

**EVALUACIÓN DEL EFECTO DE DIFERENTES FORMULACIONES DE AMINAS
SOBRE EL DESEMPEÑO DE UNA PLANTA DE ENDULZAMIENTO**

**CAMILO EDUARDO LONDOÑO SÁNCHEZ
SERGIO LUIS VILLEGAS BUSTOS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2015

**EVALUACIÓN DEL EFECTO DE DIFERENTES FORMULACIONES DE AMINAS
SOBRE EL DESEMPEÑO DE UNA PLANTA DE ENDULZAMIENTO**

**CAMILO EDUARDO LONDOÑO SÁNCHEZ
SERGIO LUIS VILLEGAS BUSTOS**

**Trabajo de Grado para optar al título de
Ingenieros de Petróleos**

**Director
M. SC. MANUEL ENRIQUE CABARCAS SIMANCAS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2015

AGRADECIMIENTOS

Los autores expresan sus agradecimientos:

Al M.Sc. Manuel Enrique Cabarcas por su colaboración, apoyo y orientación durante todo el proyecto, además de sus aportes personales en aras de la realización de un buen trabajo de grado.

Al grupo de investigación de Modelamiento de Procesos de Hidrocarburos (GMPH) por su invaluable correcciones durante el proceso de realización del proyecto de grado.

A la Universidad Industrial de Santander y nuestra querida escuela de Ingeniería de Petróleos por formarnos como profesionales de calidad.

A Dios, por ser el incuestionable guía de todos mis proyectos.

A mis padres, por ser el motor intangible de este trabajo. Además de mi mayor apoyo, inspiración y fuente de alegrías a lo largo de toda mi vida.

A mis hermanos, por ser quiénes día a día me motivan a ser y actuar de la mejor manera posible y así puedan estar orgullosos de mí.

A Helenita, mi abuela paterna, quién no sólo me abrió las puertas de su hogar durante los últimos años de mi carrera. Sino que también hizo que sintiera éste como el mío propio.

A mis tíos, tías, primos, primas y abuelos; quiénes siempre tuvieron palabras de apoyo para mí y me ayudaron en todo lo posible y lo imposible también.

A mis amigos, mi otra familia, aquellos con los que la vida me premió. Agradecerles eternamente por todas las enseñanzas, el apoyo incondicional y las muestras de cariño.

A Sergio, mi compañero de tesis, sin quién este proyecto no hubiese pasado de ser una simple idea.

A nuestro Director, Manuel Enrique Cabarcas, por el apoyo y su constante guía a lo largo de esta travesía.

Al Grupo de Investigación en Modelamiento de Procesos Hidrocarburos, al igual que a sus fundamentales miembros: Andrés Ortíz, Fernando Calvete, Erik Montes y los demás engranajes de este gran grupo. Quiénes nos tutelaron e instruyeron durante este proceso.

A la Asociación Colombiana de Ingenieros de Petróleos (ACIPET), por haberse convertido en la mejor escuela y fuente de inspiración en la mitad final de mi carrera y espero que sean muchos años más trabajando al servicio de los Ingenieros de Petróleos de todo el país.

A la compañía Equión Energía Ltd., que más que una empresa me recibió con los brazos abiertos como la gran familia que siempre recordaré. Especiales agradecimientos a Claudia Ruiz, Ricardo Prieto, Edilson Ladino, Luis Rincón, Carlos Parra y demás miembros del equipo de Functional Performance.

Por último, un agradecimiento especial a Fuad Gonzalo Chacón, quién nos asesoró de forma totalmente altruista durante la redacción de nuestro artículo de investigación

Camilo Eduardo Londoño Sánchez

A Dios, por darme la vida y enseñarme a través de mi madre el verdadero significado del amor.

A mis padres Diosa Bustos y Luis Villegas por apoyarme y ser el motor de mi vida, además de inculcarme todos los valores de una buena persona, los amo incondicionalmente

A mis hermanos Luis Villegas y Nixón Adarme por los buenos momentos compartidos

A mi tía Marqueza Muñoz por sus oraciones y buenos deseos.

A mi novia Melisa Ortiz por su agradable compañía, por estos momentos de felicidad, te quiero mucho

A mis amigos Fabián Tapias, John Rodríguez por brindarme una buena amistad y estar en los momentos más importantes de mi vida universitaria.

Sergio Luis Villegas Bustos

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN.....	19
1. PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL	21
1.1. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL	21
1.2. PROCESOS DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL	22
1.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO CON AMINAS	24
1.4. AMINAS.....	26
1.5. PROBLEMAS OPERACIONALES.....	28
1.5.1. Corrosión	28
1.5.2. Espumas.....	29
1.5.3. Pérdidas de solución.....	29
2. BASES DE SIMULACIÓN	31
3. METODOLOGIA.....	33
3.1. SELECCIÓN DE LOS SOLVENTES QUÍMICOS	33
3.2. DISEÑO DE LA PLANTA.....	33
3.3. SIMULACIÓN Y COMPARACIÓN CON EL DISEÑO.....	34
3.4. SELECCIÓN DE LOS PARÁMETROS ÓPTIMOS DE OPERACIÓN BAJO LAS REGLAS TRADICIONALES DE DISEÑO	35
3.4.1. Composición	35
3.4.2. Tasa de circulación	36
3.5. EVALUACIÓN DE LAS REGLAS EMPÍRICAS DE DISEÑO TRADICIONALES	36
4. RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN	38
4.1. COMPOSICIÓN	38
4.2. TASA DE CIRCULACIÓN	45
4.3. EVALUACIÓN DE LAS REGLAS EMPÍRICAS TRADICIONALES DE DISEÑO	51
4.3.1. Temperatura de aproximación en la torre contactora.....	51
4.3.2. Temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor	55
4.3.3. Presión de la torre regeneradora	60
5. CONCLUSIONES	63

6. RECOMENDACIONES 66

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICAS 67

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Procesamiento del gas natural.....	22
Figura 2. Planta de endulzamiento con aminas	25
Figura 3. Línea del tiempo de los más importantes desarrollos en el endulzamiento de gas natural con aminas.....	26

LISTA DE TABLAS

Pág.

Tabla 1. Procesos de endulzamiento de gas natural.....	23
Tabla 2. Condiciones operativas típicas para diferentes tipos de aminas.	27
Tabla 3. Condiciones y composición del gas de alimento	31
Tabla 4. Parámetros operacionales de la planta de endulzamiento	32
Tabla 5. Aminas seleccionadas para las simulaciones.....	33
Tabla 6. Comparación entre valores de diseño y simulación.	34
Tabla 7. Variación de las concentraciones de las soluciones de amina.	35
Tabla 8. Comparación de los rangos de las reglas empíricas de diseño y los rangos empleados en las simulaciones.	37
Tabla 9. Carga ácida en la amina rica y en la amina pobre para los valores óptimos de tasa de circulación de solvente.	50
Tabla 10. Comparación parámetros operacionales para la solución con concentración del 35% de DEA al usar las reglas empíricas estándar y al modificarlas.....	64
Tabla 11. Comparación parámetros operacionales para la solución con concentración del 20% de DEA y 28% de MDEA al usar las reglas empíricas estándar y al modificarlas.	64

LISTA DE GRÁFICAS

	Pág
Gráfica 1 . %CO ₂ en el gas de salida vs % másico DEA.....	38
Gráfica 2. Carga ácida en la amina rica vs % másico DEA.....	39
Gráfica 3. Carga ácida en la amina pobre vs % másico DEA.	40
Gráfica 4. Carga ácida en la amina rica vs número de platos en la torre contactora.	40
Gráfica 5. Perfil de temperatura en la torre contactora.	41
Gráfica 6. %CO ₂ en el gas de salida vs % másico MDEA.....	42
Gráfica 7. %CO ₂ en el gas de salida vs % másico DEA en la mezcla.....	43
Gráfica 8. Carga ácida en la amina rica vs % másico DEA en la mezcla.....	43
Gráfica 9. Carga ácida en la amina pobre vs % másico DEA en la mezcla.	45
Gráfica 10. %CO ₂ en el gas de salida vs tasa de circulación de la solución de amina.	45
Gráfica 11. Carga ácida en la amina rica vs % tasa de circulación de amina.	47
Gráfica 12. Carga ácida en la amina pobre vs % tasa de circulación de amina. Para solución con concentración másica del 35% de DEA.	48
Gráfica 13. Carga ácida en la amina pobre vs % tasa de circulación de amina. Para solución con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA.	49
Gráfica 14. Carga ácida en la amina pobre vs % tasa de circulación de amina. Para solución con concentración másica del 20% de DEA y 28% de MDEA.	50
Gráfica 15. %CO ₂ en el gas dulce vs temperatura de entrada de la amina pobre a la torre contactora.	52
Gráfica 16. Perfil de temperatura en el contactor. Para solución con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA.	53
Gráfica 17. Perfil de temperatura en el contactor. Para solución con concentración másica del 20% de DEA y 28% de MDEA.	54
Gráfica 18. Caudal másico de hidrocarburos en el gas dulce vs temperatura de entrada de la amina pobre a la torre contactora.	55
Gráfica 19. Duty del rehervidor vs temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor. Para solución con concentración másica del 35% de DEA.	57
Gráfica 20. Duty del rehervidor vs temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor. Para solución con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA.....	57

Gráfica 21. Duty del rehedvidor vs temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor. Para solución con concentración másica del 20% de DEA y 28% de MDEA.....	58
Gráfica 22. Fracción gaseosa de la amina rica vs temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador. Para solución con concentración másica del 35% de DEA.	59
Gráfica 23. Fracción gaseosa de la amina rica vs temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador. Para solución con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA.....	59
Gráfica 24. Fracción gaseosa de la amina rica vs temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador. Para solución con concentración másica del 20% de DEA y 28% de MDEA.....	60
Gráfica 25. Temperatura de la amina pobre a la salida de la torre regeneradora vs presión del rehedvidor.	61
Gráfica 26. Duty requerido en el rehedvidor vs presión del rehedvidor.....	61

LISTA DE ECUACIONES

Pág.

Ecuación 1. Reacción de absorción del H ₂ S.....	27
Ecuación 2. Reacción del CO ₂ para la formación de carbamato.	27
Ecuación 3. Reacción del carbamato para la formación de sal inestable.	27
Ecuación 4. Hidrólisis del CO ₂	27
Ecuación 5. Disociación del Ácido Carbónico.....	27
Ecuación 6. Absorción del ion bicarbonato por la amina terciaria.....	27
Ecuación 7. Caudal de amina circulada (DEA)	33
Ecuación 8. Duty requerido en el rehervidor.....	34
Ecuación 9. Vapores ácidos en la cima de la torre regeneradora.....	34

RESUMEN

TÍTULO: EVALUACIÓN DEL EFECTO DE DIFERENTES FORMULACIONES DE AMINAS SOBRE EL DESEMPEÑO DE UNA PLANTA DE ENDULZAMIENTO¹

AUTORES: LONDOÑO SÁNCHEZ, Camilo Eduardo.
VILLEGAS BUSTOS, Sergio Luis.

PALABRAS CLAVE: Endulzamiento del Gas Natural, Aminas, Mezcla de Aminas, Simulación de Procesos, Aspen Hysys.

DESCRIPCIÓN:

El uso de alcanolaminas como solvente químico para el endulzamiento del gas natural por absorción es el método más efectivo y usado a nivel mundial. Aun así, las innovaciones tecnológicas en este campo han sido bastante amplias en las últimas décadas, evolucionando del uso de aminas primarias y secundarias hacia aminas terciarias, aminas activadas y, más recientemente, mezclas de aminas. Sin embargo, las reglas empíricas empleadas durante el proceso de diseño de las plantas, no han evolucionado al mismo ritmo que los solventes empleados; es por esto que surge la duda al respecto de si las aminas usadas actualmente y, especialmente si las reglas de diseño empleadas en la actualidad, son realmente las que permiten un desempeño óptimo de los sistemas de endulzamiento.

En este trabajo, se realizaron simulaciones estacionarias de procesos a través del software Aspen Hysys v. 8.0., para un caso base de la Cuenca Colombiana de Los Llanos Orientales con un gas relativamente rico y con una concentración molar considerable de CO_2 (5.73 %). Se compararon diferentes aminas y mezclas de ellas, se optimizaron los parámetros operacionales de la planta y, por último, se confrontó y evaluó la validez de las reglas empíricas de diseño para los casos seleccionados. El artículo finaliza con recomendaciones y sugerencias para la correcta selección del solvente y los parámetros operacionales de la planta de endulzamiento.

* Trabajo de Grado.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director M. Sc. Manuel Enrique Cabarcas.

ABSTRACT

TITLE: EVALUATION OF THE EFFECT OF DIFFERENT AMINES FORMULATIONS ON THE PERFORMANCE OF A SWEETENING GAS PLANT²

AUTHORS: LONDOÑO SÁNCHEZ, Camilo Eduardo.
VILLEGAS BUSTOS, Sergio Luis.

KEYWORDS: Natural Gas Sweetening, Amines, Mixed Amines, Process Simulation, Aspen Hysys.

DESCRIPTION:

The use of alkanolamines as chemical solvents for the natural gas sweetening by absorption, is the most effective and world-wide used method. Still, the technological innovations in this field, has been very broad in the last few decades, evolving from the usage of primary and secondary amines, to tertiary amines, activated amines and, recently, amine blends. However, the empirical rules employed during the plants design process, has not evolved as fast as the chemical solvents. Therefore, the doubt arises whether the currently used amines and, especially if the presently heuristic design rules, are really the ones that allows an optimal performance of the natural gas sweetening processes.

In this work, severe stationary process simulations were done through the software Aspen Hysys v. 8.0., for a baseline case of the Colombian Llanos Orientales Basin with a fairly rich gas with a substantial CO_2 molar concentration (5.73 %). Different pure amines and amine blends were compared, the plant operational parameters were optimized and, lastly, the empirical design rules were confronted and evaluated for the selected cases. The paper concludes with recommendations and suggestions for the proper solvent selection and the operative guidelines of a sweetening gas plant.

* Undergraduate Thesis.

** Faculty of Physicochemical Engineering. Petroleum Engineering School. Director M. Sc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas.

INTRODUCCIÓN

Actualmente, el gas es el tercer recurso energético más importante del mundo, tan sólo por detrás del petróleo y el carbón; con una producción diaria promedio de 11.44 [Gm^3] y unas reservas estimadas en 197.45 [Tm^3].³ Por tanto, la optimización del procesamiento del gas natural ha adquirido un papel cada vez más vital en la industria minero energético. De esta forma, no sólo se busca mejorar los procesos de extracción de líquidos del gas natural, sino tener plantas que permitan obtener un gas que cumpla con las condiciones de venta de forma más eficiente técnica y financieramente.

Es por eso que, en los últimos años, las compañías del sector y la comunidad científica asociada, han encauzado gran parte de sus esfuerzos en innovar los procesos de endulzamiento del gas natural a nivel mundial. Existen numerosos métodos de endulzamiento, pero dentro de estos métodos, el más usado a nivel global, por su alta eficiencia y, especialmente, su versatilidad, es el de la absorción con solventes químicos; específicamente con aminas. Tradicionalmente, las aminas pueden clasificarse entre primarias, secundarias y terciarias y, durante décadas, han sido aplicadas en un sinnúmero de plantas de manera generalmente exitosa.

Sin embargo, en años recientes se han formulado diferentes mezclas de estas aminas, solución que ha demostrado ser aún más eficiente, pues permite obtener y combinar las ventajas que cada amina tiene individualmente. Pero, a pesar de encontrar tan amplia variedad de productos; las reglas empíricas de diseño empleadas para encontrar las condiciones óptimas de operación, continúan siendo las mismas desde hace más de medio siglo, generando el cuestionamiento de si estos valores permiten realmente alcanzar el máximo potencial de las plantas.

Ahora bien, en el caso de Colombia, el 89.5% del gas se produce en la Cuenca de la Guajira y en la Cuenca de Los Llanos Orientales⁴, el gas producido en esta última es relativamente rico y, en varias ocasiones, tiene altos porcentajes de CO_2 . Estas altas concentraciones de CO_2 deben reducirse por lo menos hasta el 2% molar, pues así está contemplado en el Reglamento Único de Transporte (RUT), que establece

³ Tomado de la página web oficial de la EIA (U.S Energy Information Administration), estos datos corresponden a finales de 2014.

⁴ Tomado de la página web oficial de la ANH (Agencia Nacional de Hidrocarburos), estos datos corresponden al mes de diciembre de 2014.

el marco regulatorio para el transporte de gas en el país⁵. Y, también con el fin de reducir el problema más grave que puede presentarse en el sistema de transporte: la corrosión. Para esto, se usan actualmente plantas de endulzamiento con aminas en su mayoría con un solvente tradicional como la Dietanolamina (DEA).

Pero ¿Es esta realmente la mejor selección de amina? ¿La eficiencia de las plantas podría incrementarse seleccionando una mezcla de aminas y rompiendo el esquema de las reglas tradicionales de diseño? Para responder estas preguntas, se decide seleccionar un caso tipo de la Cuenca de los Llanos Orientales y, a través de simulación estacionaria con el software Aspen Hysys v 8.0, obtener resultados que permitan optimizar el proceso de endulzamiento para las condiciones seleccionadas.

