\epsilon = \eta = \frac{Q}{Q_{\max}} \quad \text{Ec.2.20}$$

Donde:

- ✓ ϵ : efectividad de la transferencia de calor; adimensional.
- ✓ Q : velocidad de la transferencia de calor real; W
- ✓ $Q_{\max}$: velocidad máxima posible de la transferencia de calor; W

La velocidad de transferencia de calor real de un intercambiador de calor se puede determinar con base en un balance de energía en los fluidos caliente y frío y se puede expresar según la ecuación 2.21 como:

$$Q = C_f T_{f,\text{sal}} - T_{f,\text{ent}} = C_c T_{c,\text{ent}} - T_{c,\text{sal}} \quad \text{Ec.2.21}$$

Donde:

- ✓ C_f y C_c : razones de capacidad calorífica de los fluidos frío y caliente, respectivamente; W/°C.
- ✓ $T_{f,\text{sal}}$ y $T_{c,\text{sal}}$: temperatura de salida de los fluidos frío y caliente respectivamente; °C.
- ✓ $T_{f,\text{ent}}$ y $T_{c,\text{ent}}$: temperatura de entrada de los fluidos frío y caliente respectivamente; °C .

Los valores de C_f y C_c se pueden calcular por las ecuaciones 2.22 y 2.23.

$$C_f = m_f * C_{pf} \quad \text{Ec.2.22}$$

$$C_c = m_c * C_{pc} \quad \text{Ec.2.23}$$

Donde:

- ✓ m_f y m_c : flujo másico de los fluidos frío y caliente respectivamente; kg/s.
- ✓ C_{pf} y C_{pc} : calor específico de los fluidos frío y caliente respectivamente; kJ/kg °C.

Para determinar la velocidad máxima posible de la transferencia de calor de un intercambiador, en primer lugar se conoce que la diferencia de temperatura máxima que se produce en él es la diferencia entre las temperaturas de entrada de los fluidos caliente y frío; es decir:

$$\Delta T_{\max} = T_{c,\text{ent}} - T_{f,\text{ent}} \quad \text{Ec.2.24}$$

Donde:

- ✓ $\Delta T_{\text{máx}}$: diferencia de temperatura máxima; °C.
- ✓ $T_{\text{c,ent}}$ y $T_{\text{f,ent}}$: temperatura de entrada de los fluidos caliente y frío respectivamente; °C.

La transferencia de calor máxima en un intercambiador alcanzará su valor máximo cuando el fluido frío se caliente hasta la temperatura de entrada del caliente o el fluido caliente se enfríe hasta la temperatura de entrada del frío. Estas dos condiciones límites no se alcanzan en forma simultánea a menos que las razones de capacidad calorífica de los fluidos caliente y frío sean idénticas (es decir, $C_f = C_c$). Cuando $C_f \neq C_c$, el cual suele ser el caso, el fluido con la razón de capacidad calorífica menor experimentará un cambio más grande en la temperatura y, de este modo, será el primero en experimentar la diferencia máxima de temperatura, en cuyo punto se suspenderá la transferencia de calor. La velocidad máxima posible de transferencia de calor en un intercambiador se puede calcular según la ecuación 2.25.

$$Q_{\text{máx}} = C_{\text{mín}}(T_{\text{c,ent}} - T_{\text{f,ent}}) \quad \text{Ec.2.25}$$

Donde:

- ✓ $C_{\text{mín}}$: razón de capacidad calorífica mínima (es el menor entre C_c y C_f); W/°C.
- ✓ $T_{\text{c,ent}}$: temperatura de entrada del fluido caliente; °C.
- ✓ $T_{\text{f,ent}}$: temperatura de entrada del fluido frío; °C.

La determinación de $Q_{\text{máx}}$ requiere que se disponga de la temperatura de entrada de los fluidos caliente y frío y de sus gastos de masa, los cuales suelen especificarse. Entonces, una vez que se conoce la efectividad del intercambiador, se puede determinar la velocidad de transferencia real (Q) a partir de la ecuación 2.26.

$$Q = \varepsilon * Q_{\text{máx}} = C_{\text{mín}}(T_{\text{c,ent}} - T_{\text{f,ent}}) \quad \text{Ec.2.26}$$

Donde:

- ✓ ε : efectividad de la transferencia de calor; adimensional.
- ✓ $Q_{\text{máx}}$: velocidad máxima posible de la transferencia de calor; W
- ✓ $C_{\text{mín}}$: razón de capacidad calorífica mínima (es el menor entre C_c y C_f); W/°C.
- ✓ $T_{\text{c,ent}}$ y $T_{\text{f,ent}}$: temperatura de entrada de los fluidos caliente y frío respectivamente; °C.

El número de unidades de transferencia de calor (NTU) es un parámetro adimensional que es ampliamente usado para el análisis de los intercambiadores de calor y se define según la ecuación 2.27 como:

$$NTU = \frac{U \cdot A_s}{C_{\min}} = \frac{U \cdot A_s}{m C_{p \min}} \quad \text{Ec.2.27}$$

Donde:

- ✓ NTU: número de unidades de transferencia de calor; adimensional.
- ✓ U: coeficiente global de transferencia de calor; W/m² K.
- ✓ A_s: área superficial de transferencia del intercambiador; m².
- ✓ C_{mín}: razón de capacidad calorífica mínima (es el menor entre C_c y C_f); W/°C.

Observar que NTU es proporcional a A_s. Por lo tanto, para valores específicos de U y C_{min} el valor de NTU es una medida del área superficial de transferencia de calor, A_s. Por lo que, entre mayor sea el NTU, más grande es el intercambiador de calor.

En el análisis de los intercambiadores de calor también resulta conveniente definir otra cantidad adimensional llamada relación de capacidades (c) como:

$$C = \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \quad \text{Ec.2.28}$$

Donde:

- ✓ C: relación de capacidades; adimensional.
- ✓ C_{mín}: razón de capacidad calorífica mínima (es el menor entre C_c y C_f); W/°C.
- ✓ C_{máx}: razón de capacidad calorífica máxima (es el mayor entre C_c y C_f); W/°C.

Se puede demostrar que la efectividad del intercambiador de calor es una función del número de unidades de transferencia (NTU) y de la relación de capacidades (c), es decir:

$$\varepsilon = f \left(NTU, \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \right) \quad \text{Ec.2.29}$$

Esta condición se cumple para cualquier intercambiador de calor. Por tanto se puede determinar el valor de ε para intercambiadores de calor de flujo cruzado con los dos fluidos de flujo no mezclado teniendo en cuenta los valores de c y NTU a partir de la figura 2.4. En el anexo 7 se muestra otra figura para determinar el valor de ε para flujo cruzado con uno de los fluidos de flujo mezclado y el otro no mezclado (ver anexo 7).

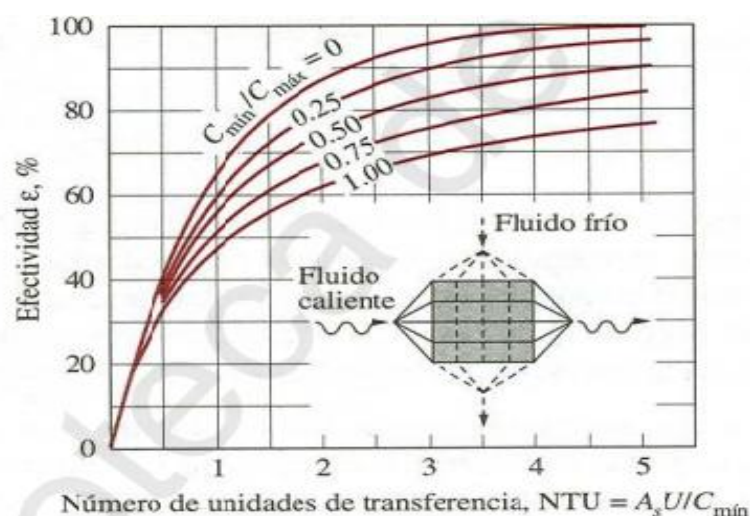


Fig.2.4. Flujo cruzado con los dos fluidos de flujo no mezclado. **Fuente.** (Pérez Quezada & Quezada Pérez, 2006).

2.2.3 Comparación de los resultados con los parámetros operacionales de diseño

Luego de los análisis y cálculos correspondientes a los intercambiadores de calor se hace una comparación de los resultados obtenidos con los parámetros operacionales de diseño que se encuentran plasmados en la carta tecnológica para determinar si el proceso se está llevando a cabo correctamente o no.

2.2.4 Procedimiento analítico

Posteriormente, se realizan pruebas y análisis de laboratorio para comprobar si la amina pobre regenerada cumple o no con los parámetros de calidad requeridos. En caso de que la amina regenerada no cumpla con las especificaciones de calidad, se deben determinar mediante estos análisis las causas que originan el no cumplimiento de estos requisitos. Estos procedimientos analíticos son:

- La determinación de la concentración de amina.
- La determinación de la carga de H_2S en las soluciones de amina.
- La determinación de sales térmicamente estables.
- La determinación de la tendencia a la formación de espuma y del tiempo de ruptura en las soluciones de amina.
- La determinación de sólidos suspendidos totales.

2.2.4.1 Determinación de la concentración de amina

Este método se utiliza para determinar la alcalinidad de la solución acuosa de MDEA utilizada en el proceso de endulzamiento. Se presupone que la alcalinidad total es solamente debida a la presencia de MDEA.

$$\% \text{ peso de amina} = \frac{N \cdot A \cdot 11,92}{g} \quad \text{Ec.2.30}$$

Donde:

- ✓ N: normalidad del ácido utilizado.
- ✓ A: mL de ácido utilizado.
- ✓ g: peso de la muestra en gramos.

2.2.4.2 Determinación de la carga de H₂S en la solución de amina

Este método se realiza con la finalidad de determinar el contenido de sulfuro de hidrógeno en solución de MDEA y consiste en la titulación de una solución acidificada con una solución valorada de tiosulfato de sodio (Na₂S₂O₃).

$$\text{Contenido del \% H}_2\text{S} = \frac{0,17(25-V)}{W} \quad \text{Ec.2.31}$$

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.

$$\text{Carga de H}_2\text{S en la solución de amina} = \frac{\text{moles de H}_2\text{S}}{\text{moles de MDEA}} = \frac{\% \text{ H}_2\text{S} \cdot 3,498}{\text{MDEA \% peso}} \quad \text{Ec.2.32}$$

Donde:

- ✓ % H₂S: contenido del % H₂S obtenido en la ecuación 2.31.
- ✓ MDEA % peso: % peso de amina obtenido por la ecuación 2.30.

2.2.4.3 Determinación de sales térmicamente estables

Este método se aplica para determinar las sales térmicamente estables en la solución de amina utilizada en el proceso de endulzamiento de gases ácidos.

$$\% \text{ peso STE} = \frac{V \cdot N \cdot 100}{g \cdot 1000 \cdot f} \quad \text{Ec.2.33}$$

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.

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

Cuando las soluciones de MDEA 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 de la tabla 2.15.

Tabla 2.15. Tendencia a espumar.

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

Fuente. (Saavedra Pérez, 2021)

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.

2.2.4.5 Determinación de sólidos suspendidos totales

Este método es utilizado para la determinación de sólidos suspendidos en la solución acuosa de amina. El intervalo para la determinación comprende de 4-20 000 mg/L.

$$\text{ppm STT} = \frac{1000*(P_1-P_0)}{M}$$

Ec.2.34

Donde:

- ✓ P_0 : peso del filtro antes de la filtración (mg).
- ✓ P_1 : peso del filtro después de la filtración (mg).
- ✓ M : peso de la muestra (g).

2.2.5 Comparación de los resultados con las especificaciones de calidad

Finalizados estos análisis de laboratorio, se deben comparar los resultados obtenidos con las especificaciones de calidad plasmadas en la carta tecnológica para determinar si la solución de amina cumple o no con las especificaciones de calidad requeridas.

2.2.6 Identificación de los problemas operacionales

El incumplimiento de las especificaciones de calidad de la amina regenerada es el indicador definitivo que demuestra la ineficiencia del sistema de regeneración y por tanto la presencia de problemas operacionales en la planta. Estos problemas deben ser identificados rápidamente ya que estos contribuyen a la degradación de la amina y al incumplimiento de las normas de calidad de los gases tratados en las torres contactoras.

2.2.7 Propuesta de mejoras tecnológicas

Luego de identificados los problemas operacionales se proponen soluciones o mejoras tecnológicas para dar finalidad a estos o reducirlos en gran medida. Las soluciones o mejoras propuestas deben estar en correspondencia con los recursos y necesidades de la empresa.

Conclusiones parciales del Capítulo 2

1. La caracterización de la unidad objeto de estudio permitió conocer las variables operacionales más influyentes en los procesos de endulzamiento y regeneración (presión y temperatura), así como las especificaciones de calidad de las corrientes que intervienen en los mismos, lo que permitió establecer los límites del estudio.
2. Se determinó una metodología para evaluar el funcionamiento histórico de la torre regeneradora de aminas T-02-801 teniendo en cuenta las temperaturas necesarias para el óptimo funcionamiento del proceso y la calidad de la amina pobre regenerada.

Capítulo 3



Capítulo 3: Análisis y discusión de los resultados

En este capítulo se desarrollan los cálculos y análisis correspondientes para la evaluación de la torre desorbedora T-02-801, se identifican los problemas operacionales de la planta en general y se proponen mejoras tecnológicas para dar solución a los mismos o disminuirlos en gran medida.

Los cálculos se enfocaron en los intercambiadores de calor de placas termosoldadas E-02-801, E-02-802, E-02-803 y E-02-804 para evaluar la torre regeneradora de aminas T-02-801. También como parte de esta evaluación, se comprobó la calidad de la amina regenerada siendo este es un indicador que define el funcionamiento de la torre desorbedora.

3.1. Análisis y selección de datos

Para la realización de la metodología propuesta se tomaron datos del cumplimiento histórico y se realizaron mediciones en la planta a lo largo del año actual de los parámetros de operación real de los intercambiadores de calor de placas para determinar los datos promedios de los mismos. Esto se realizó con el objetivo de observar el comportamiento de la torre regeneradora y de la planta en general desde que comenzó a circular la solución de MDEA en el año 2012 hasta el presente año (2021). Es importante destacar que en los años 2016 y 2017 la planta estuvo fuera de servicio, lo que implica que estos valores promedios no incluyen los años antes mencionados. En la tabla 3.1 se muestran estos datos, los cuales constituyen la base para el cálculo de los intercambiadores de calor.

Tabla 3.1. Datos promedios de los parámetros de operación real de los de los intercambiadores de calor de placas termosoldadas.

Características	E-02-801	E-02-802	E-02-803	E-02-804
Fluidos	Amina rica/Amina pobre	Amina pobre/vapor	Gases ácido /agua	Amina pobre/agua
Temperatura entrada, °C	48,39/118,0	118,03/164,90	105/30,69	68,58/31,72
Temperatura salida, °C	94,86/67,38	123,7 (teóricamente)/118,4 (teóricamente)	40,87/80,48	52,14/44,77
Presión entrada, kgf/cm ²	3,4/0,77	0,77/4,34	0,8/-6,0	6,20/5,0
Presión salida, kgf/cm ²	3,2/0,57	0,77 (teóricamente)/-	0,55/3,0	5,71/3,0

Fuente. Elaboración propia.

3.2. Desarrollo de los cálculos correspondientes a los intercambiadores de calor y comparación de los resultados con los parámetros operacionales de diseño

Para los intercambiadores de calor E-02-801, E-02-803 y E-02-804 se utilizó el método de la diferencia media logarítmica de temperatura, ya que se conocían las temperaturas de entrada y salida de los fluidos. Para el intercambiador de calor E-02-802 se utilizó por el método de la efectividad y el número de unidades de transmisión del calor, ya que sólo se conocían las temperaturas de entrada de los fluidos.

3.2.1 Método de la diferencia media logarítmica de temperatura para el E-02-801

El objetivo principal de estos cálculos es determinar la velocidad de transferencia de calor real, la cual se calcula por la ecuación 2.1 del Capítulo 2. Se seleccionó este método para calcular el intercambiador de calor E-02-801, ya que se conocen las temperaturas de entrada y salida de los fluidos caliente (amina pobre) y frío (amina rica), los cuales se muestran en la tabla 3.1. Para calcular la velocidad de transferencia real debemos tener en cuenta varios términos como son: el coeficiente global de transferencia de calor, el área de transferencia de calor y la diferencia de temperatura media logarítmica.

El cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica se realiza según la ecuación 2.12, donde para calcular los valores de ΔT_1 y ΔT_2 se debe tener en cuenta que los fluidos están a contraflujo. Estos valores se determinan por las ecuaciones 2.15 y 2.16.

Poniendo la ecuación 2.12 en función de la condición de contraflujo y sustituyendo los valores se obtiene:

$$\Delta T_{ml} \text{ (real)} = \frac{T_{eap}-T_{sar} - (T_{sap}-T_{ear})}{\ln \frac{T_{eap}-T_{sar}}{T_{sap}-T_{ear}}} = \frac{118-94,86 - (67,38-48,39)}{\ln \frac{118-94,86}{67,38-48,39}} = 20,87 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Luego debemos determinar la diferencia de temperatura media logarítmica para los valores de diseño según la misma ecuación 2.12. Esto se realiza con el objetivo de comparar ambos resultados.

$$\Delta T_{ml} \text{ (diseño)} = \frac{T_{eap}-T_{sar} - (T_{sap}-T_{ear})}{\ln \frac{T_{eap}-T_{sar}}{T_{sap}-T_{ear}}} = \frac{121,7-108,7 - (63,1-50,4)}{\ln \frac{121,7-108,7}{63,1-50,4}} = 13,63 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

El coeficiente global de transferencia de calor se determina según la ecuación 2.3, donde debemos tener en cuenta: los coeficientes de transferencia de calor por convección para la

amina pobre y para la amina rica; la resistencia térmica por conducción del material y resistencias térmicas de ensuciamiento de la amina pobre y la amina rica.

Los coeficientes de transferencia de calor por convección, tanto para la amina pobre como para la amina rica, se calculan según la ecuación 2.9, teniendo en cuenta: el número de Reynolds, el número de Prandtl, la longitud característica del canal, la conductividad térmica de los fluidos y los valores de los coeficientes c y n que dependen del tipo de flujo y se obtienen según la tabla 2.14.

El número de Reynolds para ambos fluidos se calcula por la ecuación 2.5. Para determinar esta constante adimensional debemos calcular la velocidad de cada fluido y la longitud característica del canal. Los valores de densidad y viscosidad de ambos fluidos se encuentran tabulados.

La longitud característica del canal se determina por la ecuación 2.6, teniendo la separación de entre las placas (b) y el ancho de las placas (W), las cuales son 0,005 m y 0,7 m respectivamente. Sustituyendo estos valores en la ecuación antes mencionada se obtiene:

$$L_c = \frac{4 \cdot b \cdot W}{2 \cdot (b + W)} = \frac{4 \cdot 0,005 \cdot 0,7}{2 \cdot (0,005 + 0,7)} = 0,01 \text{ m}$$

Para el cálculo de las velocidades de los dos fluidos se tienen como datos los caudales de cada uno de ellos y el área que es la misma para ambos, la cual es de 129,1 m². El flujo volumétrico de la amina rica es de 0,0116 m³/s, mientras que el de la amina pobre es de 0,0125 m³/s. La determinación de estas velocidades se realiza de la siguiente manera:

$$v_{ar} = \frac{G}{A} = \frac{0,0116}{129,1} = 0,0000898 \text{ m/s}$$

$$v_{ap} = \frac{G}{A} = \frac{0,0125}{129,1} = 0,0000968 \text{ m/s}$$

Luego sustituyendo en la ecuación 2.5 los valores antes calculados y teniendo como datos la densidad y viscosidad de cada fluido, procedemos a calcular el número de Reynolds para cada uno de ellos. La densidad de la amina pobre y la amina rica es 992,5 kg/m³ y 1 040,5 kg/m³ respectivamente. La viscosidad de la amina pobre y la amina rica es 0,00077 kg/ m*s y 0,00262 kg/ m*s respectivamente.

$$Re_{ap} = \frac{v_{ap} \cdot L_c \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,0000968 \cdot 0,01 \cdot 992,5}{0,00077} = 1,25$$

$$Re_{ar} = \frac{v_{ar} * L_c * \rho}{\mu} = \frac{0,0000898 * 0,01 * 1\,040,5}{0,00262} = 0,356$$

Calculado el número de Reynolds podemos obtener los valores de las constantes c y n según la tabla 2.14. Los valores de c y n tanto para la amina pobre como para la amina rica son 17 y -1, ya que para ambos casos se obtiene un valor de $Re < 10$.