⁵ Resolución 071 de 1999. Diario Oficial de la República de Colombia, Bogotá, Colombia, 3 de diciembre de 1999.

1. PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

La **Figura 1** muestra un diagrama esquemático de una planta de procesamiento de gas natural común, el diagrama puede variar en sus elementos por la composición y condiciones del gas de entrada y productos finales. Inicialmente, el gas que proviene de los pozos es recibido en los *slug catchers*, donde se separan los líquidos hidrocarburos, agua libre y sedimentos para evitar problemas operacionales dentro de la planta. El agua y los sedimentos son procesados para su disposición y los líquidos hidrocarburos son enviados a unidades de fraccionamiento. La mayoría de las plantas tiene unidades de compresión de entrada, puesto que la presión es una variable crítica para algunos procesos como el endulzamiento y la extracción profunda de líquidos hidrocarburos. Una parte importante del tratamiento es la remoción de compuestos ácidos como el H_2S , CO_2 y otros compuestos sulfurosos, ya que podrían acelerar los procesos de corrosión aguas abajo. El gas tratado (dulce) está saturado con agua y debe ser retirada por procesos de deshidratación para evitar la formación de hidratos al momento de extraer las fracciones más pesadas. El gas natural es recomprimido para venta, o licuado para su exportación, finalmente los líquidos hidrocarburos son separados y tratados para cumplir especificaciones en calidad para su transporte, almacenamiento y venta.

1.1. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL

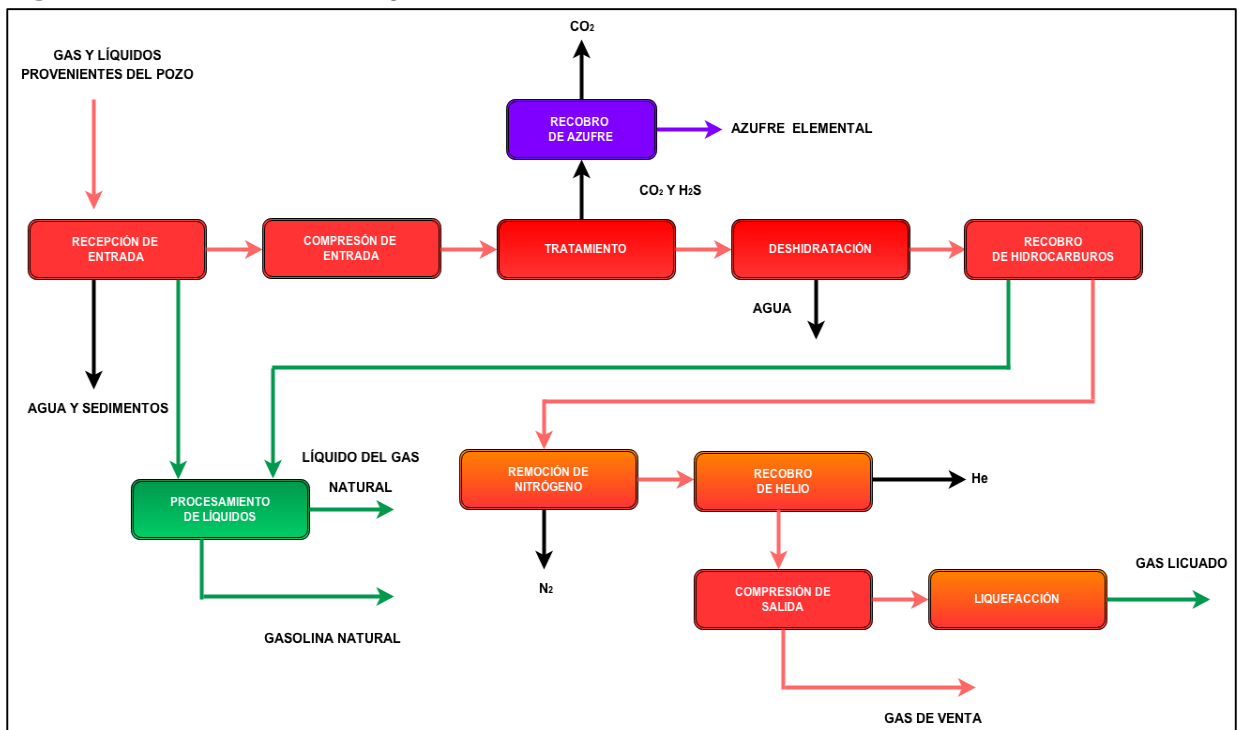
Es parte importante en el procesamiento del gas, puesto que la gran mayoría de los gases contiene compuestos ácidos que pueden generar corrosión y taponamiento en las tuberías. El endulzamiento simplemente es la remoción de esos compuestos a niveles lo suficientemente bajos como para cumplir especificaciones contractuales y permitir así que el gas natural continúe su trayecto hacia los demás procesos. Entre los compuestos ácidos más comunes se encuentran el ácido sulfhídrico (H_2S), dióxido de carbono (CO_2), mercaptanos (RSH), COS (Sulfuro de carbonilo) y CS_2 (disulfuro de carbono).

En la mayoría de los casos, se remueven los gases ácidos como el H_2S y CO_2 , ya que la presencia de H_2S hace que el gas sea muy corrosivo con la tubería y equipamientos, además es altamente tóxico para la integridad del personal operador. Por otro lado, el dióxido de carbono reduce el poder calorífico del gas

natural debido a ser un gas no inflamable. Además, reacciona con el agua formando ácido carbónico, el cual es altamente corrosivo.

La disposición de estos gases ácidos depende de la cantidad presente en el gas. Cuando se tienen grandes cantidades de CO_2 la disposición final generalmente es para procesos de recobro mejorado o *pozos disposal*, si por el contrario la cantidad no amerita un uso práctico es venteado al ambiente pero (cumpliendo obviamente con la regulación ambiental). En el caso del H_2S , se convierte y extrae el azufre elemental para la producción de ácido sulfúrico y fertilizantes, si se presenta en altas concentraciones.

Figura 1. Procesamiento del gas natural



Fuente: Kidnay, A., Parrish, W. *Fundamentals of Natural Gas Processing*. Second edition. USA. Taylor & Francis Group. 2006

1.2. PROCESOS DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL

La selección del proceso de endulzamiento requiere un estudio detallado de la condiciones del gas a tratar (Presión, temperatura, caudal), igualmente el nivel de purificación y disposición final de los componentes ácidos son de vital importancia. Por último la parte financiera con respecto a los equipos utilizados y la energía

necesaria para la regeneración definen el proceso más viable entre los mostrados en la **Tabla 1**.

Tabla 1. Procesos de endulzamiento de gas natural.

Mecanismo de remoción	Descripción	Tecnología	Nombre comercial
Absorción química	Proceso regenerativo continuo, en el que una solución acuosa reacciona exotérmicamente con los componentes ácidos para formar una sal soluble y regenerable mediante cambios de presión y temperatura. El gas tratado sale saturado con agua.	Aminas	MEA,DGA, DIPA, DEA, MDEA, Mezclas
		Carbonato de potasio caliente	Benfield, Catacarb.
Absorción física	Proceso regenerativo continuo, en el que el solvente puro absorbe los componentes ácidos como gas en solución, tiene alta afinidad con los hidrocarburos líquidos y su regeneración se da por cambios de presión y en algunos casos con aumentos de temperatura. El gas tratado sale deshidratado.	Solventes físicos	Selexol, Rectisol, Purisol.
Absorción físico-química	Mezcla entre solventes físicos y químicos que reúnen características de alta absorción y bajos requerimientos energéticos, En estos procesos la regeneración se logra a través de la separación en múltiples etapas y fraccionamiento.	Solventes híbridos	Sulfinol, Amisol, Optisol.
Adsorción física	Los componentes ácidos son adsorbidos en la superficie del material adsorbente por reacción química o, simplemente, atrapados por enlaces iónicos, aplicable cuando la concentración de impurezas se encuentran a niveles de ppm. Trabajan bajos ciclos de adsorción/desorción o simplemente reemplazados	Tamices moleculares	Z5A, LNG-3.

Permeación	El principio de separación se da por la diferencia entre la solubilidad/difusividad de los distintos componentes del gas con la membrana	membranas	Z-top, Separex, Cynara.
------------	--	-----------	-------------------------

1.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO CON AMINAS

La **Figura 2** muestra el esquema típico de una planta de endulzamiento con aminas en el cual el gas ácido depurado de sólidos, agua libre e hidrocarburos condensados que sale del separador de entrada, ingresa a la torre contactora por el fondo y asciende en contracorriente a una solución de amina pobre. El contacto entre la solución de amina y el gas ácido se da en una torre de platos o empaques que trabaja a altas presiones y bajas temperaturas (por encima de la temperatura ambiente). La amina absorbe los componentes ácidos mediante una reacción química exotérmica, dándose un intercambio de masa entre el gas y la amina, donde el compuesto ácido forma una sal soluble y termodinámicamente inestable. La regeneración de la solución se alcanza a través de los cambios de presión y temperatura en el sistema.

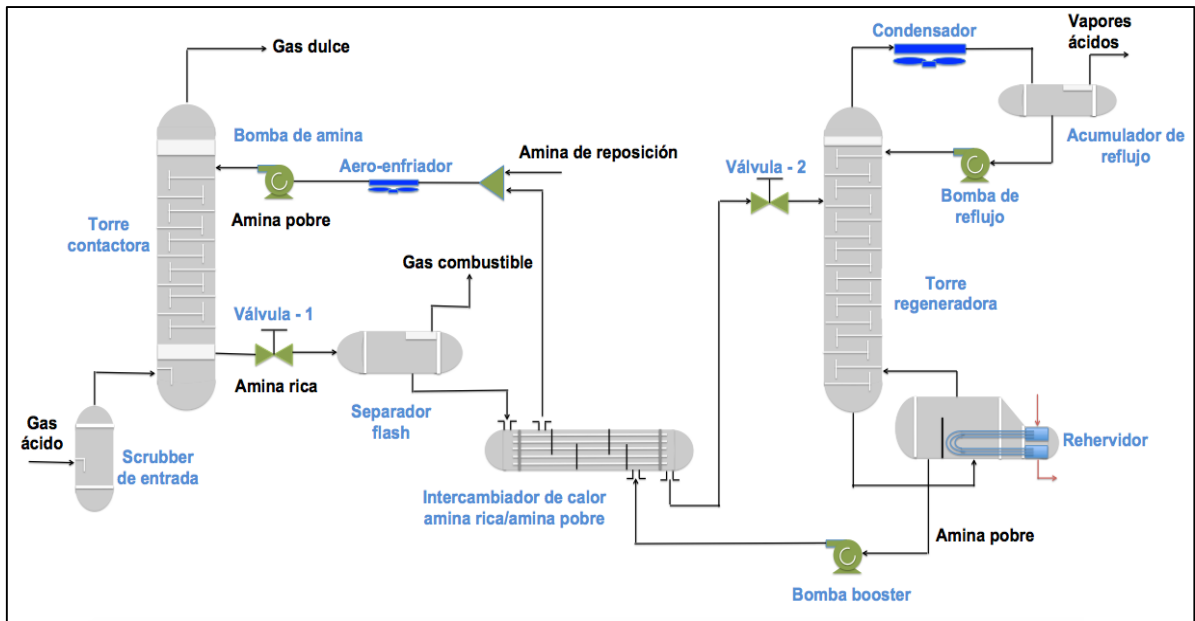
Es vital que la solución de amina se encuentre por encima de la temperatura del gas para disminuir la cantidad de hidrocarburos condensados. Con respecto a los niveles de purificación del gas, el ácido sulfhídrico (H_2S) debe llevarse a niveles de partes por millón, mientras que la remoción del dióxido de carbono (CO_2) varía si se va a transportar por gasoducto o si se dirige a la unidad de extracción de líquidos (LGN), siendo 2% en volumen y menor a 50 ppm su concentración respectivamente. Adicionalmente, el gas dulce deja el tope de la torre saturado de agua, por lo que debe deshidratarse.

La solución de amina rica que sale por el fondo de la contactora es estrangulada por una válvula, posteriormente se pasa a través de un separador trifásico para retirar de la solución parte del gas combustible que haya podido arrastrar en el proceso. Este gas combustible puede contener componentes ácidos, por lo que es tratado con una pequeña cantidad de solución de amina en una pequeña torre empacada. También, los hidrocarburos líquidos son separados para evitar la formación de espumas en el proceso.

Antes de que la solución rica en componentes ácidos sea regenerada, está es precalentada por un intercambiador de tubos y coraza, donde la amina rica aprovechará el calor sensible de la amina pobre para ganar temperatura y reducir el consumo calórico en el rehervidor. Por otra parte, la amina pobre reducirá su temperatura y menor será el calor que debe retirar en el aero-enfriador.

El proceso de regeneración se da en una torre de platos o empaques que opera a presiones entre 10 – 15 psig. En esta, un rehervidor calienta aún más la amina rica para así generar una corriente de vapor que despojará los componentes ácidos de la solución. Los vapores que salen de la torre se llevan a un condensador de reflujo, donde se retira la energía añadida por el rehervidor. Después de condensada y enfriada, la solución de amina rica es separada de los vapores ácidos en el acumulador de reflujo para luego reingresar a la torre. La amina pobre que sale del rehervidor es filtrada por un sistema de carbón activado para retirar cualquier impureza que pueda generar espuma en la torre contactora, finalmente es enfriada por un aero enfriador y circulada nuevamente a la torre contactora para completar el ciclo. Al igual que el gas dulce, los gases ácidos retirados del sistema que se dirigen a la unidad de recobro de azufre están saturados con agua.

Figura 2. Planta de endulzamiento con aminas

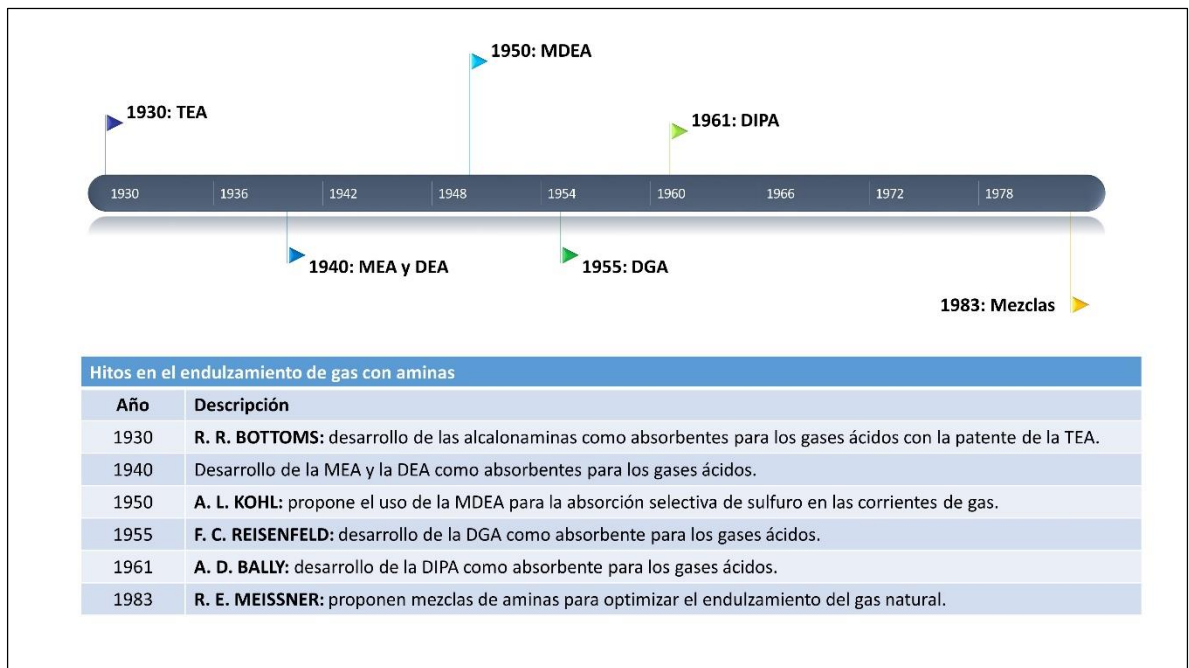


Fuente: Stewart, M., Arnold, K. *Gas Sweetening and Processing Field Manual*. USA. Elsevier. 2011

1.4. AMINAS

La historia de las alcanolaminas como solventes químicos para el endulzamiento del gas natural es bastante extensa, e inicia con la patente de R.R. Bottoms en 1930, donde describe el uso de la Trietanolamina (TEA) para este fin. Desde ese momento, las plantas y procesos de endulzamiento con aminas han estado sujetas a numerosos cambios, tal como puede observarse en la **Figura 3**. Históricamente, las aminas más empleadas han sido la Monoetanolamina (MEA), la Dietanolamina (DEA) y la Metil-dietanolamina (MDEA); aminas primarias, secundarias y terciarias, respectivamente. En la **Tabla 2** se presentan las principales condiciones de operación de dichas aminas, lo que permite identificar las principales ventajas de cada una de ellas. Estos valores varían significativamente de acuerdo al autor, por lo tanto la tabla refleja los valores promedio.

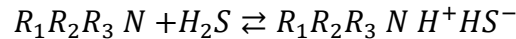
Figura 3. Línea del tiempo de los más importantes desarrollos en el endulzamiento de gas natural con aminas.



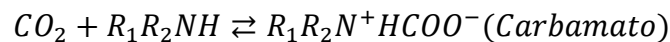
El mecanismo por el cual las aminas absorben los componentes ácidos del gas, varía de acuerdo al tipo de ácido y al tipo de amina. En el caso de la absorción de H_2S , se da una reacción de transferencia del protón, tal como se observa en la **Ecuación 1**, independientemente de la estructura de la amina. Por otra parte, las aminas primarias y secundarias reaccionan con el CO_2 para formar carbamatos, que

a su vez reaccionan con otra molécula de amina para formar una sal inestable, como se observa en la **Ecuación 2** y **Ecuación 3**. Por último, el caso específico de la amina terciaria, no reacciona directamente con el CO_2 , sino que este último debe pasar por un proceso de hidrólisis, formando ácido carbónico y, posteriormente disociándose en un ion hidrógeno y un ion bicarbonato, el cual es absorbido por la amina; tal como puede observarse en la **Ecuación 4**, **Ecuación 5** y **Ecuación 6**.

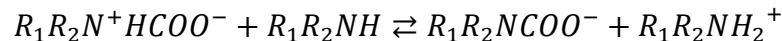
Ecuación 1. Reacción de absorción del H_2S .



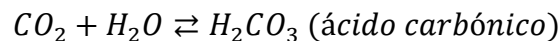
Ecuación 2. Reacción del CO_2 para la formación de carbamato.



Ecuación 3. Reacción del carbamato para la formación de sal inestable.



Ecuación 4. Hidrólisis del CO_2 .



Ecuación 5. Disociación del Ácido Carbónico.



Ecuación 6. Absorción del ion bicarbonato por la amina terciaria.

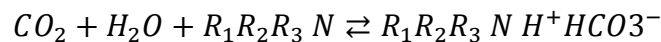


Tabla 2. Condiciones operativas típicas para diferentes tipos de aminas.

Parámetro	MEA	DEA	MDEA
Concentración de la solución [% másico]	15-25	25-35	35-50
Máxima carga ácida en la amina rica [moles gas ácido/moles amina]	0.30 - 0.45	0.30 - 0.70	Ilimitado
Máxima carga ácida en la amina pobre [moles gas ácido/moles amina]	0.10 - 0.15	0.05 - 0.07	0.004 - 0.010
Calor de reacción para el H_2S [BTU/lb]	550	511	522
Calor de reacción para el CO_2 [BTU/lb]	825	653	600
Capacidad de absorción selectiva al H_2S	No	Limitado	Sí

1.5. PROBLEMAS OPERACIONALES

Los problemas operacionales en las plantas de endulzamiento con aminas incurren en altos gastos económicos principalmente por corrosión y pérdida de la solución, además puede limitar la capacidad de la planta para purificar el gas por la formación de espumas y/o taponamiento de equipos, produciendo así un gas fuera de las especificaciones contractuales de transporte y extracción de líquidos hidrocarburos. Es importante el constante monitoreo y un apropiado diseño para minimizar estos problemas.

1.5.1. Corrosión

La corrosión en las plantas de endulzamiento y en general se debe a un desequilibrio electroquímico en el cual los metales buscan su forma más estable o de menor energía. La figura 6 muestra en que parte de la planta se presenta corrosión, la cual se puede dividir en dos categorías: corrosión por gas ácido saturado y por solución de amina.

La corrosión por gas ácido saturado consiste en la reacción del CO_2 y H_2S con el hierro presente en las tuberías y equipamientos en un ambiente acuoso con poca presencia o no de amina. Ocurre principalmente en la parte superior de la torre regeneradora y en el fondo de la torre contactora si el gas que entra está saturado con agua. Además si el absorbedor se diseña para una remoción selectiva al H_2S en presencia de CO_2 podría presentarse en los platos superiores del contactor. La reacción con el CO_2 precipita la escama de carbonato ferroso que es porosa y ofrece una débil protección contra la corrosión, a diferencia del sulfuro ferroso que ofrece una mejor protección al ser una escama más densa. Se recomienda utilizar acero inoxidable en estas áreas o minimizar las altas velocidades del gas contactado.

La corrosión por solución de amina está influenciada por altas temperaturas de operación, altas cargas ácidas en soluciones rica y pobre, el porcentaje en peso y el tipo de amina utilizada y por sales estables. Las áreas susceptibles van desde la línea que va desde el fondo del contactor, pasando por el tanque de venteo, tubos del intercambiador de calor, la línea que va al regenerador y la parte inferior de la torre regeneradora. Para mitigar este tipo de corrosión se debe utilizar materiales en acero inoxidable y controlar los factores anteriormente mencionados.

1.5.2. Espumas

Es uno de los problemas operacionales más comunes, principalmente se presenta en la torre contactora produciendo pérdidas de solución y gas fuera de especificaciones. Producidas por la entrada de líquidos hidrocarburos, productos de degradación formado en el circuito por el que pasa la amina, grasas de compresores e inhibidores de corrosión. Los síntomas de que hay espuma en el sistema son: pérdidas de solución, altas caídas de presión en el contactor y en algunas ocasiones en la torre de despojo y reducción en el ciclo de filtración. Para prevenir este problema generalmente se establece que la temperatura de entrada de la amina pobre sea entre 10 -15 °F por encima de la temperatura del gas para evitar condensación de líquidos hidrocarburos, un filtro-separador a la entrada del sistema para depurar el gas de contaminantes, tanques de venteo para retirar los hidrocarburos líquidos y adición de antiespumantes.

1.5.3. Pérdidas de solución

1.5.3.1 Pérdidas por vaporización

Las pérdidas por vaporización más significativas se presentan en los sistemas de endulzamiento con MEA debido a su alta presión de vapor a presiones de contactor bajas. En los demás sistemas de endulzamiento DEA, DIPA, DGA y MDEA las pérdidas no son significativas a las condiciones normales de operación de contactor y regenerador.

1.5.3.2 Pérdidas por arrastre

Las causas por la cuales se pueden presentar pérdidas por arrastre de solución en el tope de la torre contactora pueden ser por un ineficiente extractor de niebla y/o formación de espuma dentro del mismo, para reducir las pérdidas de solución por arrastre se utilizan antiespumantes o un separador en la cima del mismo. Generalmente las pérdidas por este tipo no exceden las 3 lbm de solución/MMSCF de gas tratado.

1.5.3.3 Pérdidas por degradación

Las soluciones de aminas son fácilmente degradadas por reacción con el oxígeno del aire y también formación de sales estables por reacción con el CO₂. El peligro de estos productos de degradación es la tendencia a formar espumas y en ocasiones contribuyen al proceso de corrosión de las plantas de endulzamiento. En la tabla 4 se muestran los compuestos ácidos por los cuales se degradan cada una de las aminas.

2. BASES DE SIMULACIÓN

En la **Tabla 3** se puede observar la cromatografía del gas de alimento seleccionado y las condiciones de operación del mismo.

Tabla 3. Condiciones y composición del gas de alimento

Componente	Flujo molar [Kmol/h]	Porcentaje Molar [%]
N_2	15.94	0.32
CO_2	285.89	5.73
C_1	3581.13	71.75
C_2	592.70	11.87
C_3	317.27	6.36
iC_4	68.24	1.37
nC_4	83.18	1.67
iC_5	20.42	0.41
nC_5	11.95	0.24
C_6^+	3.98	0.08
H_2O	10.67	0.21
Total	4991.38	100
Presión de entrada [KPa]		3549.0
Temperatura de entrada [°C]		37.78

Como se puede observar, el gas cuenta con el CO_2 como único componente ácido, con un porcentaje molar relativamente alto. Igualmente, son destacables los altos porcentajes de etano y propano, que hacen de este un gas bastante rico. En adición a la composición y parámetros operativos del gas, se requieren datos adicionales de los equipos de la planta para realizar el diseño y posterior simulación del proceso de endulzamiento. Estos parámetros de operación se encuentran en la **Tabla 4**.

Tabla 4. Parámetros operacionales de la planta de endulzamiento

Parámetro	Valor
Presión de operación del tanque de venteo [<i>KPa</i>]	549.5
Presión en el contactor tope/fondo [<i>KPa</i>]	3514.0/3549.0
Temperatura en el contactor tope/fondo [<i>°C</i>]	43.33/59.44
Presión en el regenerador tope/fondo [<i>KPa</i>]	170.3/204.7
Temperatura en el regenerador tope/fondo [<i>°C</i>]	54.44/121.1
Número de platos en el contactor	23
Número de platos en el regenerador	20

Para el caso del diagrama de flujo del proceso de endulzamiento, se empleó la información de uno de los trenes de endulzamiento del campo seleccionado. La **Figura 2** corresponde al montaje de esta planta y fue el empleado para las diferentes simulaciones.

3. METODOLOGIA

3.1. SELECCIÓN DE LOS SOLVENTES QUÍMICOS

En primer lugar, se deben seleccionar las alcanolaminas con las que se realizarán las simulaciones; para este trabajo se seleccionaron dos aminas tradicionales y una mezcla de ellas. En la **Tabla 5** se encuentran las aminas seleccionadas para cada uno de los casos.

Tabla 5. Aminas seleccionadas para las simulaciones.

Caso	Solvente
Caso #1	Dietanolamina (DEA)
Caso # 2	Metil-dietanolamina (MDEA)
Caso #3	Mezcla de aminas (DEA + MDEA)

3.2. DISEÑO DE LA PLANTA

El siguiente paso consiste en realizar el diseño de la planta de endulzamiento con los datos del primer caso de estudio (solución DEA en concentración másica del 35%) a través de la metodología presentada por ARNOLD Y STEWART. Los cálculos se realizan en una hoja de cálculo, para mayor velocidad y fiabilidad en el proceso y los resultados del diseño.

Para el diseño se tuvieron en cuenta las siguientes ecuaciones:

Ecuación 7. Caudal de amina circulada (DEA)

$$L_{DEA} = \frac{192Q_g X_A}{C\rho A_L}$$

L_{DEA} = Caudal amina [USGPM]

Q_g = Caudal de gas a tratar [MMSCFD]

X_A = Reducción requerida en la fracción total de gas ácido

C = Fracción en peso de la solución de amina

ρ = Densidad de la solución [Lbm/gal]

$A_L =$ Carga ácida [moles de gas ácido/moles de amina]

Ecuación 8. Duty requerido en el rehervidor

$$\dot{q}_{Rehervidor} = 60000 * L_{DEA}$$

L_{DEA} = Caudal amina [USGPM]

$\dot{q}_{Rehervidor}$ = **Duty** rehervidor [MMBTU/hr]

Ecuación 9. Vapores ácidos en la cima de la torre regeneradora

$$V_R = \frac{(P_R + 14,7)A_g}{(P_R + 14,7) - P_{Parcial H_2O}}$$

V_R = Flujo molar de vapor ácido que sale del condensador [lbmol/día]

P_R = Presión del acumulador de reflujo [psig]

A_g = Flujo molar de gases ácido [lbmol/día]

$P_{Parcial H_2O}$ = Presión parcial del agua a la temperatura de salida del condensador [psia]

3.3. SIMULACIÓN Y COMPARACIÓN CON EL DISEÑO

Al finalizar el diseño se procede a simular la planta en el software Aspen Hysys v. 8.0 con los valores adquiridos. Posteriormente, se comparan los resultados obtenidos en el diseño con los obtenidos a través de la simulación estacionaria.

En la **Tabla 6** se encuentra la comparación de los resultados adquiridos con una tasa de circulación de amina de diseño de 183.5 [m^3/h] para los resultados de la hoja de cálculo y de la simulación estacionaria.

Tabla 6. Comparación entre valores de diseño y simulación.

Parámetro	Diseño	Hysys
Carga ácida de la amina rica [mol de gas ácido/mol de amina]	0.5	0.47

Carga ácida de la amina pobre [<i>mol de gas ácido/mol de amina</i>]	No aplica	0.018
Temperatura en el contactor tope/fondo [°C]	43.33/59.44	43.39/69.37
Temperatura en el regenerador tope/fondo [°C]	54.44/121.1	54.44/123.2
Relación de reflujo en el regenerador	1.50	1.36

3.4. SELECCIÓN DE LOS PARÁMETROS ÓPTIMOS DE OPERACIÓN BAJO LAS REGLAS TRADICIONALES DE DISEÑO

Inicialmente, se utilizan los mismos valores obtenidos en el diseño y el mismo montaje de simulación, para realizar las simulaciones de los casos número 2 y 3, es decir, se realiza el cambio únicamente el cambio de solvente a MDEA y a la mezcla DEA/MDEA respectivamente. Posteriormente, se realiza el proceso de optimización, el cual se encuentra dividido en dos fases principales: cálculo de la composición óptima de la solución y cálculo de la tasa óptima de circulación de la solución.

3.4.1. Composición

Se inicia la variación de la composición de los solventes tal como lo indica la **Tabla 7**, mientras la tasa de circulación de la amina permanece constante. Es importante mencionar que, en el caso de la mezcla, no sólo se varía la concentración total de solvente como lo indica la tabla, sino que debe variarse el porcentaje que cada amina le aporta a la mezcla. Por lo tanto, en este caso específico, se varía el porcentaje de DEA entre 10 – 30%.

Tabla 7. Variación de las concentraciones de las soluciones de amina.

Amina	Concentración de la solución
DEA	13 – 35 %
MDEA	38 – 49%
DEA + MDEA	35%, 40% y 48%

Después se comparan los resultados obtenidos a través de los parámetros de ajuste

seleccionados: carga ácida de la amina rica, %CO₂ en el gas de salida y carga ácida de la amina pobre. A través de esta comparación, se seleccionan las composiciones óptimas para cada uno de los casos.

Adicionalmente, en esta primera fase se calcula el número de platos óptimo en la torre contactora, realizando simulaciones variando entre 15 – 25 el número de estos.

3.4.2. Tasa de circulación

Se da paso a la variación de la tasa de circulación de amina a la entrada de la torre contactora, mientras permanecen constantes las composiciones óptimas calculadas anteriormente. En esta ocasión, se varió la tasa de circulación entre 63.60 – 227.10 [m³/h] para los 3 casos seleccionados.

Nuevamente, se comparan los resultados obtenidos a través de los parámetros de ajuste seleccionados: %CO₂ en el gas de salida, carga ácida de la amina rica y carga ácida de la amina pobre. Es vital resaltar, que reducir el %CO₂ en el gas de salida no solo es un requisito establecido en el RUT, sino que es la única manera eficiente en que la planta de procesamiento se protegerá de la corrosión general y la corrosión localizada. Esta última es especialmente preocupante, pues pasa desapercibida hasta que ocurra alguna falla en el equipo. En el caso de las aminas, estas no son altamente corrosivas por sí solas, sino que aumentan su corrosividad de acuerdo a su carga ácida [7] [8]. Para este trabajo específicamente, se selecciona una concentración de CO₂ en el gas de salida del 1.9 % molar, de acuerdo a los requerimientos actuales de la planta seleccionada.

Asimismo, en esta fase se calcula el número óptimo de platos en la torre regeneradora, realizando simulaciones que varíen entre 15 – 20 el número de estos. Al finalizar las dos fases, se cuenta con los parámetros óptimos de operación para cada uno de los casos seleccionados, a través de las reglas de diseño tradicionales.

3.5. EVALUACIÓN DE LAS REGLAS EMPÍRICAS DE DISEÑO TRADICIONALES

Desde la construcción de las primeras plantas de endulzamiento del gas natural con aminas hace más de 80 años, los diseñadores y procesistas han establecido y

usado una serie de reglas, guías y prácticas a partir de su experiencia, que permiten realizar los diseños de manera rápida y efectiva; este conjunto de reglas empíricas se denominan comúnmente como “reglas del dedo gordo” [9]. Tal es el caso de la optimización realizada previamente, donde las reglas empíricas fueron empleadas para los cálculos de diseño y las simulaciones de la planta. Sin embargo, muchas de estas reglas empíricas se han continuado usando sin modificaciones desde antes que varios de los solventes químicos usados actualmente salieran al mercado, como es el caso de la MDEA.

Por lo tanto, es perentorio que los profesionales de la industria del gas se cuestionen por la validez de estas reglas para las formulaciones de solventes actualmente empleadas. Por consiguiente, el próximo paso consiste en la confrontación de estas reglas a través de la simulación estacionaria, utilizando rangos más amplios que los sugeridos por las mismas. En el caso específico de este trabajo, se evaluará la irrevocabilidad de tres de estas reglas: temperatura de entrada de la amina al contactor, la temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor y la presión del rehervidor del regenerador. En la **Tabla 8** se observan las reglas empíricas evaluadas, con sus valores tradicionales y los rangos usados en las simulaciones.

Tabla 8. Comparación de los rangos de las reglas empíricas de diseño y los rangos empleados en las simulaciones.