Al igual que el número de Reynolds, es necesario determinar el número de Prandtl para ambos fluidos. El número de Prandtl se calcula utilizando la expresión 2.8. Para este cálculo debemos tener en cuenta la viscosidad, la conductividad térmica y el calor específico de cada fluido. La conductividad térmica de la amina pobre y la amina rica son valores que se encuentran tabulados y son 0,4325 W/m °C y 0,3917 W/m °C respectivamente. El calor específico de la amina pobre y la amina rica son también valores que se encuentran tabulados y son 2 990 J/kg °C y 2 981,0016 J/kg °C respectivamente. Sustituyendo en la ecuación 2.8 se obtiene:

$$Pr_{ap} = \frac{\mu * C_p}{k} = \frac{0,00077 * 2\,990}{0,4325} = 5,32$$

$$Pr_{ar} = \frac{\mu * C_p}{k} = \frac{0,00262 * 2\,981,0016}{0,3917} = 19,94$$

Teniendo todos los valores anteriormente calculados se procede a sustituirlos en la ecuación 2.9 para calcular el coeficiente de transferencia de calor por convección de ambos fluidos.

$$h_{ap} = \frac{c * Re_{ap}^n * Pr_{ap}^{\frac{1}{3}} * k_{ap}}{L_c} = \frac{17 * 1,25^{-1} * 5,32^{\frac{1}{3}} * 0,4325}{0,01} = 1\,017,586 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$$

$$h_{ar} = \frac{c * Re_{ar}^n * Pr_{ar}^{\frac{1}{3}} * k_{ar}}{L_c} = \frac{17 * 0,356^{-1} * 19,94^{\frac{1}{3}} * 0,3917}{0,01} = 502\,038,176 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$$

Las resistencias térmicas de ensuciamiento para ambos fluidos se determinan por la tabla 2.13, mientras que la resistencia térmica por conducción de las placas se calcula por la ecuación 2.4. Las resistencias térmicas de ensuciamiento para tanto para la amina pobre como para la amina rica es de $0,0003 \text{ (W/m}^2 \text{ °C)}^{-1}$. Las placas están construidas de acero inoxidable AISI 316, cuya conductividad térmica es de 13,4 W/m K y se tiene que el espesor de estas es de 0,00045 m. Si se sustituyen estos valores en la ecuación 2.3 se obtiene:

$$U_{\text{real}} = \frac{1}{\frac{1}{h_c} + R_{\text{cond}} + \frac{1}{h_f} + R_c + R_f} = \frac{1}{\frac{1}{1017,586} + \frac{0,00045}{13,4 * 129,1} + \frac{1}{502\,038,176} + 0,0003 + 0,0003} = 630,937 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Luego es necesario calcular el valor de U de diseño para establecer comparaciones con la U real calculada. Para determinar el valor de U de diseño se tiene como dato la velocidad de transferencia de calor de diseño que se encuentra en la tabla 2.6, por lo que si se sustituye y se despeja en la ecuación 2.1 en función de U de diseño se obtiene:

$$U_{\text{diseño}} = \frac{Q_{\text{diseño}}}{A * \Delta T_{\text{ml}}(\text{diseño})} = \frac{2\,692\,000}{129,1 * 13,63} = 1\,529,86 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Posteriormente se procede a calcular el valor de la velocidad de transferencia real sustituyendo los valores calculados en la expresión inicial 2.1.

$$Q = U * A * \Delta T_{\text{ml}} = 630,937 * 129,1 * 20,87 = 1\,699\,944,285 \text{ W}$$

Para completar el análisis de este intercambiador de calor se debe calcular la caída de presión a través del equipo para ambos fluidos. El cálculo de este parámetro se realiza a través de la ecuación 2.17. Un término muy a tener en cuenta para la realización de este cálculo es el factor de fricción que se determina por la ecuación 2.18. Si se sustituyen los valores de las constantes c y n antes mencionadas y el número Reynolds en la expresión 2.18 se obtiene:

$$f_{\text{ap}} = c * \text{Re}_{\text{ap}}^n = 17 * 1,25^{-1} = 13,6$$

$$f_{\text{ar}} = c * \text{Re}_{\text{ar}}^n = 17 * 0,356^{-1} = 47,75$$

Posteriormente se sustituyen estos valores en la ecuación 2.18 para calcular el ΔP de cada fluido a través del intercambiador de calor.

$$\Delta P_{\text{ap}} = 4 * f_{\text{ap}} * \frac{L}{L_c} * \frac{\rho * v_{\text{ap}}^2}{2} = 4 * 13,6 * \frac{0,7}{0,01} * \frac{992,5 * 0,0000968^2}{2} = 0,017 \text{ kgf/cm}^2$$

$$\Delta P_{\text{ar}} = 4 * f_{\text{ar}} * \frac{L}{L_c} * \frac{\rho * v_{\text{ar}}^2}{2} = 4 * 47,75 * \frac{0,7}{0,01} * \frac{1\,040,5 * 0,0000898^2}{2} = 0,055 \text{ kgf/cm}^2$$

3.2.2 Método de la efectividad y el número de unidades de transmisión del calor para el E-02-802

El objetivo de este método al igual que el anterior es determinar la velocidad de transferencia de calor real, pero en este caso se utiliza un parámetro adimensional llamado efectividad de la transferencia de calor (ϵ), ya que sólo se conocen las temperaturas de entrada de la amina rica y el vapor.

Primeramente, es necesario calcular el coeficiente global de transferencia de calor de diseño por la ecuación 2.1. Es importante destacar que el ΔT de diseño es aproximadamente igual a 23,1 °C. Sustituyendo los parámetros de proyecto mostrados en la tabla 2.6 y poniendo la expresión 2.1 en función del coeficiente global de transferencia de calor se obtiene:

$$U_{\text{diseño}} = \frac{Q_{\text{diseño}}}{A * \Delta T_{(\text{diseño})}} = \frac{3\,005\,000}{42,41 * 23,1} = 3\,067,35 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$$

La velocidad máxima posible de la transferencia de calor se determina por la ecuación 2.26, donde la razón de capacidad calorífica mínima es el menor valor que resulta de las ecuaciones 2.23 y 2.24 y se conocen además las temperaturas de entrada de ambos fluidos, las cuales se encuentran en la tabla 3.1. Los flujos másicos de la amina pobre y el vapor son 10,35 kg/s y 0,873 kg/s respectivamente. El calor específico de la amina pobre y el vapor se encuentran tabulados, los cuales son 2,990 kJ/kg °C y 4,346 kJ/kg °C respectivamente. Si sustituimos estos valores en las expresiones 2.23 y 2.24 para determinar el $C_{\text{mín}}$ se obtiene:

$$C_{\text{ap}} = m_{\text{ap}} * C_{p_{\text{ap}}} = 10,35 * 2,990 = 30,95 \text{ kW/°C}$$

$$C_{\text{vap}} = m_{\text{vap}} * C_{p_{\text{vap}}} = 0,873 * 4,346 = 3,794 \text{ kW/°C}$$

Por tanto, el valor de $C_{\text{mín}} = C_{\text{vap}} = 3,794 \text{ kW/°C}$.

Luego si se sustituye en la ecuación 2.26 para determinar $Q_{\text{máx}}$ se obtiene como resultado:

$$Q_{\text{máx}} = C_{\text{mín}} * T_{\text{c,ent}} - T_{\text{f,ent}} = 3,794 * 164,9 - 118,03 = 177\,824,78 \text{ W/°C}$$

Para calcular el NTU es necesario considerar que $U_{\text{diseño}} \cong U_{\text{real}}$. Entonces si se sustituye en la ecuación 2.27 se obtiene:

$$NTU = \frac{U \cdot A_s}{C_{\min}} = \frac{3\,067,35 \cdot 42,41}{3,794} = 34,28$$

Luego se calcula la relación de capacidades por la ecuación 2.28. El valor de $C_{\max}$ es el mayor valor que resulta de las ecuaciones 2.22 y 2.23. Por tanto, el valor de $C_{\max} = C_{ap} = 30,95 \text{ kW/}^\circ\text{C}$. Si se sustituye en la expresión 2.28 se obtiene:

$$C = \frac{C_{\min}}{C_{\max}} = \frac{3,794}{30,95} = 0,12$$

Posteriormente se debe determinar ε por la figura 2.4 utilizando los datos de C y NTU . Se puede observar en esta figura que para los valores de $C = 0,12$ y $NTU = 34,28$ se obtiene una $\varepsilon = 0,92$.

Teniendo todos estos parámetros calculados, se puede determinar el valor de la velocidad de transferencia de calor real por la expresión 2.20 despejando y calculando en función de esta.

$$Q = \varepsilon \cdot Q_{\max} = 0,92 \cdot 177\,824,78 = 163\,598,8 \text{ W}$$

Es necesario calcular las temperaturas de salida para ambos fluidos utilizando la ecuación 2.21. Si despejamos esta ecuación en función de las temperaturas de salida para ambos fluidos se obtiene como resultado:

$$T_{ap,sal} = \frac{Q}{C_{ap}} + T_{ap,ent} = \frac{163,59}{30,95} + 118,03 = 123,31 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{vap,sal} = T_{vap,ent} - \frac{Q}{C_{vap}} = 164,90 - \frac{163\,598,8}{3,794} = 121,7 \text{ }^\circ\text{C}$$

Luego se calcula el valor real de U despejando en la ecuación 2.27 ya que lo que teníamos inicialmente era una aproximación.

$$U = \frac{NTU \cdot C_{\min}}{A_s} = \frac{34,28 \cdot 3\,794}{42,41} = 3\,066,68 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Con este valor de U real se recalcula la velocidad de transferencia de calor real por la ecuación 2.1. Luego de calculadas las temperaturas de salida de los fluidos se obtiene un valor de $\Delta T = 41,6 \text{ }^\circ\text{C}$ según la ecuación 2.12 para condiciones de contraflujo. Si se sustituyen los datos calculados en la expresión 2.1 se obtiene:

$$Q = U * A * \Delta T = 3\,066,68 * 42,41 * 41,6 = 5\,410\,426,11\text{ W}$$

Luego de calculados todos los intercambiadores de calor siguiendo esta metodología, se compararon los resultados obtenidos con los parámetros operacionales de diseño mostrados en el Capítulo 2 (ver anexo 8).

3.3. Desarrollo del procedimiento analítico y comparación de los resultados con las especificaciones de calidad requeridas

Cienfuegos, con el objetivo de determinar la calidad de la amina regenerada (amina pobre). Los resultados de estos análisis se obtuvieron siguiendo las ecuaciones propuestas (2.30-2.34) y los resultados se muestran en la tabla 3.2. Tanto estos resultados mostrados como los de los intercambiadores de calor corresponden al período de tiempo (2012-2021), con la exclusión de los años 2016 y 2017 por estar la planta fuera de servicio. Los valores promedios de estos resultados indican la calidad de la amina regenerada en todo este tiempo y se muestran en la tabla 3.2.

Tabla 3.2 Resultados obtenidos del procedimiento analítico

Año.	Carga ácida, molH ₂ S/mol MDEA	Concentración MDEA, %	STE, %	SST, ppm	Espuma
2012	0,0189	33,38	0,18	281,65	leve
2013	0,0086	35,29	0,55	142,32	leve
2014	0,0071	39,81	1,07	172,19	leve
2015	0,0076	37,68	1,53	346,43	leve
2018	0,00087	39,36	0,53	85,49	leve
2019	0,00137	41,28	0,29	32,87	leve
2020	0,00110	39,34	0,105	3,11	leve
2021	0,0019	39,87	0,073	3,52	leve
Promedio	0,00593	38,25	0,474	133,44	leve

Fuente. Elaboración propia.

Al comparar los resultados del análisis de laboratorio con las especificaciones de calidad de la amina regenerada se puede notar que existen parámetros que se desvían de la norma. Estos resultados permiten concluir que la torre regeneradora de aminas T-02-801 no está funcionando correctamente porque se está obteniendo una amina pobre deficiente. Esto afecta el proceso de endulzamiento de gases ácidos, ya que estos problemas operacionales contribuyen a disminuir la capacidad secuestraste de la solución de MDEA.