Parámetro	Regla del dedo gordo	Rango de simulación
Temperatura de la amina a la entrada del contactor [°C]	42.78 ⁶	26.67 – 48.89
Temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor [°C]	99	76.67 – 121.10
Presión del rehervidor [KPa]	210 - 220	177.2 – 273.7

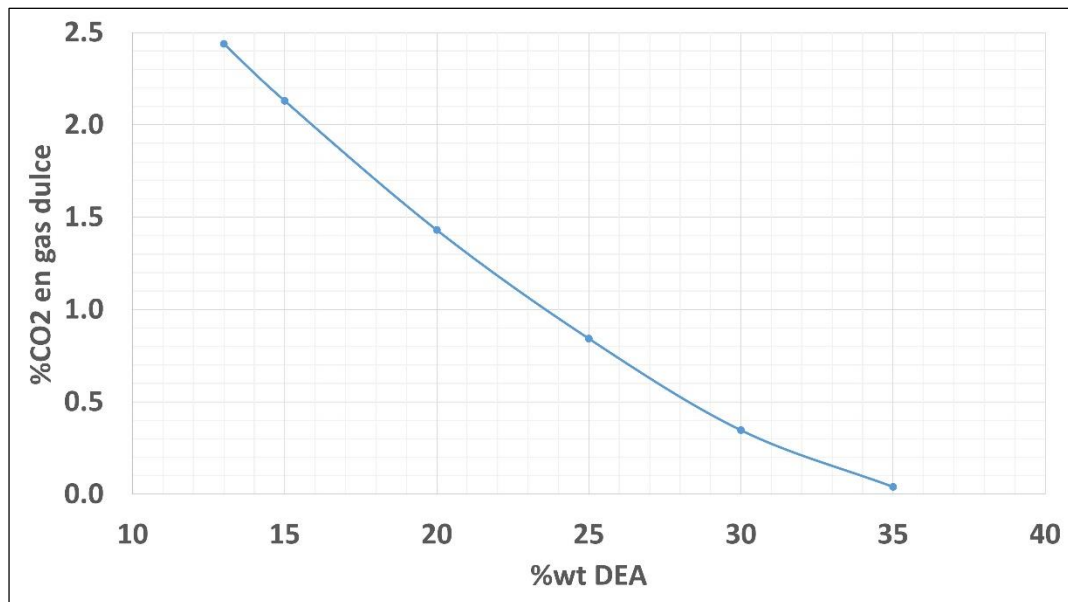
⁶ La regla establece que la temperatura de la amina a la entrada del contactor, debe ser 5 °C mayor a la temperatura del gas a la entrada del contactor.

4. RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

4.1. COMPOSICIÓN

En la **Gráfica 1** se observa el % CO_2 en el gas dulce, de acuerdo a la concentración másica de DEA en la solución acuosa. Como es de esperar, a medida que aumenta la concentración de la solución, mayor número de moles de gas ácido se absorben en el contactor, disminuyendo la acidez en el gas de salida. Además, se puede observar que a partir de una concentración másica del 16% de DEA aproximadamente, se cumple con el requerimiento del % CO_2 en el gas de salida. Sin embargo, la selección de la composición óptima también depende de los valores de carga ácida en la amina rica y en la amina pobre, que se evalúan más adelante.

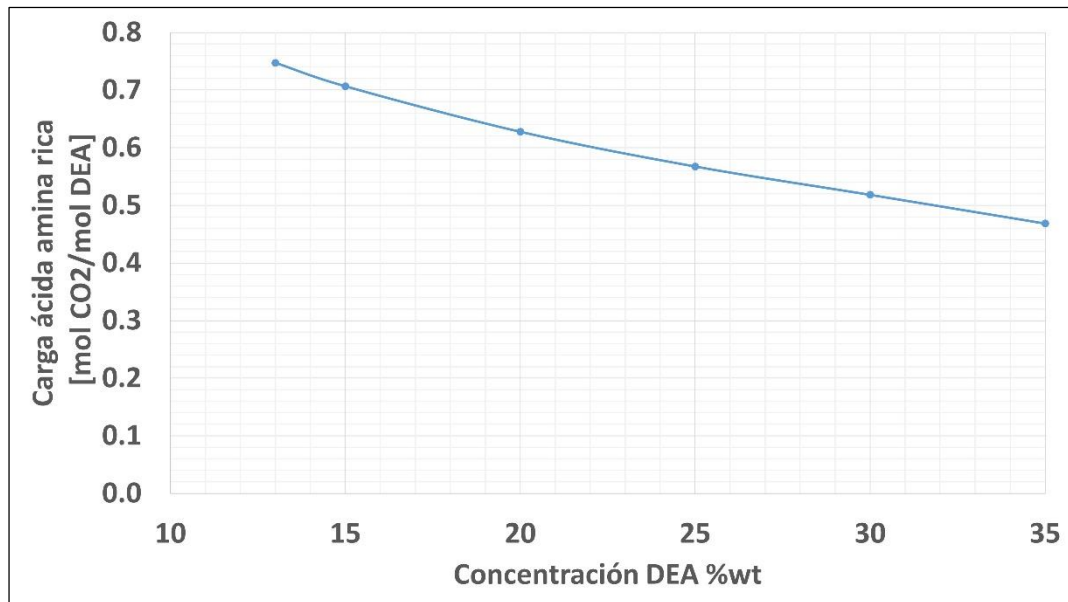
Gráfica 1 . % CO_2 en el gas de salida vs % másico DEA.



En la **Gráfica 2** se puede observar la variación en la carga ácida de la amina rica, de acuerdo a la concentración másica de DEA en la solución. Nuevamente, los resultados son los esperados, pues la carga ácida en la amina rica disminuye a medida que se incrementa la concentración de la solución, pues habrá un mayor número de moles de amina que absorban y retengan los moles de gas ácido. El menor valor de carga ácida en la amina rica siempre será el más favorable, pues

disminuirá los problemas de corrosión; es importante resaltar, que cargas ácidas en la DEA enriquecida sobre 0.35 [moles gas ácido/moles amina] no deben emplearse en tuberías de un material diferente al acero inoxidable [10].

Gráfica 2. Carga ácida en la amina rica vs % másico DEA.



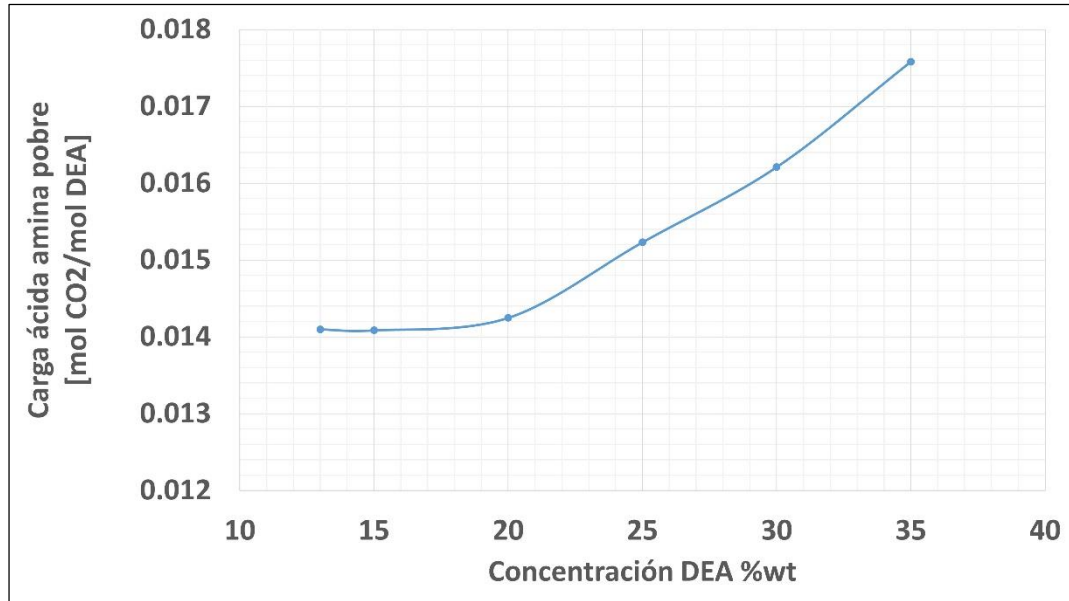
En la **Gráfica 3** se encuentra la variación de la carga ácida en la amina pobre con relación a la concentración másica de la solución de DEA.

Se observó que la carga ácida aumenta a medida que se incrementa la concentración de la solución, a pesar que la carga ácida de la amina rica disminuye en estas condiciones; esto se debe a que un mayor número de moles de amina requerirán mayor cantidad de calor en el rehervidor para liberar los gases ácidos de la amina. Y, es importante resaltar que en este paso de la simulación, el **duty** del rehervidor se mantuvo constante.

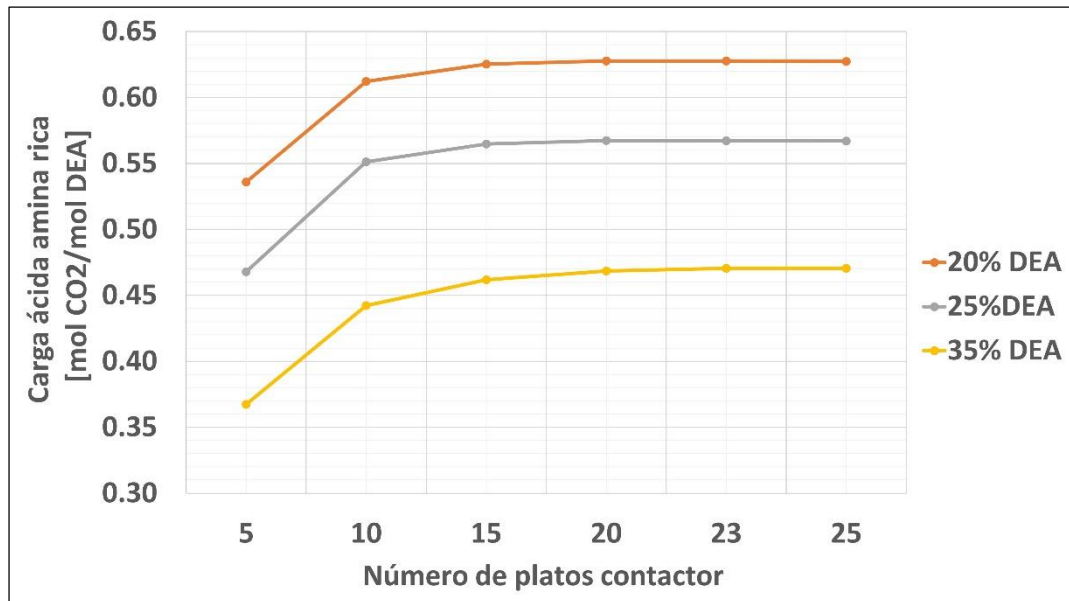
En la **Gráfica 4** se observa la variación de la carga ácida de la amina rica de acuerdo al número de platos en la torre contactora, para las concentraciones de DEA que cumplen con el %CO₂ en el gas de salida establecido en el RUT. Se puede apreciar que, aunque la carga ácida en la amina rica incrementa al incrementarse el número de platos (como consecuencia de una mayor absorción de CO₂), este valor permanece constante entre 20 – 25 platos. Es fundamental señalar que las limitaciones prácticas en términos del número de platos en el contactor, se ignoraron en la generación de esta gráfica; sin embargo, de acuerdo a varios autores y

proveedores de equipos, las torres contactoras de platos de burbujeo deben tener entre 20 y 24 platos. Es por eso que, de acuerdo a la gráfica, se establece como valor óptimo usar una torre contactora de 20 platos.

Gráfica 3. Carga ácida en la amina pobre vs % másico DEA.



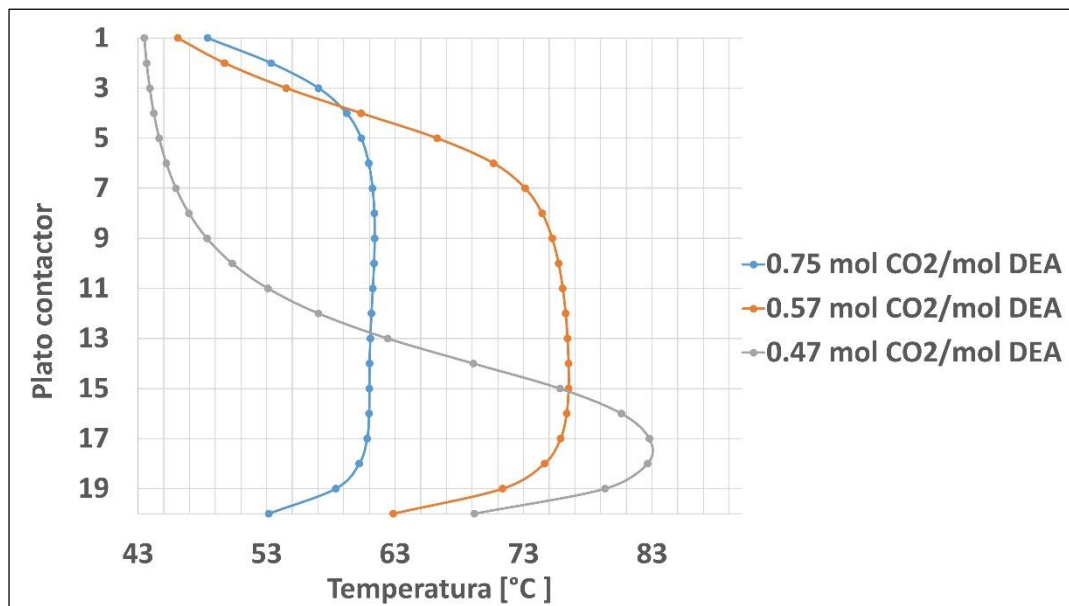
Gráfica 4. Carga ácida en la amina rica vs número de platos en la torre contactora.



La **Gráfica 5** exhibe el perfil de temperatura de la solución de amina a través de los platos de la torre contactora para tres valores de carga ácida de amina rica que corresponden a concentraciones másicas de DEA del 13%, 25% y 35% respectivamente.

Se puede apreciar, que para mayores cargas ácidas se tienen perfiles de temperatura anómalos, donde la temperatura de la amina aparenta ser la misma en la mayoría de los platos de la torre contactora. Por otra parte, para el caso específico de la carga ácida de 0.47 [moles de CO_2 /moles de amina], se evidencia un perfil de temperatura típico. Es decir, que cumple con la condición teórica donde el mayor número de reacciones entre la amina y el gas se dan en los últimos platos de la torre y, por ende, en estos se encuentran las más altas temperaturas.

Gráfica 5. Perfil de temperatura en la torre contactora.

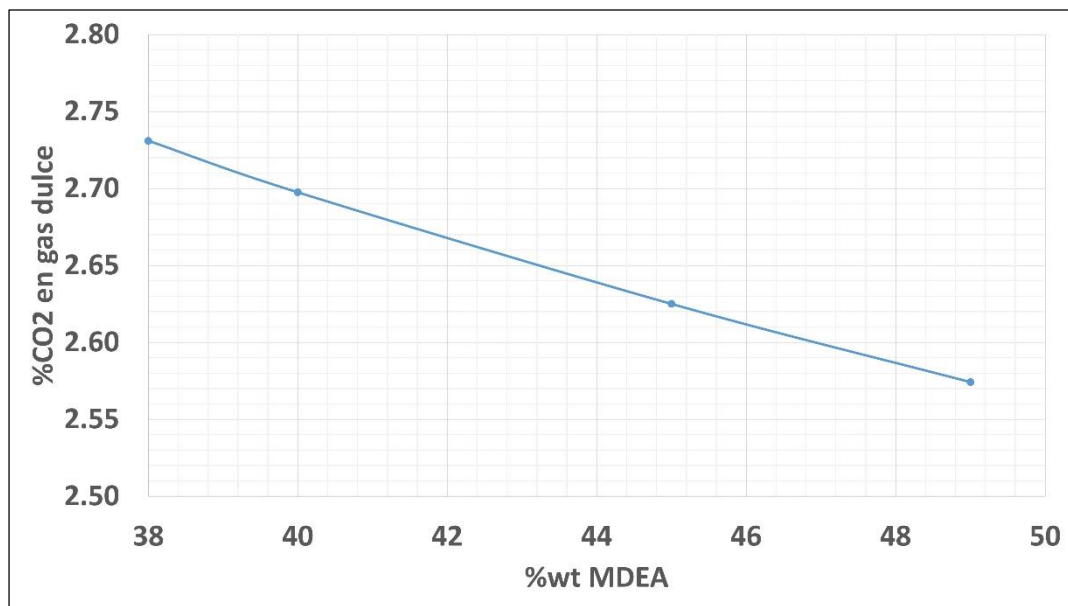


En la **Gráfica 6** se observa el % CO_2 en el gas dulce, de acuerdo a la concentración másica de MDEA en la solución acuosa. De nuevo, se puede apreciar que a medida que se incrementa la concentración de la solución, el % CO_2 en el gas disminuye. Sin embargo, y a diferencia de la solución con DEA, la MDEA no logra absorber el % CO_2 hasta alcanzar el valor decretado en el RUT.