3.4. Identificación de los problemas operacionales

Los resultados obtenidos hasta este punto demuestran la ineficiencia de la torre regeneradora de aminas T-02-801, la cual está dada por problemas operacionales existentes en la planta. Los problemas detectados según los cálculos, análisis y comparaciones fueron los siguientes:

- Incumplimiento de las especificaciones del contenido de sólidos suspendidos totales (SST) ya que se obtienen valores superiores a 100 ppm debido al insuficiente esquema de filtración. La poca efectividad del sistema de filtrado está dada por el poco aporte de los filtros de canasto debido a su alto *mesh* y a la poca capacidad de cambio de los medios filtrantes de los filtros de cartucho por su elevado costo. La formación de estos sólidos está incentivada por productos de corrosión, productos de degradación de la amina y la formación de sales térmicamente estables.
- Inadecuada separación de los hidrocarburos en separador el B-01-306, lo que permite la permanencia de los mismos en el sistema, generando así espumamiento, afectando los equipos de intercambio de calor, falseando niveles y contribuyendo a la formación de depósitos y ensuciamiento. Este problema está dado por la configuración vertical del equipo y a que no hay un ΔP o cambio súbito de presión necesario para que ocurra una correcta separación.
- Deficiente intercambio térmico en los intercambiadores de calor asociados al sistema de regeneración, causados por la presencia de contaminantes en la solución de amina como: sólidos suspendidos o disueltos, sales térmicamente estables, hidrocarburos atrapados y productos de la corrosión, básicamente sulfuro de hierro. Las partículas extremadamente pequeñas en suspensión son difíciles de remover por lo que cubren y obstruyen las superficies de intercambio de calor, generando incumplimiento en las especificaciones de temperatura tanto en la amina rica que ingresa al regenerador como en la amina pobre que entra a los absorbedores. De esta manera se incumple con las especificaciones del contenido de H_2S en el gas tratado y la capacidad de regenerar a la amina.
- Presencia de bajas temperaturas en el tope de la torre (menores que 110 °C), las cuales están influenciadas por el mal funcionamiento de la válvula de control del flujo de agua de enfriamiento, provocando ineficiencia en el condensador de cabeza

E-02-803. Esto contribuye a que el separador B-02-802 no cumpla con la correcta separación del H_2S al *flare* que debe ser a 50 °C y a que la relación de reflujo se vea afectada como consecuencia del poco nivel de líquido para refluja a la torre, impidiendo así el despojo eficiente del H_2S .

- Presencia de altas temperatura en la amina pobre entra a los absorbedores, con aproximadamente más de 5 °C de lo establecido lo que suma calor a las reacciones exotérmicas en el proceso de endulzamiento, provocando altas temperaturas en el gas tratado incrementándose los arrastres de líquidos junto al gas. Esto impacta negativamente en los equipos aguas abajo de los absorbedores. Esta situación está potenciada por el incumplimiento de las especificaciones en la transferencia de calor en los intercambiadores E-02-801 y E-02-804.
- Presencia de bajas temperaturas (123,7 °C) en la amina pobre que se calienta para generar el vapor de arrastre necesario que separa el H_2S de la solución de MDEA en la T-02-801. La temperatura óptima para lograr romper la unión entre el H_2S y la solución de amina es de 125 °C. Este incumplimiento térmico se debe la suciedad en el intercambiador E-02-802 ocasionada por los sólidos en suspensión que contiene la amina y a las incrustaciones provocadas por vapor vivo que se inyecta al equipo. Por tanto, en estas condiciones lograr la temperatura necesaria para una eficiente despojación del H_2S supone someter al intercambiador de calor E-02-802 a esfuerzos térmicos.
- Incumplimientos con el inyecta de amina rica a la torre regeneradora el cual debe ser a 100 °C y se realiza en la actualidad a 93 °C, lo que afecta el perfil térmico en toda la secuencia de platos (desde el tope hasta el fondo) (ver anexos 8 y 9). Esto demuestra, una vez más, las carencias del intercambiador de calor E-02-801.

3. 5 Propuesta de mejoras tecnológicas

A partir de los problemas detectados se proponen una serie de medidas que permiten resolver estas afectaciones tecnológicas como son:

- Modificar las dimensiones de las mallas de los filtros de canasto a aproximadamente 0,03 mm (30 micras) para minimizar la carga de partículas en el fluido.

- Aplicación de inhibidores de corrosión para proteger las superficies metálicas y evitar este problema operacional. Los inhibidores de corrosión son sustancias químicas que, añadidas en concentraciones pequeñas disminuyen sensiblemente la velocidad de corrosión del material metálico expuesto a este tratamiento.
- Aplicación de antiespumantes para limitar la formación de espumas. Los antiespumantes son agentes tensoactivos que actúan por medio de tensiones superficiales intermedias para lograr desestabilizar la espuma y liberar el gas retenido.
- No utilizar agua común, ni agua técnica para la preparación de la solución de MDEA, solo utilizar el condensado recuperado que no sobrepase las especificaciones del agua de reposición (dureza, contenido cloruros, contenido de sólidos disueltos y pH), ya que el incumplimiento de estas especificaciones contribuye a la degradación de la amina y al ensuciamiento de los equipos de intercambio de calor (ver anexos 11-13).
- Disponer de equipos fiables para la indicación de la caída de presión (ΔP) en la torre desorbedora, ya que un incremento de la caída de presión indica formación de espumas, formación de depósitos e inundaciones, lo que afecta el proceso.
- Mantener un control exhaustivo del comportamiento del perfil térmico de la T-02-801 e implementar un sistema de control con indicación al panel que registre estas mediciones, ya que solo se pueden observar instantáneamente en la actualidad.
- Instalación de un punto de chequeo de la presión y la temperatura a la entrada del intercambiador de calor E-02-802 para controlar estos parámetros del vapor que se inyecta al equipo. Mantener el control de estos parámetros de entrada del vapor es de gran importancia ya que el máximo rendimiento de su energía calórica se obtiene a los 148,8 °C para una presión realtiva de 3,60 kgf/cm². Someter al equipo a esfuerzos térmicos pone en riesgo su integridad, ya que esto provoca deformaciones en las placas y fallas en las soldaduras fundamentalmente.
- No operar el intercambiador de calor E-02-802 con la trampa de vapor fuera de servicio, ya que esta es una válvula automática cuya misión es descargar el condensado sin permitir que se escape el vapor vivo. Como se mencionó anteriormente este condensado es de vital importancia ya que usualmente se usa

para preparar la solución de MDEA porque cumple con las especificaciones del agua de reposición.

- Llevar a cabo un proceso de limpieza en los intercambiadores de calor para aumentar su rendimiento térmico. Existe dos procedimientos para el lavado de los intercambiadores de calor de placas termosoldadas, los cuales son: limpieza mecánica y limpieza química. El método más eficiente es el método de limpieza mecánica que se realiza con agua a altas presiones, pero tiene como desventaja que se necesita desmonta el equipo, lo que implica retirar las juntas del mismo, las cuales son de materiales muy específicos (teflón y grafito reforzado) y tienen alto costo en el mercado internacional (ver anexo 14). Por tales motivos es recomendable la aplicación de la limpieza química, conocida como limpieza *in situ* (CIP, por sus siglas en inglés) que se realiza sin necesidad de abrir el equipo. En este tipo de limpieza se utiliza un equipo totalmente integrado de acero inoxidable, el cual cuenta con resistencias eléctricas, una bomba centrífuga, un depósito, filtros, termostatos (de operación y de seguridad) y un cuadro de válvulas que permiten invertir los sentidos de la circulación de la solución. El equipo se conecta en uno de los circuitos del intercambiador, se programa la temperatura deseada y se procede a encender la bomba y luego las resistencias eléctricas. Se hace circular el fluido a través el intercambiador por un tiempo que se definirá en función del tipo y características de la suciedad o incrustaciones presentes en el equipo (ver anexo 15). En la limpieza química se emplean diferentes soluciones para el lavado de los intercambiadores de calor, siendo la sosa cáustica la más utilizada para este tipo de procesos (ver anexo 16).

Conclusiones parciales del Capítulo 3

1. El incumplimiento de los parámetros de temperatura y calidad de amina regenerada demuestran la ineficiencia de la T-02-801, lo cual está dado por fallos de elementos de control del sistema y por el ensuciamiento de los equipos de intercambio de calor y filtración provocado por productos de la corrosión, sólidos suspendidos e hidrocarburos condensados que no fueron separados.
2. Se deben implementar con carácter de urgencia soluciones tecnológicas como son: la limpieza química de los intercambiadores de calor y la aplicación de inhibidores de corrosión y antiespumantes con el fin de optimizar el proceso de regeneración y rescatar de esta manera la amina con las especificaciones de calidad necesarias para el proceso de endulzamiento.

Conclusiones



Conclusiones

1. A partir del análisis bibliográfico relacionado con los procesos de endulzamiento y regeneración de aminas, se comprobó que los parámetros más importantes son: la presión, la temperatura y la concentración de la amina.
2. El diseño y aplicación de la metodología planteada para evaluar la torre regeneradora T-02-801 permitió observar que esta no estaba funcionando de forma efectiva, conociéndose además los principales problemas operacionales de la planta.
3. Las mejoras tecnológicas propuestas dan solución a corto y mediano plazo de los problemas operacionales existentes y contribuyen a la optimización de los procesos de adulzamiento y regeneración en la sección 300-1.

Recomendaciones



Recomendaciones

- Implementar el paquete de mejoras propuesto para dar solución o minimizar los problemas operacionales de la planta.
- Verificar en otros laboratorios las muestras de amina tomadas ya que se han detectado algunas incoherencias o contradicciones con lo establecido en la literatura.

Bibliografia



Bibliografía

- Alba Reyes, Y. (2010). *Diseño de un sistema para la remoción de H₂S proveniente de la hidrofinación de diésel*. (Trabajo de diploma), Universidad Central "Marta Abreus" de las Villas.
- Bárcenas, L. (2009). *Obtención de placas vítreas filtrantes bactericidas*. (Tesis de diploma), Instituto Superior Politécnico "José Antonio Echeverría" (Cujae).
- Batiz, C. (2014). Datos relevantes acerca del H₂S y la industria petrolera.
- Baumeister, E., Souza, R., & Ihle Rusque, C. (2010). Amine contamination and associated problems in the gas treating units. The Dow Chemical Company.
- Beke, L. (2010). Contamination in amine system.
- Benito, J. (2004). Membranas cerámicas. Tipos, métodos de obtención y caracterización. *Boletín de la Sociedad Española de Cerámica y Vidrio*, 43(5), 829-842.
- Bogaerts, W., & Zheng, J. (2001). Corrosion Mechanisms: Some Basic Understanding. NACE.
- Bolaños Arroyave, J. C. (2014). Procesos para el endulzamiento del gas natural. Universidad de Santander.
- Bolívar, G. (2019). Aminas: estructura, propiedades, tipos, usos.
- Camacho Rubio, F., Delgado Diaz, S., Díaz Rodríguez, F., & Limiñana de La Fe, G. (1975). Transferencia de masa en líquidos: absorción física. Universidad de La Laguna.
- Casiano Flores, O., & Ordoñez Chiquito, S. R. (2011). *Selección de endulzamiento en plataforma y disposición de los contaminantes*. (Tesis de grado), Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas.
- Çengel, Y. A. (2004). *Transferencia de calor* (3era ed.). McGraw-Hill/Interamericana Editores, S.A. de C.V.
- Clavelo Suárez, J. (2017). *Evaluación de la oferta de un intercambiador de placas para el calentamiento de petróleo*. (Tesis de grado), Universidad de Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez".
- Company, A. F. (2014). Filtration Troubleshooting for bort On-Line Life.
- Company, A. F. (2016). Amine Foaming.