Esto se debe a que la partícula de MDEA no reacciona directamente con el CO_2 para formar carbamatos, pues esta no posee un átomo de hidrógeno anexo al átomo de nitrógeno al cual pueda enlazarse la partícula de CO_2 . Por lo tanto, el dióxido de

carbono se disuelve inicialmente en el agua de la solución de amina, para formar un ion bicarbonato, que luego experimentará una reacción de neutralización con la amina [10]. La disolución del CO_2 en el H_2O es la “etapa lenta” de la reacción y, por lo tanto, es la causante de la capacidad de absorción selectiva al H_2S de la MDEA. E igualmente, la razón por la que no se alcanza el requisito en este caso y, por consiguiente, se concluye que una solución de MDEA no es eficiente para el gas y las condiciones operativas seleccionadas.

Gráfica 6. % CO_2 en el gas de salida vs % másico MDEA.



En la **Gráfica 7** se aprecia la fluctuación del % CO_2 en el gas dulce, a medida que se varía la concentración de DEA para tres concentraciones de amina total en una mezcla de DEA y MDEA. Es importante resaltar, que para cualquiera de las concentraciones másicas totales de la solución, se cumple con los requerimientos de % CO_2 establecidos en el RUT.

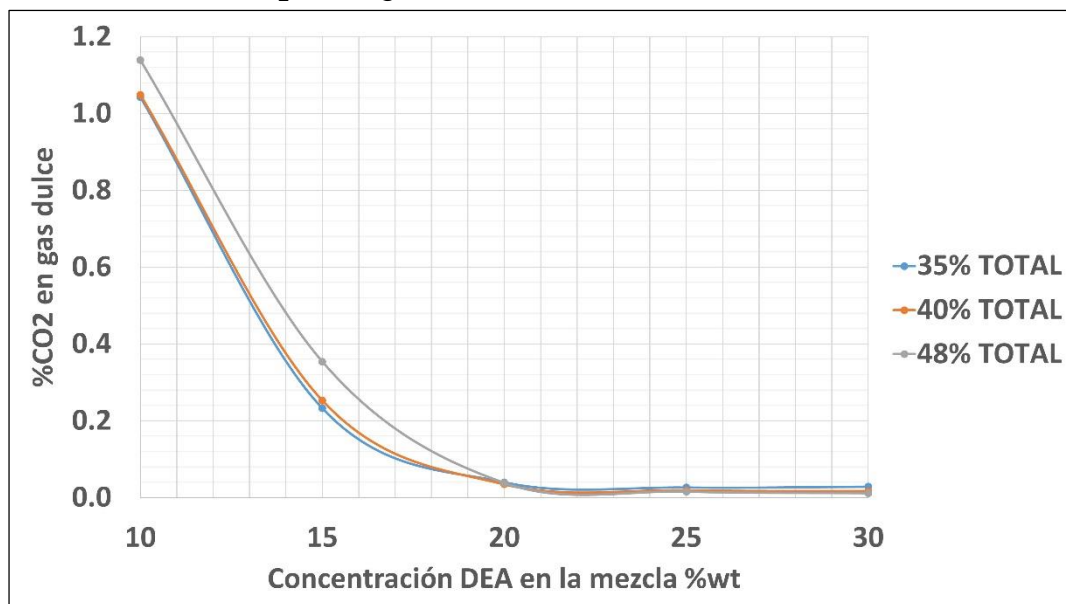
Se exhibe una disminución del % CO_2 en el gas de salida, a medida que se incrementa la concentración de DEA en la mezcla hasta alcanzar aproximadamente un 20% másico de esta amina. A partir de este valor, el % CO_2 en el gas dulce permanece prácticamente invariable al incrementarse la concentración de DEA. Por otra parte, se puede observar que la concentración total de la mezcla no es un parámetro definitivo para la absorción de CO_2 en la torre contactora.

Ahora bien, en la **Gráfica 8** se pueden observar los valores de carga ácida en la

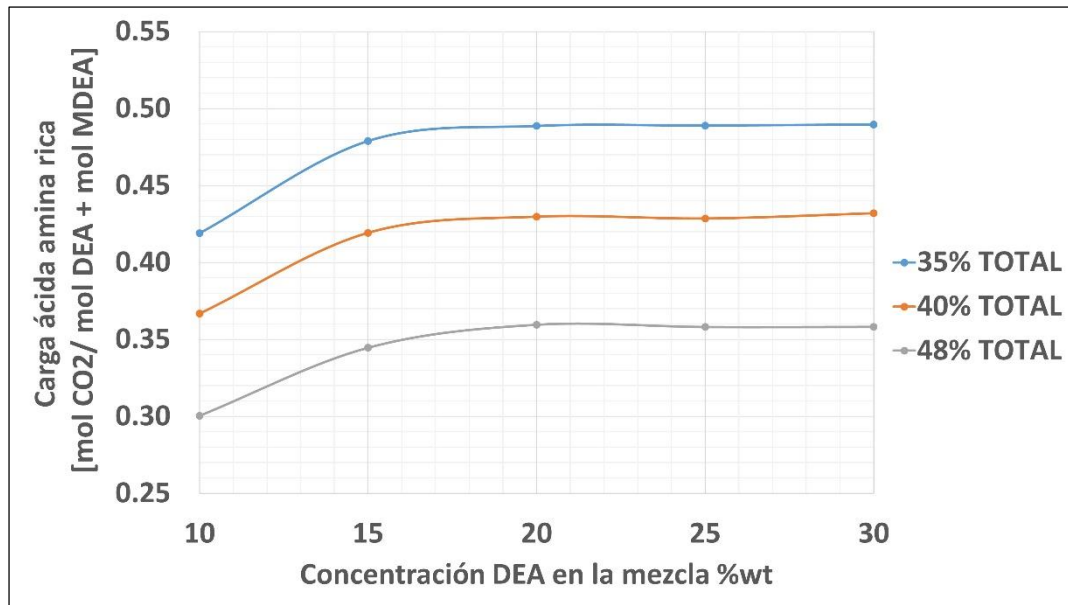
amina rica a la salida del contactor, para diferentes concentraciones de DEA en la mezcla. Nuevamente, se eligen 35%, 40% y 48% como las concentraciones totales de la solución de amina.

Naturalmente, una mayor concentración de amina total en la mezcla podrá absorber un mayor número de moles de gas ácido, tal como se observa en la gráfica. De igual forma, se puede observar que los menores valores de carga ácida en el gas de salida para bajas concentraciones de DEA en la mezcla, coinciden con los mayores % CO_2 absorbidos por la amina. De acuerdo a varios autores [5] [10] [11], la variación de la carga ácida en la amina rica permanece relativamente constante para diferentes concentraciones de DEA en la mezcla; sin embargo, este comportamiento es válido únicamente cuando hay presencia de H_2S en el gas (independiente de la existencia o no de CO_2). Mientras, que en el caso de un gas cuyo único componente ácido es el dióxido de carbono, la capacidad de absorber este compuesto se ve afectada por el extenso tiempo que toma la MDEA en reaccionar con el agua para formar ácido carbónico, por lo que su absorción se verá favorecida por un incremento en la concentración de DEA en la mezcla.

Gráfica 7. % CO_2 en el gas de salida vs % másico DEA en la mezcla.



Gráfica 8. Carga ácida en la amina rica vs % másico DEA en la mezcla.

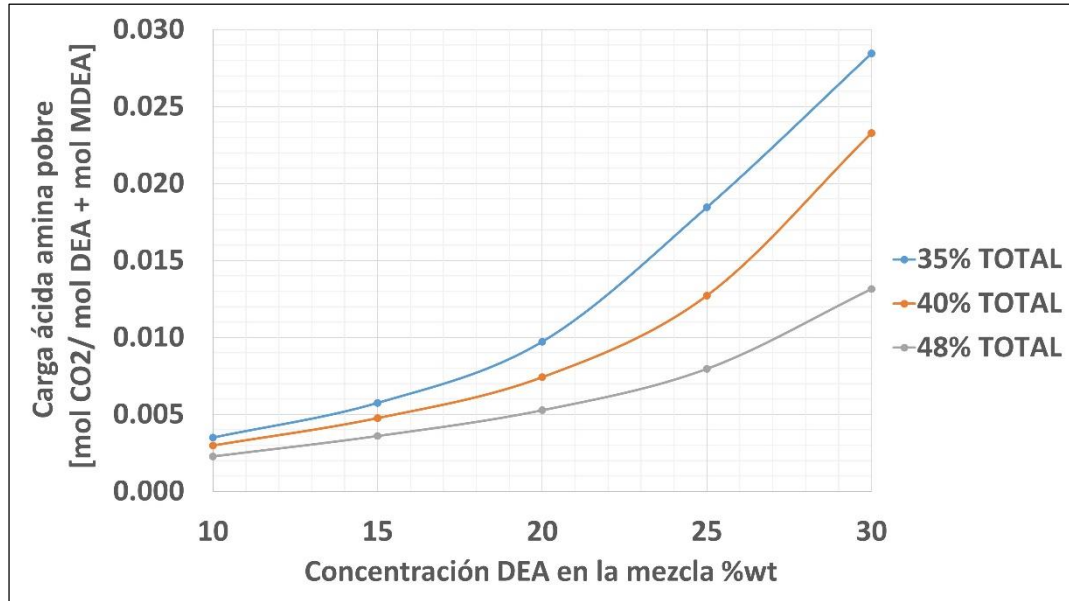


En la **Gráfica 9** se encuentra la relación entre la carga ácida de la amina pobre a la salida de la torre regeneradora y la concentración de DEA en la mezcla para los tres porcentajes de amina total en la mezcla. Es fundamental recalcar que esta gráfica está generada a un valor constante de **duty** del rehervidor.

Se observa que un acrecentamiento en la concentración de DEA en la mezcla acarrea un incremento en la carga ácida de la amina pobre a la salida de la torre regeneradora, pues se requerirá un mayor valor de **duty** en el rehervidor para regenerar la amina. Adicionalmente, para este caso específico en que el único compuesto ácido del gas es el CO₂, un aumento en la concentración de DEA en la mezcla, corresponde a una mayor cantidad de moles de gas ácido absorbidos por la solución, para concentraciones entre el 10 – 20%. Esta es otra importante justificación de por qué se acentúa la carga ácida en la amina pobre cuando se incrementa la concentración de DEA.

A manera de síntesis, de los tres casos base, la solución de MDEA fue descartada debido a que no cumple con el requisito de %CO₂ en el gas de salida, con las condiciones de operación establecidas. Para alcanzar una mayor eficiencia en la absorción de CO₂ con la solución de MDEA, se debería utilizar una solución activada (aMDEA) a través de aditivos, u optimizar las condiciones operativas en el absorbedor. En el caso de la MDEA, altas temperaturas (manteniéndose por debajo de los 60 [°C]) y altas tasas de circulación favorecen la absorción de CO₂.

Gráfica 9. Carga ácida en la amina pobre vs % másico DEA en la mezcla.

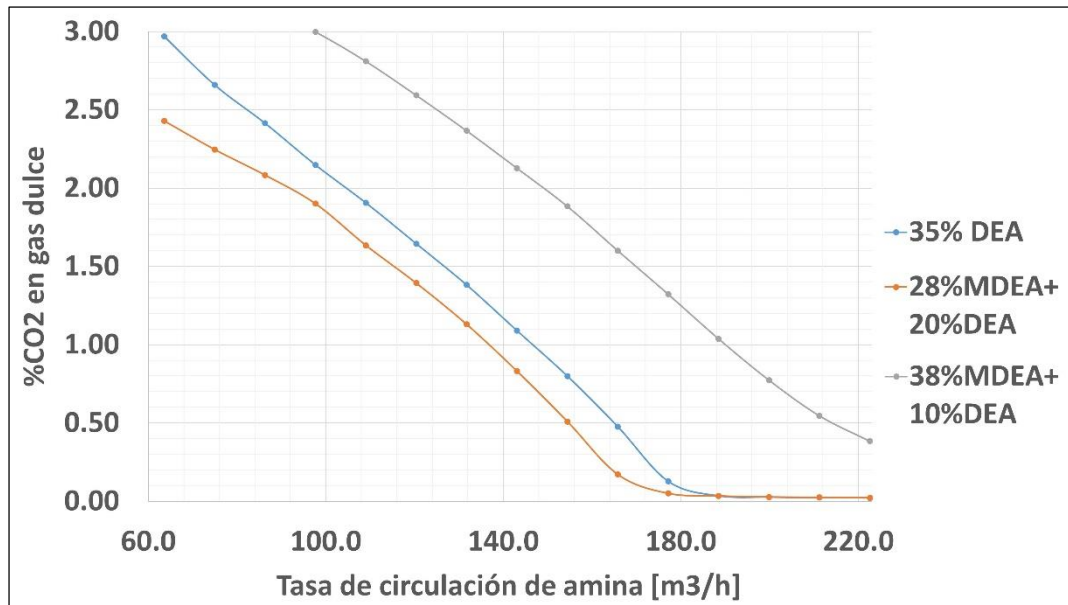


Por otra parte, se pudo apreciar que una mezcla de DEA y MDEA favorece la absorción de CO_2 en relación a la capacidad de sus componentes de manera individual. Esto es especialmente favorable en el sentido en que una menor concentración de DEA representará menor tasa de corrosión para el sistema de amina rica. Adicionalmente, una mayor concentración de la solución permitirá menores tasas de circulación y, por ende, disminuirá los requerimientos energéticos de la planta de endulzamiento.

4.2. TASA DE CIRCULACIÓN

En la **Gráfica 10** se puede apreciar la variación en el porcentaje de CO_2 en el gas de salida, respecto a la tasa de circulación de solución de amina para los valores de concentración óptimos seleccionados para dos de los tres casos: solución de DEA con una concentración másica del 35%, mezcla con concentración másica de 20% de DEA y 28% de MDEA y mezcla con concentración másica de 10% de DEA y 38% de MDEA.

Gráfica 10. % CO_2 en el gas de salida vs tasa de circulación de la solución de amina.

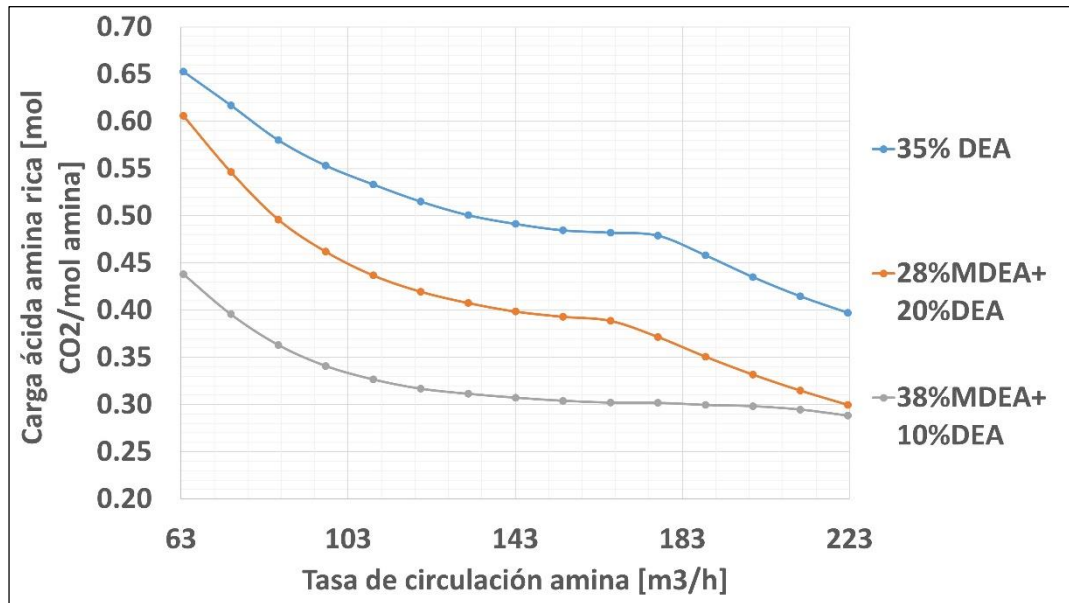


Mayores tasas de circulación resultarán en menores concentraciones de CO_2 en el gas de salida, pues habrá más moles de solvente con la capacidad de absorber los componentes ácidos del gas. Para obtener un gas que cumpla con las especificaciones del RUT de manera segura, se selecciona un valor máximo de 1.9% de CO_2 en el gas dulce. Así pues, se podría reducir la tasa de circulación de amina de manera considerable, manteniendo valores de carga ácida en la amina rica y carga ácida en la amina pobre dentro de los rangos operativos seguros para evitar problemas de corrosión [7][8].

En la **Gráfica 11** se observa el cambio en la carga ácida de la amina rica, de acuerdo a la tasa de circulación de la amina para cada uno de los valores óptimos de concentración de la solución calculados para el caso de la DEA y la mezcla de DEA y MDEA. Se aprecia que un incremento en la tasa de circulación del solvente, resultará en una disminución de la carga ácida en la amina rica; pues será mayor el número de moles de amina en relación al número de moles de CO_2 .