- Company, T. D. C. (2012). URCASEP, Solvent Purification Technology. The Dow Chemical Company.
- Company, T. D. C. (2016). Aminas para tratamiento de gas y LPG en refinerías.
- Cortés Marínez, R. (2016). *Propuesta de mejora tecnológica en la recuperación de azufre de la refinería de petróleo de Cienfuegos*. (Trabajo de diploma), Universidad de Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez".
- Cumming, A. L., Smith, G. D., & Nelsen, D. K. (2007). Advances in amine reclaiming- why there's no excuse to operate a dirty amine system.
- Chematek, S. A. (2010). Manual de Operación y Puesta en Marcha. Unidad de Regeneración de Aminas.
- Dávila Moya, W. (2006). Diseño y construcción de un Intercambiador de Placas.
- 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 Abreu" de las Villas.
- Díaz Piñón, M. (2004). Eliminación del sulfuro de hidrógeno en el biogás.
- Dickoa, M. C. C., Jarnea, C., Northropb, S., & Richona, D. (2010). Acid gases partial pressures above a 50 wt% aqueous methyldiethanolamine solution.
- DuPart, M., Bacon, T., & Edwards, D. (1993). Understanding corrosion in alkanolamine gas treating plants. Hydrocarbon processing. .
- Erdmann, E., Ale Ruíz, L., Martínez, J., Gutiérrez, J. P., & Tarifa, E. (2012). Endulzamainto de gas natural con aminas. Simulación del proceso y análisis de sensibilidad paramétrico.
- Galvis Pinzon, D. P., & Viloría De Armas, J. E. (2016). Estado del conocimiento del proceso de hidrotratamiento de nafta de coquizacion retardada y su aplicabilidad en la refinería de Cartagena. Universidad de San Buenaventura-Cartagena.
- Gallego Piñol, E., Perales Lorente, J. F., & Roca Mussons, F. J. (2013). Calidad de aire interior: filtros de carbón activado para su mejora.
- García Conde, L. E. (2018). *Evaluación de la unidad regeneradora de aminas de la "Refinería Cienfuegos S.A." para cambios en los parámetros operacionales*. (Tesis de maestría), Universidad de Maranzas "Camilo Cienfuegos".

- Gómez, M. T., Ancheyta, J., & Marroquín, G. (2003). Formación de sedimentos durante la hidrodesintegración de residuos del petróleo. *Revista de la Sociedad Química de México*, 47(3).
- González, A. (2006). *Estudio de la oxidación biológica de compuestos reducidos de azufre por un consorcio alcalófilo en un biorreactor*. (Tesis de doctorado), Universidad Autónoma Metropolitana.
- González Maicas, S. (2018). Diseño mecánico de la torre regeneradora de amina T-3800X de la refinería BP Oil de Castellón. Universitat Jaume I.
- Guédez Mozur, C., De Armas Hernández, D., Reyes Gil, R., & Galván Rico, L. (2003). Los sistemas de gestión ambiental en la industria petrolera internacional.
- Gutiérrez, J. P., Sosa, T. S., Ale Ruíz, L., & Erdmann, E. (2013). Diseño del proceso de endulzamiento de gas natural. Simulación y comparación. Universidad Nacional de Salta.
- Guzmán Jiménez, M. H. (2013). *Catalizadores de NiMo soportados en alúmina bimodal para hidrodesulfuración de naftas de coquización*. (Tesis de grado), Centro de Investigación Científica y de Educación Superior de Ensenada.
- Haws, R. (2001). Contaminants in amine gas treating. CCR Technologie Inc.
- Higuera Calderón, L. E. (2018). *Implementación de un modelo para la remoción de H₂S mediante sorbentes sólidos*. (Tesis de grado), Universidad de América.
- Horikawa, M. S. (2004). Chemical Absorption of H₂S for Biogas Purification *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 21(3), 415-422.
- Incropera, F. P., & DeWitt, D. P. (2003). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. John Wiley & Sons.
- Izquierdo, M. (2002). Intercambiadores de calor de placas. Universidad de Madrid Carlos III.
- Kohl, A., & Riesenfeld, F. (1985). *Gas Purification* (4th ed.). Gulf Publishing.
- Koteeswaran, M. (2010). CO₂ and H₂S Corrosion in Oil Pipelines. University of Stavanger, Norway.
- León Galindo, A. J., & Ortega, M. K. (2013). *Estudio del proceso de desulfuración de petróleo y su aplicación en los crudos pesados y extrapesados*. (Tesis de grado), Universidad de Oriente.

- Leyva Legrá, S. (2015). *Evaluación termoenergética del sistema de enfriamiento del licor amoniaco en la empresa "Comdte Ernesto Che Guevara"*. (Tesis de grado), Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa.
- López-Rendón, R. (2008). Molecular dynamics simulations of the solubility of H₂S and CO₂ in water.
- Lluch Urpí, J. (2008). *Tecnología y margen de refino del petróleo* (1ra ed.). Ediciones Díaz de Santos, S.A.
- Maiocchi, M., & Alderetes, C. (2002). Intercambiadores de Calor de Placas Cálculo y selección de equipos.
- Mandal, K. B. (2003). Selective absorption of H₂S from gas streams containing H₂S and CO₂ into aqueous solutions of N-Methyldiethanolamine and 2-amino-2-methyl-1propanol.
- Marcano, R., & Varela, V. (2010). *Estudio Conceptual del proceso de Endulzamiento del gas natural empleando una mezcla de DEA-MDEA*. (Tesis de grado), Universidad de Oriente.
- Marroig Martínez, G. (2015). *Unidad de separación de gases ácidos de la planta Gorgon LNG en Barrow Island (Australia)*. (Tesis de grado).
- Martín-Martínez, J. M. (1990). Adsorción física de gases y vapores por carbones. Universidad de Alicante.
- Martínez, M., & Velázquez de Bermúdez, B. (2006). Diccionario del gas natural. Ingenieros Consultores SRL.
- Meyers, R. (2004). *Handbook of refining petroleum processes*.: Mc-Graw Hill Handbook Co.
- Molina Ramírez, L. (2014). Análisis de técnicas para la biorremediación de ácido sulfhídrico como contaminante atmosférico en México.
- Moncada, L. (2006). *Intercambiadores de calor*.
- Mordoño, M., Rosales, M., & Baricelli, P. (2012). Influencia de la transferencia de masa gas-líquido en reacciones de hidrofinación de olefinas con una nafta ligera con el complejo hidrosoluble RhH(CO)(TPPTS)₃. Universidad de Carabobo.
- Morero, B., & Campanella, E. A. (2012). Simulación del proceso de absorción química con soluciones de aminas para la purificación biogás.

- Mores, P. L., & Scenna, N. J. (2009). Absorción química de CO₂: modelo matemático del equilibrio L-V para el sistema reaccionante MEA-CO₂-H₂O. Universidad Tecnológica Nacional.
- Navarro Hernández, M. (2020). *Propuesta de mejoras para el proceso de remoción de H₂S en la planta de hidrotratamiento de diésel en la Refinería Cienfuegos*. (Tesis de grado), Universidad de Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez".
- Negro Cabrera, C., Abián Vicén, M., & Uxué, M. (2014). Estudio de la oxidación de H₂S para la minimización de contaminantes en el proceso Claus.
- Nešić, S., & Sun, W. (2011). Un modelo mecanicista de corrosión uniforme del sulfuro de hidrógeno/ dióxido de carbono en el acero dulce.
- Ordoñez Pinargote, C. Y. (2015). *Rediseño de un separador de impurezas para minimizar el tiempo de funcionamiento de la unidad filtrante, dentro del bombeo de despacho de GLP en la planta de gas en Monteverde*. (Tesis de grado), Universidad Estatal Península de Santa Elena.
- Ordúz, L. H., Weck Delgado, O. A., & Serrato Tovar, F. A. (2009). Elaboración de cartuchos de filtración para fluidos de completamiento en la industria petrolera. Universidad de la Rioja.
- Orme, C. J. (2005). Mixed gas hydrogen sulfide permeability and separation using supported polyphosphazene membranes.
- Ortega Viera, L., Rodríguez Muñoz, S., Fernández Santana, E., & Bárcenas Pérez, L. (2015). Principales métodos para la desulfuración del biogás *RIHA*, 36(1), 45-56.
- Padrón, R., García, A., González, C. L., & Gómez, A. (2013). El carbón activado, un material adsorbente. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".
- Patiño Villamil, J. A. (2020). Análisis comparativo de la remoción de barro de aguas de producción de la industria petrolera. Universidad Nacional Abierta y a Distancia.
- Pazmiño Pérez, A. P. (2018). *Exposición laboral al sulfuro de hidrógeno en la planta de tratamiento de aguas residuales industriales de la empresa TEIMSA*. (Trabajo de graduación), Universidad Técnica de Ambato.
- Peabody, A. W. (2001). *Control of Pipeline Corrosion* (2nd ed.): NACE.
- Peñaherrera Muñoz, V. A. (2012). Análisis Hazop de la unidad regeneradora de aminas. Universidad de San Francisco de Quito.

- Pérez, D. (2010). Diseño de un sistema para la remoción de H_2S proveniente de de la Hidrofinadora de diésel.
- Pérez Hernández, S. Z. (2016). Estudio de eficiencia en el diseño hidráulico de bombas en la nueva terminal de almacenamiento y reparto de hidrocarburos Tapachula.
- Pérez Quezada, J. J., & Quezada Pérez, W. A. (2006). *Cálculo de la efectividad y temperaturas de salida tanto del fluido caliente como del fluido frío de un intercambiador de calor mediante un programa computacional interactivo*. (Tesis de grado), Universidad Nacional de Trujillo.
- Pino Morales, F. (2012). Endulzamiento del gas natural (pp. 25-35). Universidad de Oriente
- Pino Sabido, Y. (2010). *Diseño preliminar de una planta química para separar el sulfuro de hidrógeno del gas acompañante del petróleo*. (Tesis de grado), Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”.
- Quílez Pardo, J., Solaz Portoles, J. J., Castelló Hernández, M., & Sanjosé López, V. (1993). La necesidad de un cambio metodológico en la enseñanza del equilibrio químico: limitaciones de principio de Le Chatelier. Universitat de València.
- QuimiNet. (2013). La dietanolamina, sus caracterisicas y usos en la industria.
<https://www.quiminet.com>
- Quintana, L. E. (2010). Método para evaluar la pérdida de eficiencia en intercambiadores de calor de placas en la industria del níquel.
- Ramos Meléndez, N. A. (2014). *Hidrotratamiento de un destilado intermedio de aceite crudo Maya (200-300 grados celsius) utilizando catalizadores $NiMo/Al_2O_3-SiO_2$* . (Tesis de grado), Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas.
- Rebollar-Pérez, G., Carretier, E., & Moulin, P. (2010). Applications of vapour permeation: Treatment of anthropogenic volatile organic compounds. *Revista mexicana de ingeniería química*, 9(1).
- Report, F. (1997). Survey of Refining Operations and Product Quality. American Petroleum Institute/National Petroleum Refiners Association.
- Revie, R. W., & Uhlig, H. H. (2008). *Corrosion and Corrosion Control* (4th ed.). John Wiley & Sons, Inc.
- Riñones Pascual, F. (2018). *Unidad de Hidrotratamiento de la Refinería Repsol de a Coruña*. (Tesis de maestría), Universidade da Coruña.

- Rodríguez, S. (2009). *Alternativas de desulfuración de efluentes gaseosos basadas en métodos biotecnológicos*. (Tesis de doctorado), Instituto Superior Politécnico "José Antonio Echeverría" (Cujae).
- Rumyantseva, I. (2014). *Acid Gas Cleaning using Amine Solvents: Validation*. Aspen Technology, Inc.
- Saavedra Pérez, N. (2010). *Manual de Operación y Puesta en Marcha. Unidad de Regeneración de Aminas*. .
- Saavedra Pérez, N. (2021). *Manual de Operaciones plantas de Hidrotratamiento de Diésel, de Turbo y Unidad Regeneradora de amina. S-300-1*. .
- 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.
- Sheilan, M., Spooner, B., & van Hoorn, E. (2008). *Amine treating and sour water stripping*. Amine experts. .
- Sherwood, T. K., Pigford, R. L., & Wilke, C. R. (1993). *Mass Transfer*.
- Smith, L. (1998). *Control of corrosión in oil and Gas production tubing*. Intetech.
- Smith, S. N. (1994). *Prediction of Minimum H₂S Levels Required for Slightly Sour Corrosion*. NACE.
- Smith, S. N. (2006). *Corrosion of Carbon Steel by H₂S in CO₂ containing oilfield environments*. NACE.
- Sohbi, B. (2007). *The use of Mixing Amines in an Industrial Gas Sweetening Plant*.
- Soria Ramírez, E. R. (2016). *Efecto y control de la corrosión por H₂S en tuberías de producción*. (Tesis profesional), Universidad Nacional Autónoma de México,
- Suárez Neira, J. (2017). *Aminas en muestras atmosféricas*. Uiversidade da Coruña.
- Sun, W., Marquez, A. I., & Botte, G. G. (2006). *Theoretical Investigation of H₂S Corrosion of Mild Steel*. Institute for Corrosion and Multiphase Technology.
- Torres Calderón, S. (2018). *Adsorción del sulfuro de hidrógeno aplicando un ecodiseño de carbones activos a partir de lodos del reactor upflow anaerobic sludge blanket*. Universidad Peruana Unión.
- Touceda, F. T. (2007). *Agua en Intercambiadores de Placas para Equipos de Refrigeración por Absorción*.

- Treviño Revert, J. A. (2015). *Transferencia de materia en procesos de absorción con reacción química*. (Tesis doctoral), Universidad Complutense de Madrid.
- Treybal, R. E. (1960). *Operaciones de Transferencia de Masa* (2da ed.). McGraw-Hill.
- Varnero, M. T., Carú, M., Galleguillos, K., & Achondo, P. (2012). Tecnologías disponibles para la purificación de biogás usado en la generación eléctrica. *Información Tecnológica*, 23(2), 31-40.
- Varona, B. F. (2007). Análisis del intercambiador de calor de placas enfriador de mosto en la cervecería “Tínima”.
- Vásquez Romero, W. F. (2013). *Simulación de la unidad de tratamiento de gas combustible con aminas de la Refinería Estatal de Esmeraldas*. (Tesis de grado), Universidad Central del Ecuador.
- Vega Verduga, I. R. (2018). *Reutilización de los filtros tipo cartucho para la reducción de la biocarga en la manufactura de sueros de rehidratación oral y solución salina oral*. (Tesis de grado), Universidad Central de Ecuador.
- Velásquez, O. (2008). *Endulzamiento de gas natural, eliminación de contaminante o proceso de endulzado*. (Tesis de grado), Universidad Nacional de Salta.
- Villalobos Robinson, E. D. (2018). *Análisis integral de los sistemas de aminas en ENAP Refinería Aconcagua*. (Tesis de grado), Universidad Técnica “Federico Santa María”.
- Waite, S., Cummings, A., & Smith, G. (2013). Chemical analysis in amine system operations. MPR Services.
- Zanini, J., Isique, W. D., de Carvalho, S. L., & Pereira Tanguerino, E. (2014). Atrazine herbicide removal through a combination of slow and filtration and granular activated carbon filters. *Revista Técnica de la Facultad de Ingeniería Universidad del Zulia*, 37(2).
- Zheng, Y., Brown, B., & Nesic, S. (2013). Electrochemical Study and Modeling of H₂S Corrosion of Mild Steel. NACE.

Anexos



Anexos

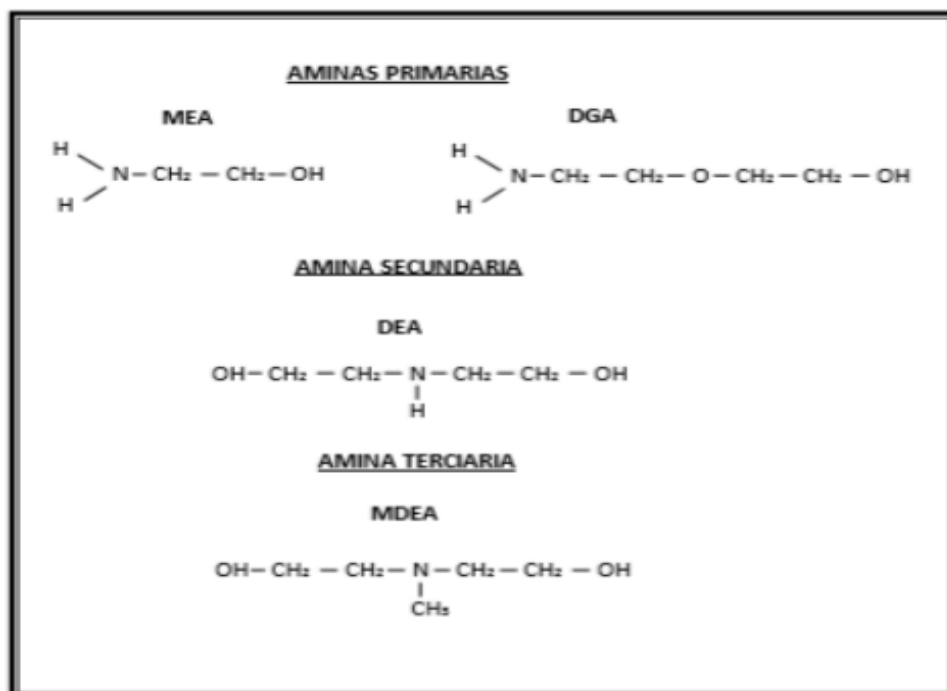
Anexo 1. Diferentes tipos de reacciones que ocurren en el proceso de HDT. **Fuente.** (Guzmán Jiménez, 2013).

Tipo de Reacción	Especie	Reacción General
Hidrodesulfuración	Mercaptanos	$\text{RSH} + \text{H}_2 \rightarrow \text{RH} + \text{H}_2\text{S}$
	Sulfuros	$\text{R}_2\text{S} + 2\text{H}_2 \rightarrow 2\text{RH} + \text{H}_2\text{S}$
	Bisulfuros	$(\text{RS})_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow 2\text{RH} + 2\text{H}_2\text{S}$
	Tiofenos	$ \begin{array}{c} \text{HC} \quad \text{CH} \\ \parallel \quad \parallel \\ \text{HC} \quad \text{CH} \\ \backslash \quad / \\ \text{S} \end{array} + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_4\text{H}_{10} + \text{H}_2\text{S} $
Hidrogenitrogenación	Pirrol	$\text{C}_4\text{H}_4\text{NH} + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_4\text{H}_{10} + \text{NH}_3$
	Piridina	$\text{C}_5\text{H}_5\text{N} + 5\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_5\text{H}_{12} + \text{NH}_3$
Desoxigenación	Fenoles	$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_6 + \text{H}_2\text{O}$
	Peróxidos	$\text{C}_7\text{H}_{13}\text{OOH} + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_7\text{H}_{16} + 2\text{H}_2\text{O}$
Deshalogenación	Cloruros	$\text{RCl} + \text{H}_2 \rightarrow \text{RH} + \text{HCl}$
Hidrogenación	Olefinas, aromáticos	$\text{C}_5\text{H}_{10} + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_5\text{H}_{12}$
Hidrodesintegración	-	$\text{C}_{10}\text{H}_{22} + \text{H}_2 \rightarrow \text{C}_4\text{H}_{10} + \text{C}_6\text{H}_{14}$

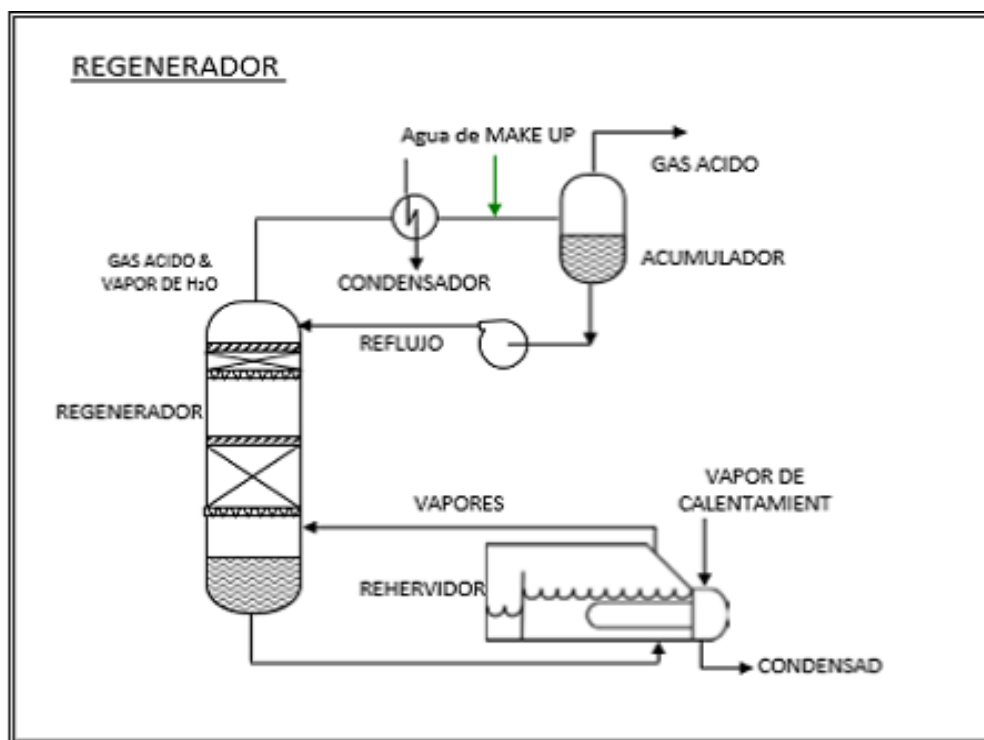
Anexo 2. Propiedades de los diferentes tipos de aminas. **Fuente.** (Alba Reyes, 2010).