Se observa la mayor carga ácida en la solución con una concentración másica de 35% de DEA pues, aunque no absorbe más CO_2 que la mezcla con un 28% de MDEA, su concentración es menor y, por lo tanto, tendrá menos moles de amina a una misma tasa de circulación. Mientras que en el caso de comparar ambas mezclas de aminas, la mayor carga ácida en la mezcla con 28% de MDEA, es el resultado de una menor absorción de CO_2 en la torre contactora.

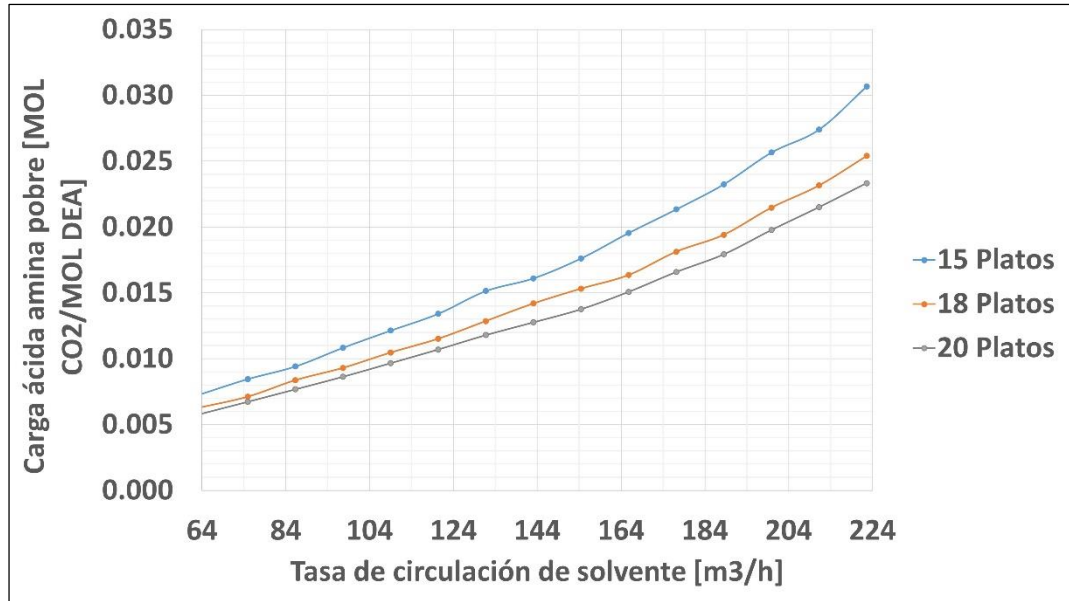
Gráfica 11. Carga ácida en la amina rica vs % tasa de circulación de amina.



En la **Gráfica 12** se exhibe el comportamiento de la carga ácida en la amina pobre para diferentes tasas de circulación para el caso específico de la solución con concentración másica del 35% de DEA. Es vital resaltar que el **duty** del rehervidor en el regenerador se mantuvo constante para esta simulación.

Se comparan, además, tres diferentes casos de acuerdo al número de platos en la torre regeneradora. A medida que se incrementa el número de platos, se observa una disminución en la carga ácida de la amina pobre, pues habrá un mayor tiempo de contacto entre la solución de amina y los gases ácidos calientes que se separan de la misma. Esto permite que la amina rica reciba una mayor cantidad de calor, liberándose un mayor porcentaje del CO_2 que se absorbió en la torre contactora. Ahora bien, una mayor tasa de circulación de amina causará una mayor carga ácida en la amina pobre, puesto que no sólo absorberá un mayor número de moles de gas ácido en el contactor que deben retirarse en la torre regeneradora, sino que, el mayor caudal de solución representa un mayor número de moles que deben ser calentadas en el regenerador para que se libere el CO_2 . Sin embargo, al mantenerse un **duty** constante en el rehervidor, el calor adquirido por la solución será menor entre mayor sea la tasa de circulación, resultando en una mayor carga ácida en la solución de amina pobre.

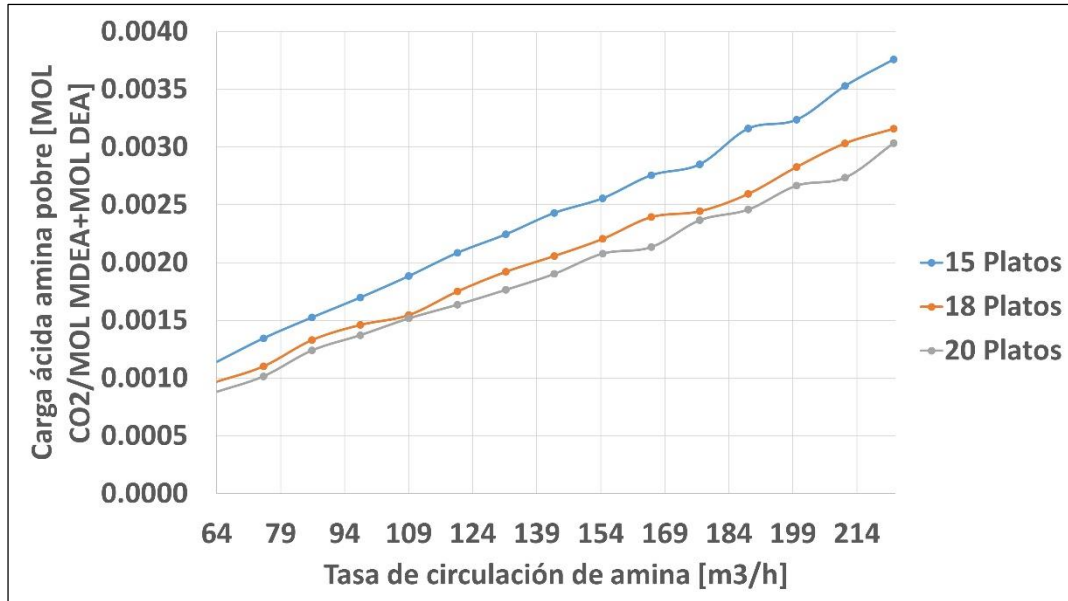
Gráfica 12. Carga ácida en la amina pobre vs % tasa de circulación de amina. Para solución con concentración másica del 35% de DEA.



En la **Gráfica 13** se encuentra la relación entre la carga ácida en la amina pobre y la tasa de circulación del solvente para el caso específico de la solución con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA. Nuevamente, es importante remarcar que el **duty** en el regenerador se mantuvo constante. Al igual que en el caso de la solución de DEA, un mayor número de platos en la torre regeneradora resultará en una menor carga ácida de la amina pobre. Igualmente, al incrementar la tasa de circulación de amina, se observará un acrecentamiento en la carga ácida de la amina pobre, mientras el **duty** del rehervidor se mantenga constante.

Por otra parte, se puede observar que los valores de carga ácida en la amina pobre para el caso de la mezcla, son significativamente menores a los que presenta la solución de DEA. Esto se debe a que el calor de reacción de la amina terciaria (MDEA) es menor que el de la amina secundaria (DEA), por lo que, a un **duty** constante, será más fácil romper los enlaces presentes entre la amina y el CO_2 para el caso de la mezcla, que para la solución de amina secundaria. Además, para el caso específico del CO_2 , la baja afinidad y reactividad que tiene con la MDEA, permite que se libere el gas ácido con mayor facilidad.

Gráfica 13. Carga ácida en la amina pobre vs % tasa de circulación de amina. Para solución con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA.



Por último, en la **Gráfica 14**, se presenta la relación entre la carga ácida de la amina pobre y la tasa de circulación del solvente para el caso específico de la solución con concentración másica del 20% de DEA y 28% de MDEA. De nuevo, el **duty** del rehervidor se mantuvo constante para la simulación.

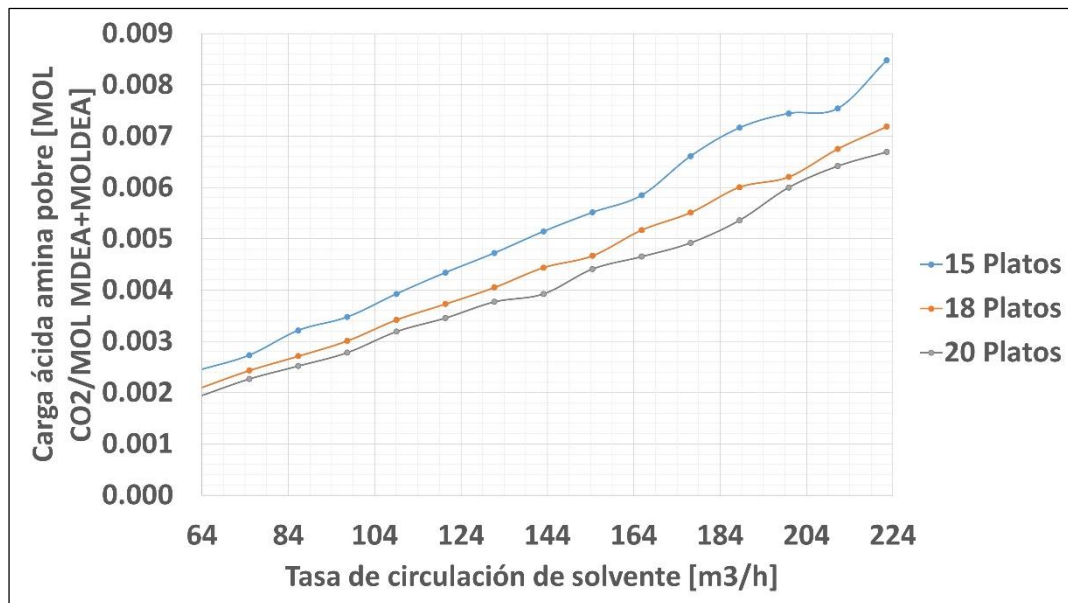
Nuevamente, se puede observar que un incremento en el número de platos del regenerador, resultará en una menor carga ácida de la amina pobre. De igual manera, un aumento en la tasa de circulación del solvente, significará una mayor carga ácida mientras se mantiene constante el **duty** del rehervidor.

En comparación con la mezcla con una concentración másica del 10% de DEA, se presentan mayores cargas ácidas de la amina pobre a la salida del regenerador para los mismos valores de tasa de circulación de solvente. Esto es consecuencia de una mayor concentración másica de DEA, la cual tiene un mayor calor de reacción y, por lo tanto, a un **duty** constante, será menor la cantidad de componentes ácidos que se liberen de la solución de amina en la torre regeneradora.

A partir de las simulaciones realizadas para estimar la tasa de circulación óptima de solvente, de acuerdo al porcentaje molar de CO_2 en el gas dulce, la carga ácida en la amina rica y la carga ácida en la amina pobre a la salida del regenerador, se

puede establecer que de las tres composiciones óptimas seleccionadas, la que tiene una concentración másica del 20% de DEA y un 28% de MDEA es la más favorable. Esto se debe a que es el único caso en que un caudal de circulación inferior a 100 [m³/h] permite cumplir con los tres parámetros seleccionados, de acuerdo a los rangos establecidos en la **Tabla 2**.

Gráfica 14. Carga ácida en la amina pobre vs % tasa de circulación de amina. Para solución con concentración másica del 20% de DEA y 28% de MDEA.



Adicionalmente, el número de platos óptimo para la torre regeneradora bien podría ser 18 o 20 de acuerdo al similar desempeño mostrado por ambas configuraciones. Sin embargo, con la intención de optimizar los costos y el espacio, se selecciona un regenerador con 18 platos de copa de burbujeo.

Tabla 9. Carga ácida en la amina rica y en la amina pobre para los valores óptimos de tasa de circulación de solvente.

Parámetro	35% DEA	10% DEA – 38% MDEA	20% DEA – 28% MDEA
Tasa de circulación de amina [m ³ /h]	109	154	97.66
Carga ácida en la amina rica [moles gas ácido/moles amina]	0.53	0.3	0.46

Carga ácida en la amina pobre [moles gas ácido/moles amina]	0.011	0.002	0.003
---	-------	-------	-------

Por último, de acuerdo a los tres parámetros de comparación, los valores seleccionados de tasa de circulación de solvente para cada una de las composiciones de solución de amina se pueden observar en la **Tabla 9**.

4.3. EVALUACIÓN DE LAS REGLAS EMPÍRICAS TRADICIONALES DE DISEÑO

Ahora bien, los anteriores resultados se obtuvieron teniendo en cuenta los valores sugeridos como reglas empíricas para el diseño y simulación de las plantas de endulzamiento del gas natural. Sin embargo, aunque estas reglas representan un buen punto de partida para el diseño de las plantas, realmente muchas de ellas se han usado de manera inamovible incluso desde antes que solventes como la MDEA estuviesen en el mercado. Por lo tanto, no es posible determinar valores realmente óptimos para cada planta si no se realiza un estudio y simulaciones para cada una específicamente.

Para este caso específico, se evaluaron las siguientes reglas: temperatura de aproximación en la torre contactora, temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor y presión de la torre regeneradora. Cada una de estas se evaluará para las tres composiciones óptimas seleccionadas con las tasas de circulación elegidas y presentadas en la **Tabla 9**, a través de simulación con el software Aspen Hysys v 8.0.

4.3.1. Temperatura de aproximación en la torre contactora

Quizás la regla más conocida y seguida de manera incluso recalcitrante es la de un diferencial de temperatura mínima de 5 [°C] entre el gas ácido o de alimento y la amina pobre en la entrada a la torre contactora. Este diferencial se establece para prevenir el choque térmico y así evitar la condensación de hidrocarburos en el contactor e impedir los subsecuentes problemas que una segunda fase líquida podría causar en la planta de aminas (formación de espumas, reducción de la vida útil de los filtros de carbón activado y pérdida de producto) [9]. Igualmente, el otro

inconveniente que presenta la disminución de la temperatura en la torre, es el incremento de la absorción de hidrocarburos por parte de la solución de amina, lo cual afecta económicamente el desempeño de la planta.

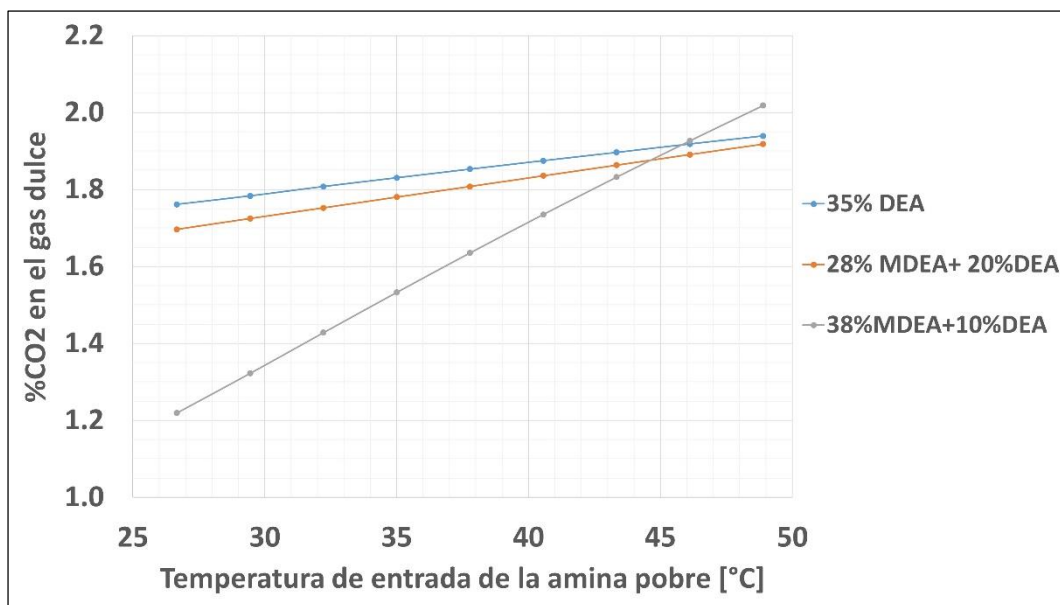
Sin embargo, quebrantar esta regla puede ser bastante beneficioso para el desempeño de la planta, pues numerosos estudios han demostrado que una disminución de la temperatura en el contactor favorece la reacción de las aminas primaria y secundaria con el CO_2 y el H_2S , al igual que la reacción de las aminas terciarias con el H_2S . Por lo tanto, una alternativa favorable sería disminuir la temperatura de la amina pobre a la entrada del contactor por medio de aerofriadores; pues, en la mayoría de los casos, no es viable o recomendable disminuir la temperatura del gas de entrada [12].

En la **Gráfica 15** se exhibe la variación de la concentración de CO_2 en el gas dulce a medida que se varía la temperatura de entrada de la solución de amina pobre a la torre contactora. Se puede apreciar como una disminución en la temperatura de la amina favorece la absorción de CO_2 en la amina, dando como resultado un gas con menor concentración de este componente.