Propiedades	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA
Peso molecular (g/mol)	61,1	105,1	105,1	133,2	119,2
Concentración típica (%w/w)	15-20	45-50	25-30	30-32	35-50
Carga típica pobre (mol/mol)	0,04	0,05	0,07	0,05	0,01
Carga típica de líquido rico (mol/mol)	0,15	0,15	0,15	0,15	0,12
Carga típica de gas rico (mol/mol)	0,34	0,40	0,40	0,40	0,45
Típico uso del vapor (Gal _A /Gal _V)	1,5	1,5	1,2	1,1	1,0
Precio relativo de amina pura (\$/\$)	0,5	0,95	0,5	0,95	1,0
Calor de reacción con H ₂ S (BTU/lb)	820	674	511	475	455
Concentración de trabajo (%)	20	50	30	32	50
Velocidad de circulación requerida (US gpm)	407	240	425	476	217
Requerimientos estimados de vapor (BTU/h)	36 700	21 600	30 800	31 400	13 000

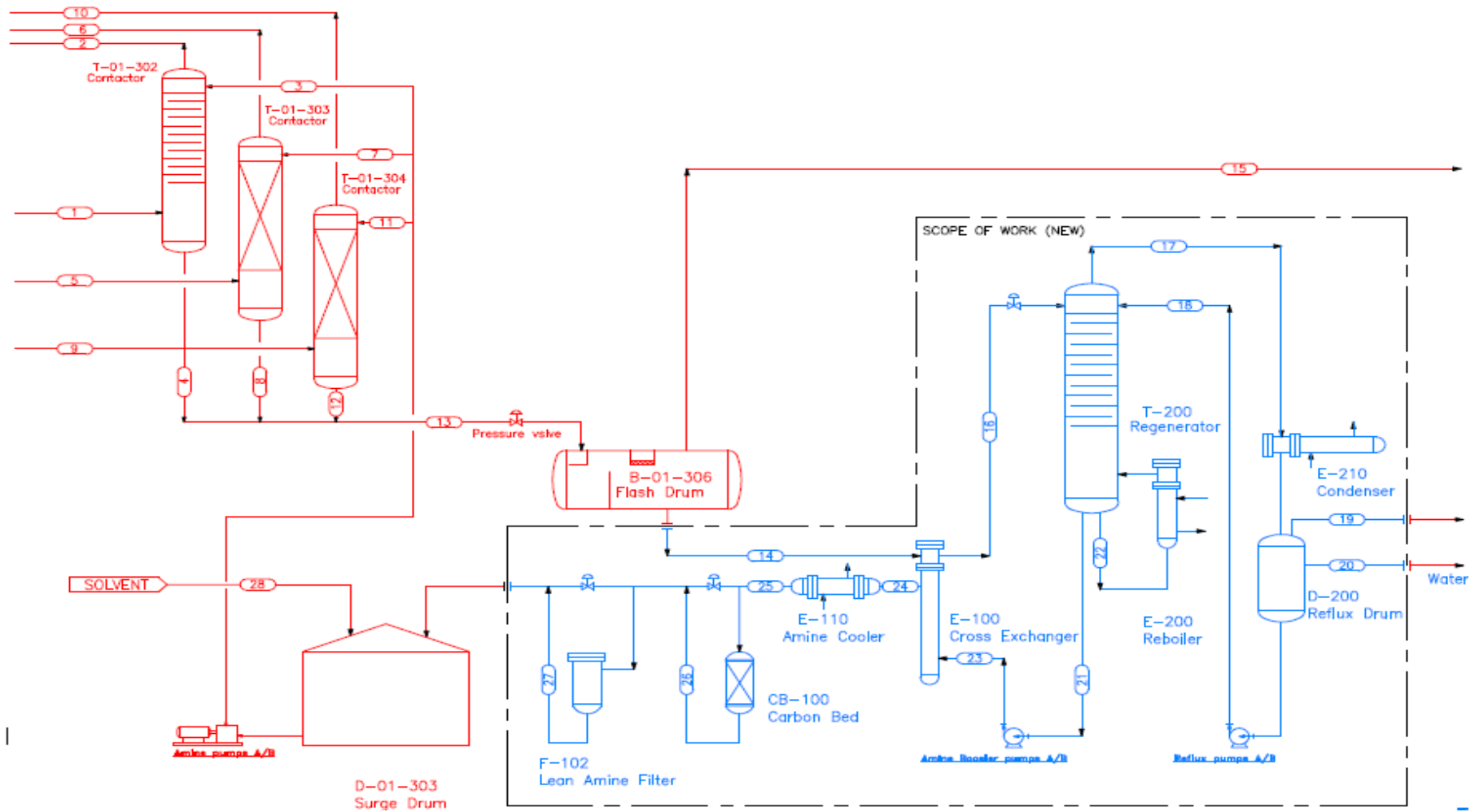
Anexo 3. Fórmulas químicas de las principales aminas. **Fuente.** (Alba Reyes, 2010).



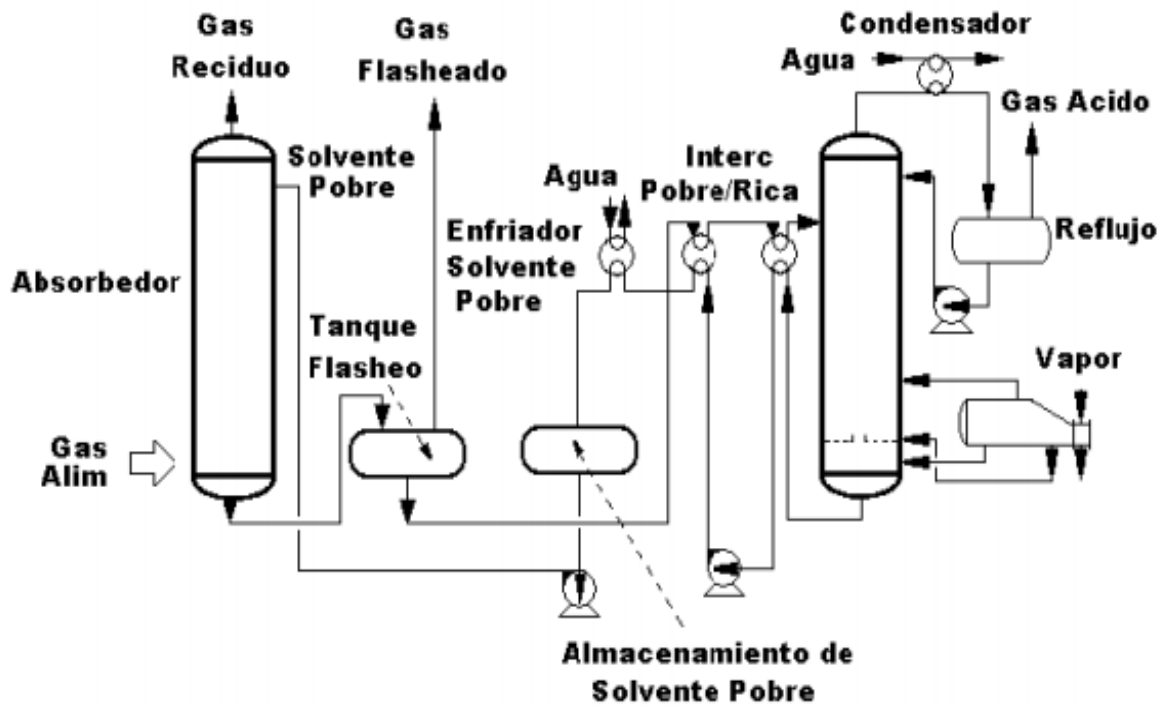
Anexo 4. Configuración del regenerador y rehervidor. **Fuente.** (Navarro Hernández, 2020).



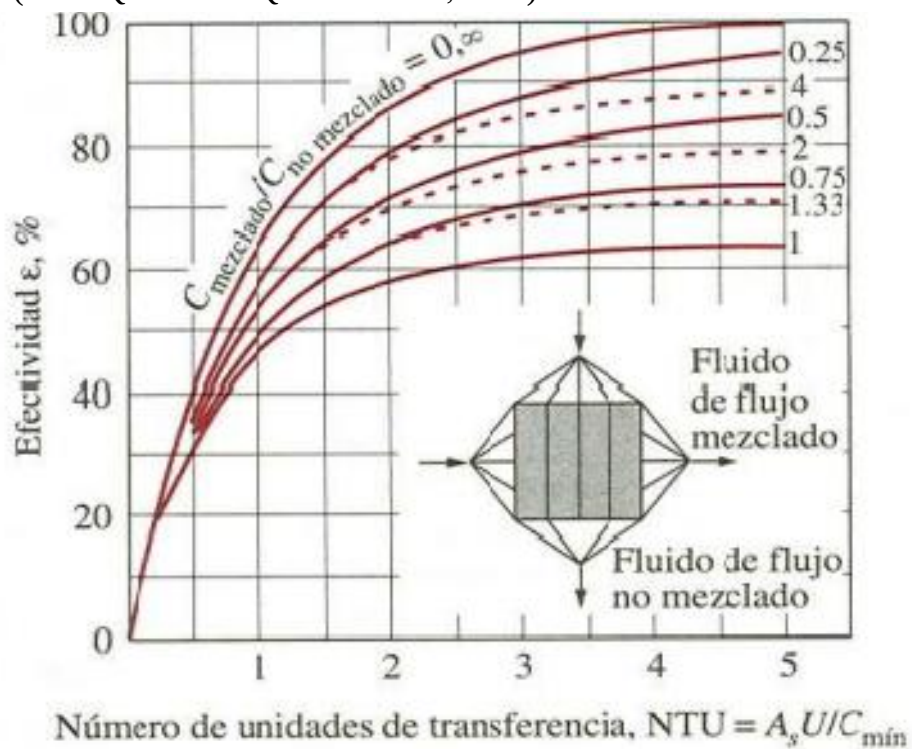
Anexo 5. Diagrama de flujo de la sección 300-1. **Fuente.** (Saavedra Pérez, 2021).



Anexo 6. Diagrama de flujo de las secciones de absorción y regeneración de aminas.
Fuente. (Alba Reyes, 2010).



Anexo 7. Flujo cruzado con uno de los fluidos de flujo mezclado y el otro no mezclado.
Fuente. (Pérez Quezada & Quezada Pérez, 2006).



Anexo 8. Resultados y comparaciones del análisis de los intercambiadores de calor. **Fuente.** Elaboración propia.