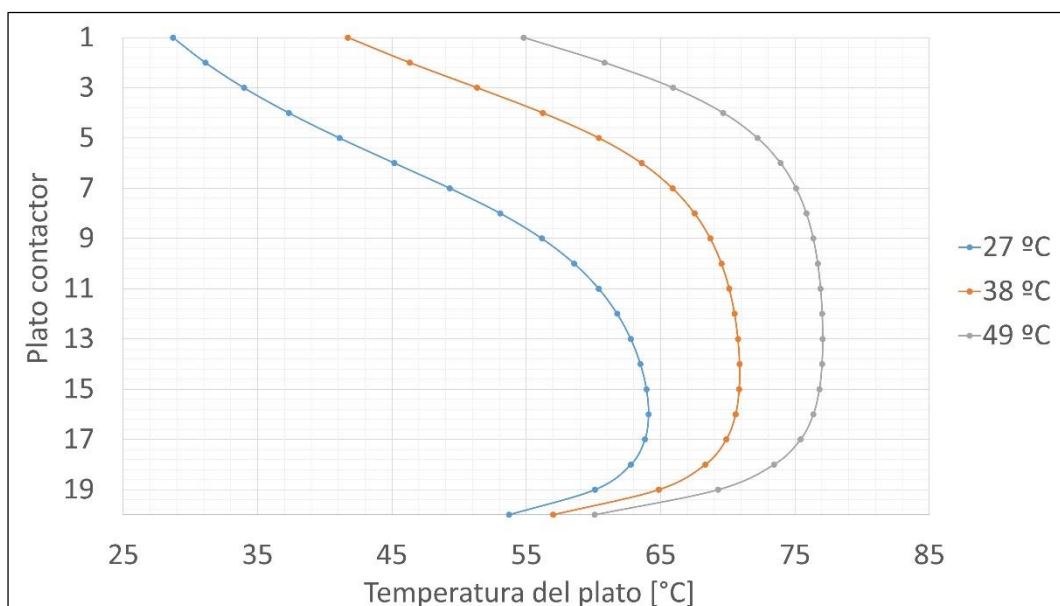
Se puede observar una desviación respecto al comportamiento teórico para el caso de la solución con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA, el cual se podría suponer debería presentar menores beneficios con la disminución de la temperatura de la amina pobre a la entrada del contactor. Esto se podría inferir de acuerdo a que la reacción de la MDEA con el CO_2 es cinéticamente lenta y, por lo tanto, se vería afectada negativamente por una disminución de la temperatura. Sin embargo, para este caso se observa una disminución significativa del porcentaje de CO_2 en el gas dulce a medida que decrece la temperatura de entrada de la amina.

En la **Gráfica 16** se presenta el perfil de temperatura en el absorbedor para la solución con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA, para tres temperaturas diferentes de la amina pobre a la entrada del contactor. Donde es importante resaltar que, a pesar de tener temperaturas de entrada bastante diferentes, la temperatura de la amina rica a la salida del contactor es relativamente semejante.

Gráfica 15. % CO_2 en el gas dulce vs temperatura de entrada de la amina pobre a la torre contactora.



Gráfica 16. Perfil de temperatura en el contactor. Para solución con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA.



Adicionalmente, en la **Gráfica 17** se encuentra el perfil de temperatura en el contactor para la solución con concentración másica del 20% de DEA y 28% de MDEA, para tres temperaturas de amina a la entrada de la torre. Lo más vital es la

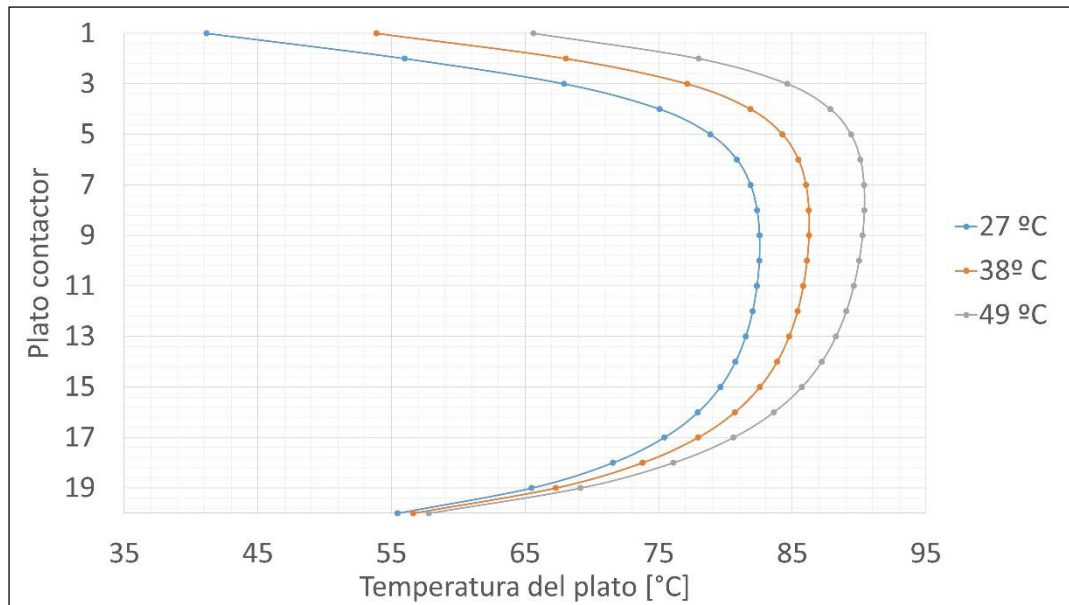
diferencia que hay entre la separación de las curvas o perfiles de temperatura para los casos de las dos diferentes composiciones. Pues, en el caso de la solución con una concentración másica del 10% de DEA, se puede observar que las curvas de temperatura están mucho más separadas; lo cual, en adición con una mayor tolerancia por parte de esta solución a absorber una mayor cantidad de componentes del gas, sean ácidos o sean hidrocarburos, sería una razón de por qué se presenta una pendiente tan grande en la **Figura 17**. Pues la temperatura alcanzada gracias a los calores de reacción varía significativamente al variar la temperatura de entrada de la amina pobre al contactor.

Por otra parte, en la **Gráfica 18** se puede apreciar el caudal másico de hidrocarburos en la amina rica a la salida de la torre contactora en relación a la temperatura de entrada de la amina pobre. Se observa que una disminución de la temperatura de la amina pobre, causará un aumento en la concentración de hidrocarburos en el caudal de amina rica, en otras palabras, incrementará la tolerancia de la solución a dejar pasar los componentes hidrocarburos del gas hacia ella.

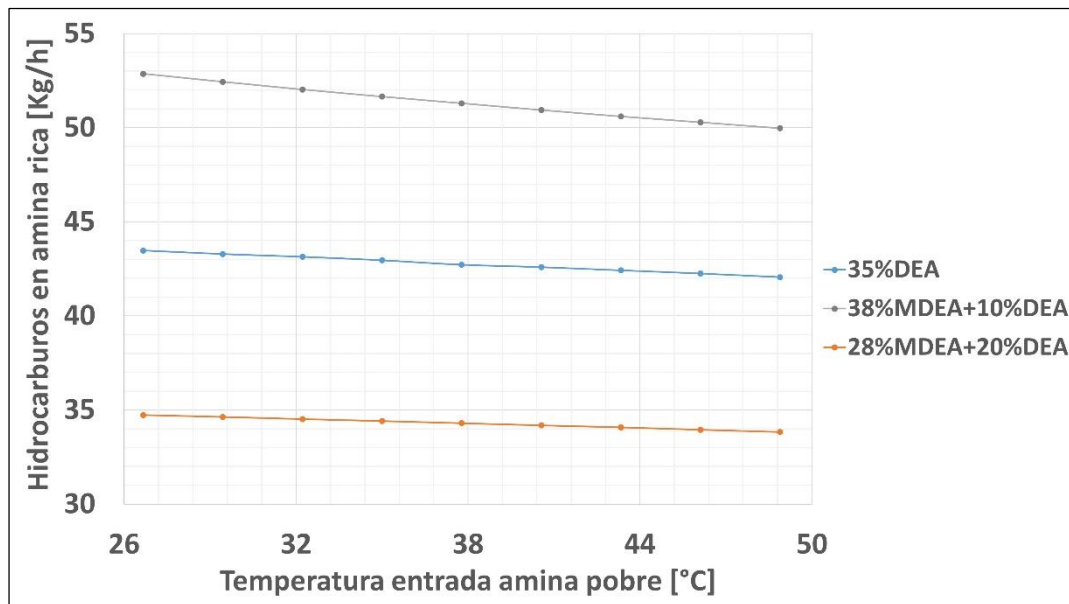
Adicionalmente, es muy importante resaltar que la solución con una concentración másica del 28% de MDEA y 20% de DEA es la que obtendrá mejores resultados al no permitir la absorción de una alta cantidad de compuestos hidrocarburos hacia la amina. Mientras tanto, el relativamente alto caudal de hidrocarburos en la amina rica para el caso de la solución con una concentración másica del 38% de MDEA y 10% de DEA, es otra razón vital de por qué podría absorber una mayor cantidad de CO_2 logrando una menor concentración de este componente ácido en el gas dulce.

Por último, cabe resaltar, que para el rango de temperaturas seleccionado para las simulaciones, se mantuvo un monitoreo de la presencia de una segunda fase líquida en la amina rica. Y, para ninguno de estos casos se presentó dicha fase, por lo que se puede descartar la condensación de hidrocarburos en el contactor. Por lo tanto, las propiedades que permiten seleccionar una temperatura óptima de la amina pobre a la entrada del contactor, son el % CO_2 en el gas dulce y el flujo másico de hidrocarburos en la corriente de amina rica.

Gráfica 17. Perfil de temperatura en el contactor. Para solución con concentración másica del 20% de DEA y 28% de MDEA.



Gráfica 18. Caudal másico de hidrocarburos en el gas dulce vs temperatura de entrada de la amina pobre a la torre contactora.



4.3.2. Temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor

El intercambiador de calor (generalmente de tubos y coraza) entre la amina rica y la

amina pobre que sale de la torre regeneradora cumple dos funciones específicas. La primera consiste en incrementar la temperatura de la amina rica lo más cercana posible a la de la torre regeneradora, de tal manera que el **duty** requerido por el rehervidor pueda ser reducido; la segunda consta de disminuir la temperatura de la amina pobre hasta un valor cercano al requerido a la entrada en el tope de la torre contactora y así disminuir el **duty** del aerofriador.

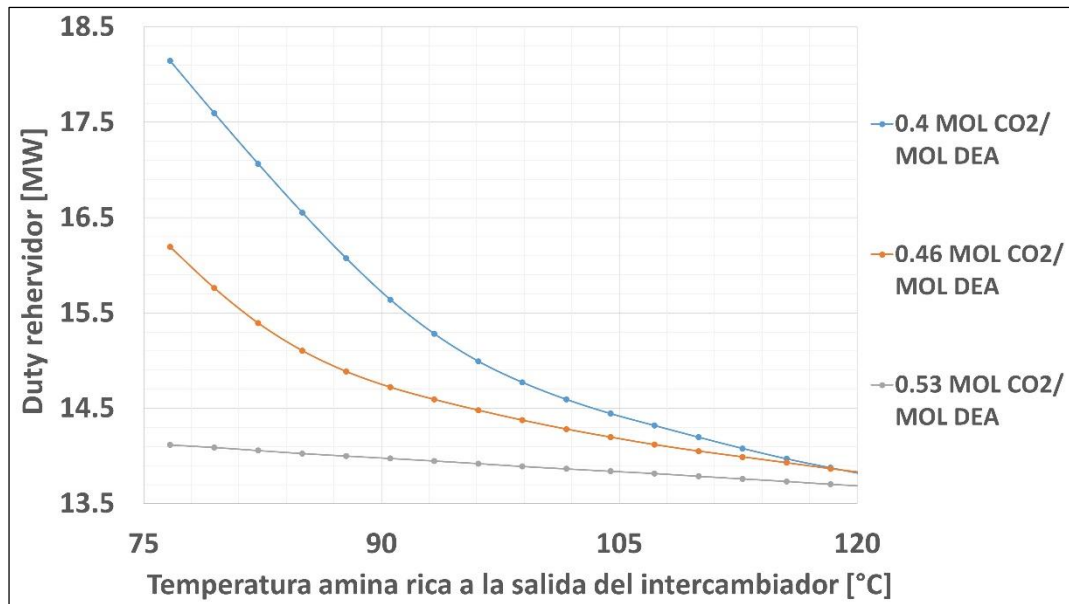
No obstante, existen restricciones para los valores de temperatura máximos que puede alcanzar la amina rica en el intercambiador, con el fin de mantener parámetros seguros de operación. Específicamente, existe una regla empírica que sugiere una temperatura máxima de la amina rica a la salida del intercambiador de 99 [°C]. Este valor aseguraría que los componentes ácidos no se liberaran de la solución de amina y se incrementara la tasa de corrosión en el intercambiador y aguas abajo del mismo, extendiendo la vida útil de los equipos.

De cualquier modo, cada caso particular requiere un estudio y simulación propia que permita evaluar las ventajas y desventajas que representaría usar un valor de temperatura diferente. En esta ocasión, la **Gráfica 19** presenta la variación del **duty** o trabajo del rehervidor, a medida que se varía la temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor para el caso de la solución con concentración másica de 35 % de DEA. Se puede observar la tendencia del **duty** a disminuir a medida que se incrementa la temperatura de la amina rica, siendo totalmente congruente con la teoría.

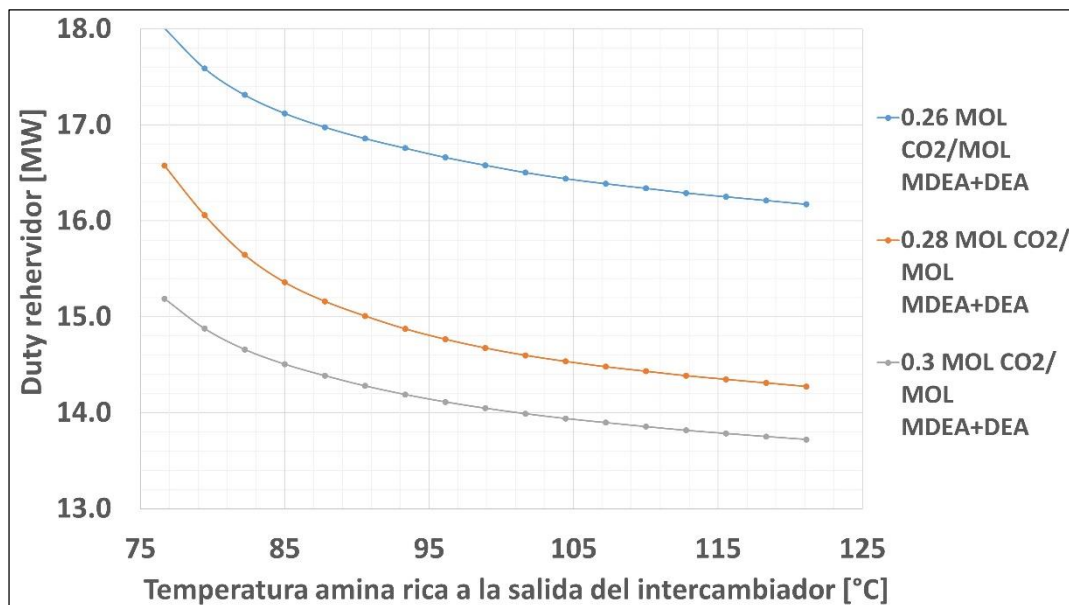
Por otra parte, es importante evaluar el efecto que tiene la carga ácida de la amina rica en el **duty** del rehervidor, mientras la concentración de la solución se mantiene constante, es decir, mientras se varía la tasa de circulación de amina. En este caso se puede distinguir cómo se incrementa el **duty** a medida que se disminuye la carga ácida y se aumenta la tasa de circulación. Esto se debe a que una mayor tasa de circulación requerirá una mayor cantidad de calor para regenerarse y alcanzar un mismo valor de carga ácida en la amina pobre.

En la **Gráfica 20** se observa la variación del **duty** del rehervidor, a medida que se varía la temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor, para el caso específico de la solución con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA. De nuevo, se demuestra que una mayor tasa de circulación de amina, acrecentará el **duty** requerido por el rehervidor para alcanzar un mismo valor de carga ácida de amina pobre a la salida de la torre regeneradora.

Gráfica 19. *Duty* del rehervidor vs temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor. Para solución con concentración másica del 35% de DEA.



Gráfica 20. *Duty* del rehervidor vs temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor. Para solución con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA.