Intercambiador.	Q proy , W	Q real, W	ΔQ , W	ΔT_{MLTD} , teor. $^{\circ}C$	ΔT_{MLTD} , real $^{\circ}C$	ΔP . kgf/cm ²		U teor. W/m ² $^{\circ}C$	U real. W/m ² $^{\circ}C$	Observaciones.
E-801	2 692 000	1 699 944,29	-992 055,715	13,63	20,87	0,055 amina rica	0,017 amina pobre	1 529,9	630,9	En este intercambiador se pierden 7.24 $^{\circ}C$ que no se entregan a la amina rica en su calentamiento y en la amina pobre deja de enfriarse 6.3 $^{\circ}C$, por tanto en ambos lados la transferencia no es toda lo eficiente posible, bajo coeficiente global de transferencia por la pobre transferencia por convección en el lado de amina pobre y por factor de ensuciamiento en ambas caras con mayor incidencia en el lado de amina rica. A pesar de alta ΔT_{MLTD} es pobre el trabajo de intercambiador, afecta la T-801 y el enfriamiento en el E-804 que repercute en las altas temperatura de la amina en los absorbedores.
E-802	3 005 000	5 410 426	+ 2 405 426,1	23,1	41,6	0,027	0,71	3 067,3	3 066,68	Se transfiere mayor

						amina pobre	vapor			flujo de calor que lo previsto para el trabajo de evaporador a expensa de mayor ΔT_{MLTD} , provocado por un inyector a menor flujo, mayor presión y temperatura de lo especificado para el vapor. Debe limpiarse el sistema, las válvulas que al 100% de apertura no abastecen el vapor suficiente. A pesar de ello la amina pobre para calentar el fondo debiera salir a 125 °C y lo hace a 123, faltan 2 °C . Se requiere limpiar el lado del vapor por elevado ΔP .
E-803	2 195 000	382 089,08	-1 812 911,8	33,3	57,68	0,94 Gases del tope	0,0014 Agua de enfriam.	1129,1	113,5	Se deja de transferir el 82% de la carga térmica posible dado por las bajas temperaturas en el tope de la T-801. En este intercambiador debe revisarse la válvula de agua que como hay poco calor se requieren poco flujo de agua y opera prácticamente cerrada y mecánicamente no es conveniente para el

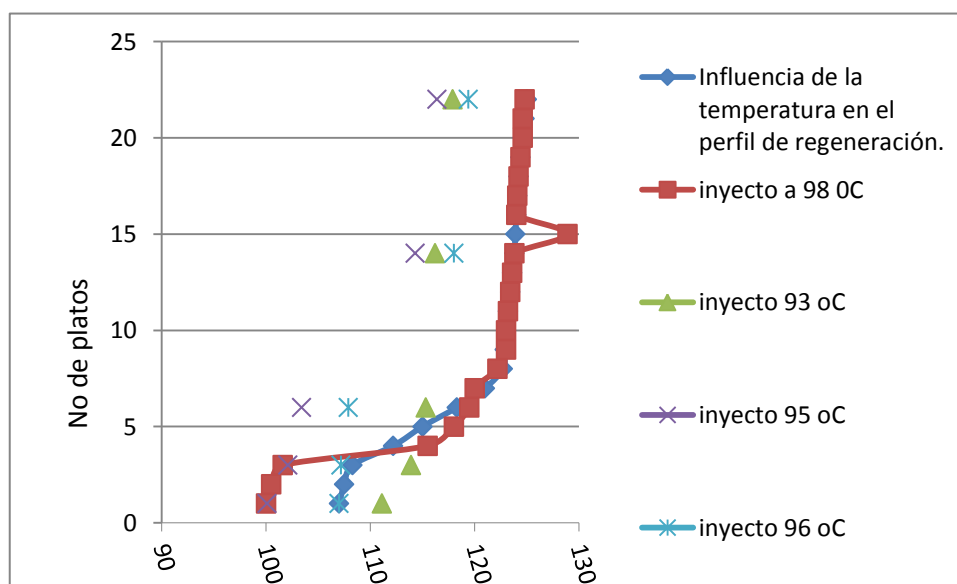
										intercambiador pues nunca una cara debe estar vacía pues surge el efecto acordeón que deteriora las placas y ocurren grietas, ya este intercambiador ha presentado grietas, fugas y salideros.
E-804	626 000	34 806,65	-591 193,34	14,63	14,74	0,22 Amina pobre	2,02 Agua enfriam.	3820,5	210,83	Este intercambiador está trabajando al máximo de sus capacidades, la amina pobre está entrando 5.5 ⁰ C por encima de lo proyectado y está saliendo 3.44 ⁰ C también por encima, calor que se arrastra por pobre transferencia en el E-801 con la amina pobre que sale 6.3 ⁰ C por encima. El agua de enfriamiento está saliendo con 44.7 ⁰ C de un diseño de 45 ⁰ C, por tanto no es capaz de evacuar el calor a lo que se le suma una elevada caída de presión en la cara del agua por lo que debe limpiarse. Este intercambiador no cumple desde su proyecto las necesidades que

										existen en la T-302 de que la amina entre con no más de 44⁰C para que no coadyuve al arrastre de agua al B-303 y la amina está saliendo a 52.14⁰C es decir 8.14⁰C por encima. Se requieren menos de 44⁰C y este intercambiador está diseñado para 48,7⁰C en la amina pobre, por lo que se impone un nuevo intercambiador que compense el déficit, lo que se presentará en una tarea técnica.
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	---

Anexo 9. Influencia de la temperatura en los platos. **Fuente.** Elaboración propia.

Influencia de la temperatura del inyector en los platos (°C)					
-	100 (diseño)	98	93	95	96
1	107	100	111.1	100.1	107
2	107.5	100.5			
3	108.3	101.6	113.9	102.1	107.2
4	112.2	115.5			
5	115	118			
6	118.3	119.5	115.3	103.4	107.9
7	121	120			
8	122.7	122.2			
9	122.9	123			
10	123	123			
11	123.2	123.2			
12	123.4	123.4			
13	123.6	123.6			
14	123.8	123.8	116.2	114.3	118
15	123.9	128.9			
16	124	124			
17	124.1	124.1			
18	124.2	124.2			
19	124.4	124.4			
20	124.6	124.6			
21	124.8	124.6			
22	125	124.8	117.9	116.4	119.4

Anexo 10. Perfil de temperatura de los platos de la torre desorbedora. **Fuente.** Elaboración propia.



Anexo 11. Especificaciones de calidad del condensado. **Fuente.** Elaboración propia.

Condensado	Dt	0.0 meq/l
	AT	0.8 meq/l
	Cloruros	≤ 10 mg/l
	Conductividad	< 100 μ S/cm
	pH	7.5-9.0
	Hierro	≤ 0.5 mg/l

Anexo 12. Comparación entre la calidad del agua tratada y el condensado. **Fuente.** Elaboración propia.

Comparación entre la calidad del agua Tratada y del Condensado.							
Parámetro	Conductividad (μS/cm)	Cloruros (mg/l)	Alcalinidad Total (mg/l)	Dureza Total (mg/l)	pH	NH3 (mg/l)	H2S (mg/l)
Agua Tratada	600,42	41,88	199,12	2,12	8,16	-	-
Condensado	77,43	5,87	34,98	1,19	6,05	< 100	< 100

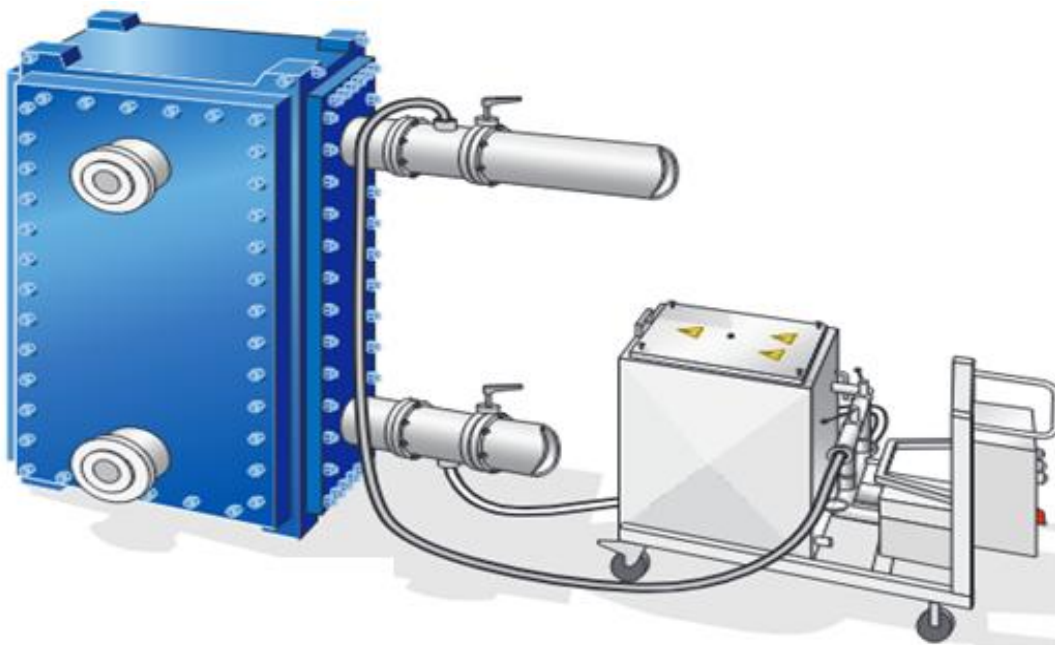
Anexo 13. Especificaciones de calidad del agua de reposición. **Fuente.** Elaboración propia.

Especificaciones de proyecto (Agua de reposición).		Especificaciones reales (Agua de reposición).
Dureza como CaCO_3	50 mg/l	1.83
Sólidos Disuelto	100mg/l	39.86
Cloruros	≤ 10 mg/l	5.27
pH	8-8.5	6.35

Anexo 14. Limpieza mecánica. **Fuente.** (Moncada, 2006).



Anexo 15. Equipo de limpieza química. **Fuente.** (Moncada, 2006).



Anexo 16. Productos químicos más usados para efectuar la limpieza química. **Fuente.**

Elaboración propia

Producto químico	Tipo de suciedad a tratar	Método de limpieza	Concentración máxima %peso	Temperatura máxima	Material de la placa	Tiempo recomendado
Ácido fosfórico H_3PO_4	Incrustaciones de calcio y magnesio (sarro)	CIP: sin apertura del equipo	10%	60 °C	AISI 304 AISI 316	30-50 min por circuito
		Apertura y limpieza por inmersión de las placas sin juntas				Inmersión por 4 h o más
Ácido Nítrico HNO_3	Incrustaciones de calcio y magnesio (sarro)	CIP: sin apertura del equipo	4%		AISI 304 AISI 316 Titanio	30-60 min por circuito
		Apertura y limpieza por inmersión de las placas sin juntas	8%			Inmersión por 4 h o más
	Depósitos de óxidos metálicos y lodos	CIP: sin apertura del equipo	8%			60-120 min por circuito
		Apertura y limpieza por inmersión de las placas sin juntas	10%			Inmersión por 6 h o más
Sosa cáustica NaOH (se puede agregar un tensoactivo o un antiespumante)	Grasas, materia orgánica y aceites	CIP: sin apertura del equipo	10%		AISI 304 AISI 316 Titanio	30-60 min por circuito
		Apertura y limpieza por inmersión de las placas sin juntas	12%			Inmersión por 4 h o más