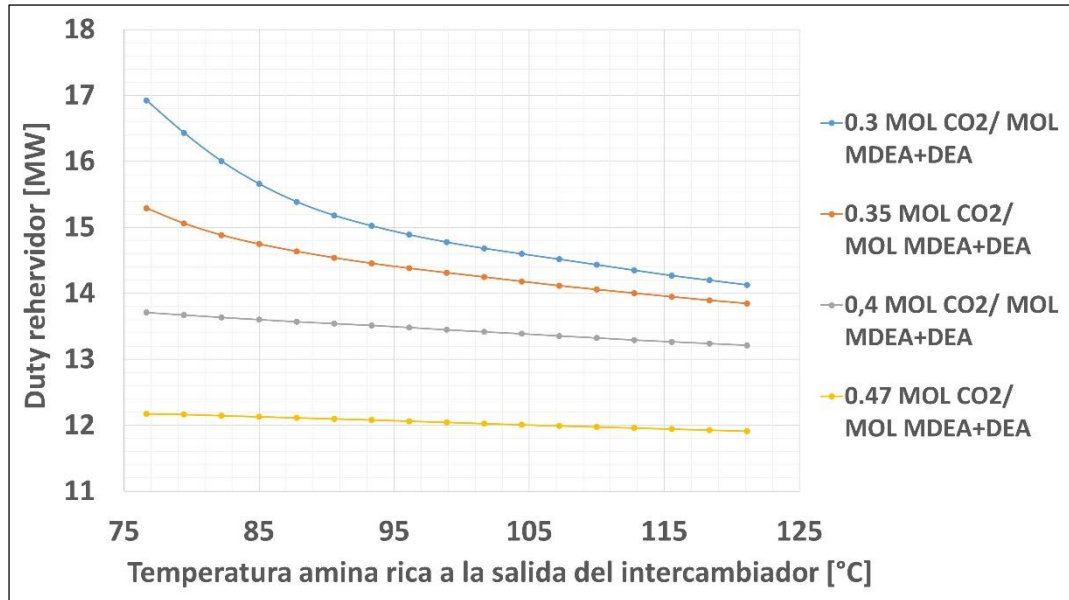


Por último, en la **Gráfica 21** se exhibe el *duty* requerido por el rehervidor, para diferentes valores de temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de

calor, para el caso particular de la solución con concentración másica del 20% de DEA y 28% de MDEA.

En este caso, también se observa que una menor carga ácida de la amina rica y un mayor caudal de circulación resultarán en un mayor **duty** del regenerador, al presentarse un mayor número de moles de solvente por unidad de tiempo. También, es importante resaltar que la variación del **duty** en relación a la temperatura de la amina rica es menos crítica a medida que se disminuye la rata de circulación, al igual que en los otros casos.

Gráfica 21. **Duty** del rehervidor vs temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor. Para solución con concentración másica del 20% de DEA y 28% de MDEA.

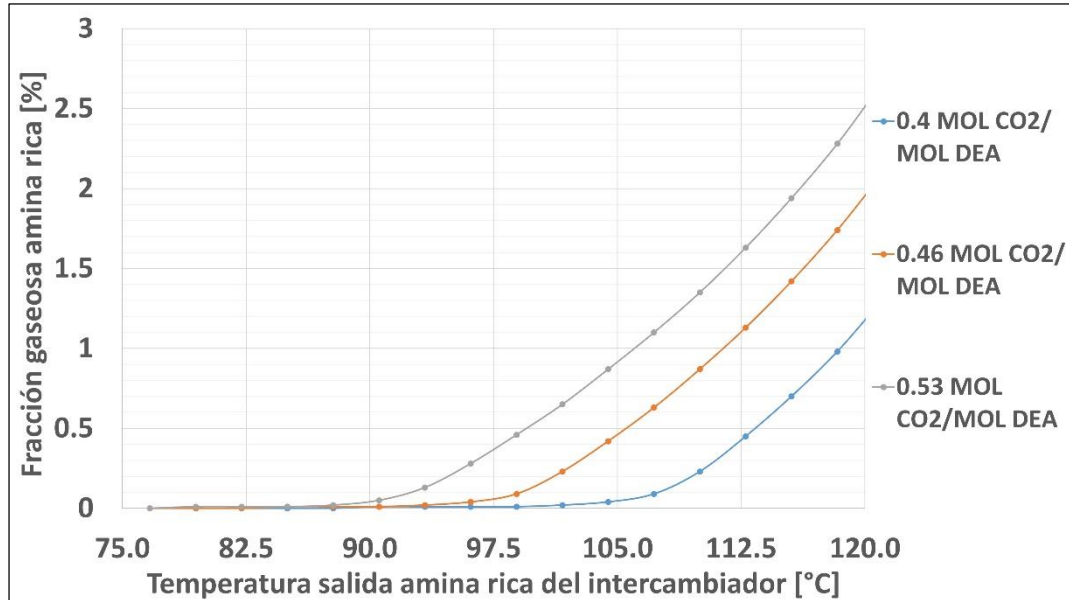


Ahora bien, en la **Gráfica 22** se encuentra la fracción gaseosa de la amina rica respecto a la temperatura de la misma a la salida del intercambiador, para el caso de la solución con concentración másica del 35% de DEA.

Además, se puede observar como una menor carga ácida en la amina rica (gracias a una mayor tasa de circulación), admite mayores temperaturas de la amina rica a la salida del intercambiador sin que se libere una fracción gaseosa ácida de la corriente de amina. Es decir, permite una mayor temperatura sin que se presenten problemas de corrosión.

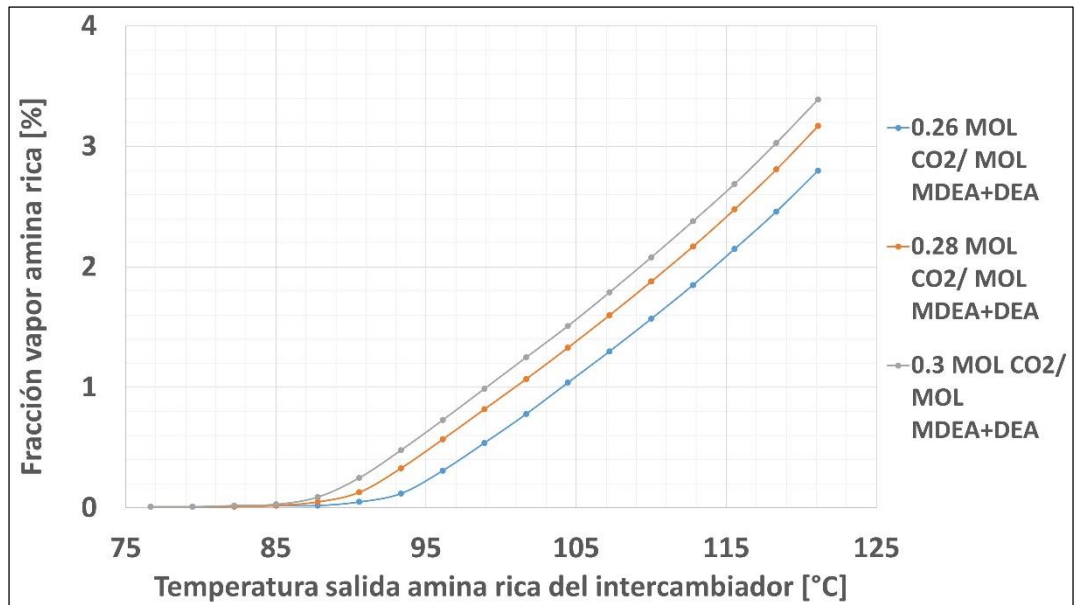
En la **Gráfica 23** se presenta la fracción gaseosa de la amina rica respecto a su temperatura a la salida del intercambiador de calor, para el caso específico de una solución de amina con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA.

Gráfica 22. Fracción gaseosa de la amina rica vs temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador. Para solución con concentración másica del 35% de DEA.

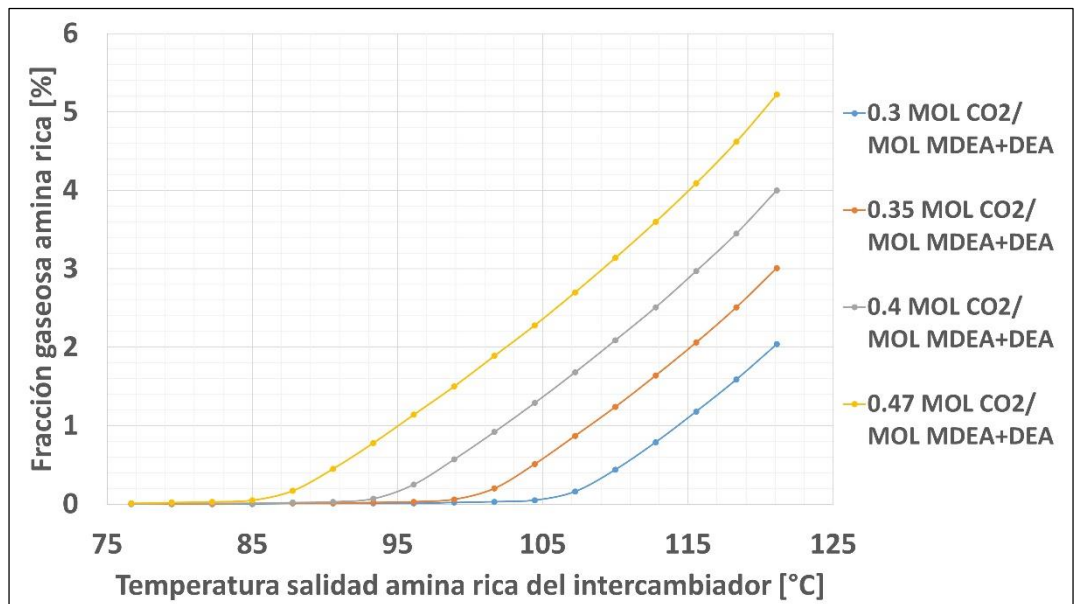


En la **Gráfica 24** se aprecia la fracción gaseosa de la amina rica respecto a su temperatura a la salida del intercambiador de calor, para el caso particular de una solución de amina con concentración másica del 20% de DEA y 28% de MDEA. Donde, al igual que en los casos anteriores, se observa que una mayor carga ácida favorecerá la formación de una fracción gaseosa de la amina rica. Además, a manera de comparación, se observa como una mayor concentración de DEA en la solución permite mayores temperaturas de la amina a la salida del intercambiador, debido esencialmente a que el enlace que se presenta entre la amina secundaria y el CO_2 es más fuerte que el que se encuentra entre la amina terciaria y el componente ácido. Por lo tanto, una solución con menor porcentaje másico de DEA, liberará con mayor facilidad los gases ácidos absorbidos.

Gráfica 23. Fracción gaseosa de la amina rica vs temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador. Para solución con concentración másica del 10% de DEA y 38% de MDEA.



Gráfica 24. Fracción gaseosa de la amina rica vs temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador. Para solución con concentración másica del 20% de DEA y 28% de MDEA.



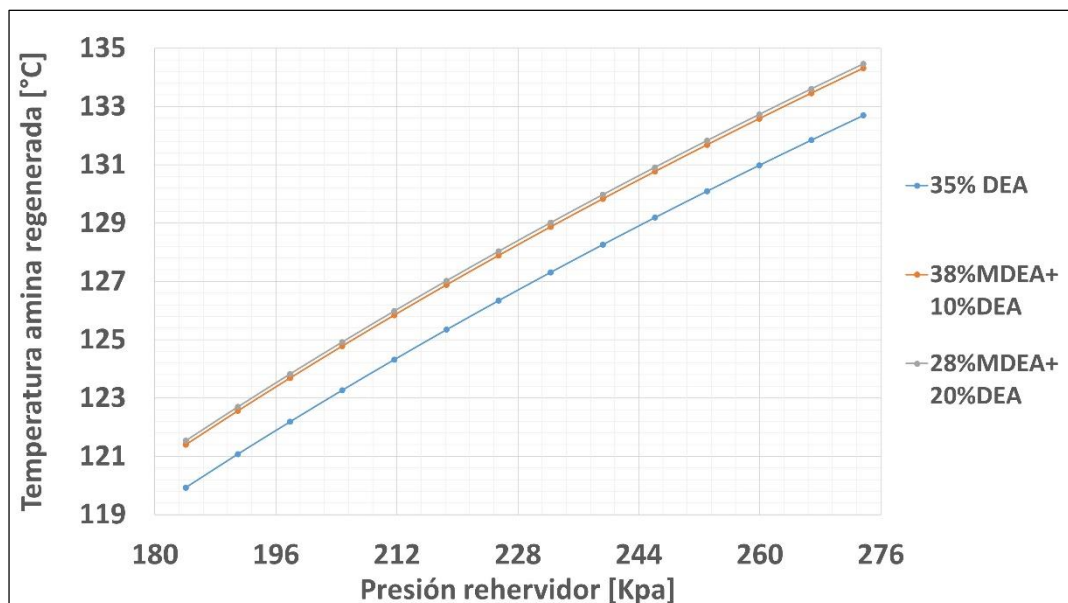
4.3.3. Presión de la torre regeneradora

La última regla heurística a evaluarse en este trabajo es la presión de la torre

regeneradora, la cual es directamente proporcional a la temperatura del regenerador para los sistemas en que la composición de la corriente de fondo permanece prácticamente constante. De esta forma, al incrementar la presión del rehervidor se incrementará su temperatura, lo que permite disminuir el **duty** requerido por el rehervidor para regenerar la amina rica. Es importante tener en cuenta los dos principales tipos de regenerador: los que usan rehervidores a fuego directo y los que usan vapor como fuente de calor. Los primeros no permiten que la temperatura del regenerador sea muy cercana al punto de degeneración térmica de la amina, mientras que los segundos permiten trabajar con temperaturas más cercanas a este punto.

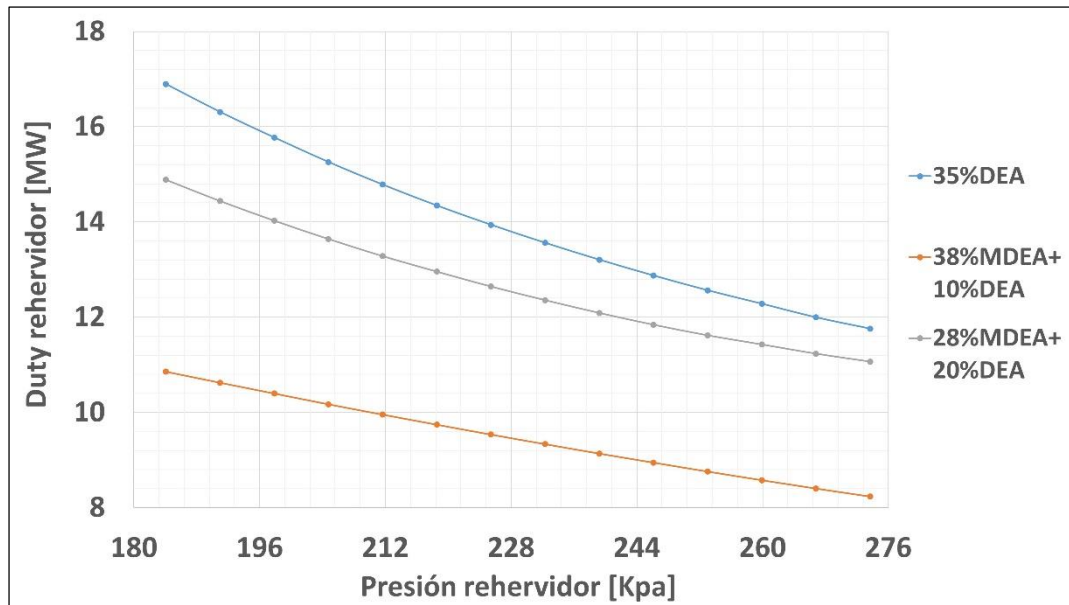
En la **Gráfica 25** se encuentra la relación entre la temperatura de la amina regenerada y la presión del rehervidor, para un valor constante de carga ácida en la amina pobre.

Gráfica 25. Temperatura de la amina pobre a la salida de la torre regeneradora vs presión del rehervidor.



En la **Gráfica 26** se exhibe el **duty** requerido por el rehervidor, a razón de la presión del rehervidor, mientras se mantuvo constante la carga ácida de la amina pobre.

Gráfica 26. **Duty** requerido en el rehervidor vs presión del rehervidor.



Relacionando ambas figuras se puede observar como un incremento en la presión del rehervidor, causará un aumento de la temperatura del mismo y, a su vez, disminuirá el **duty** requerido por el rehervidor para obtener un valor determinado de carga ácida en la amina pobre. Sin embargo, las simulaciones no tuvieron en cuenta el valor máximo sugerido de temperatura en el regenerador, el cual es de 125 [°C] para la DEA (se emplea este valor al ser inferior al de la MDEA). Así, la regla empírica de diseño establece un valor de presión entre 210 – 220 [KPa], la cual coincide con los valores óptimos para obtener un menor **duty** en el rehervidor bajo las restricciones de temperatura mencionadas.

5. CONCLUSIONES

- A través de este trabajo de investigación, se demostró y analizó que existen diferentes modificaciones y metodologías innovadoras que permiten optimizar significativamente las plantas de endulzamiento de gas natural. El caso de la correcta selección del solvente es una decisión vital que amerita un estudio exhaustivo en el que se analicen opciones diferentes a las tradicionales que pueden ofrecer un mayor desempeño del sistema y una mayor seguridad, fiabilidad y durabilidad de los equipos.
- En el caso de las mezclas de aminas, se observó que son los beneficios de cada componente individual, los que priman sobre las debilidades de cada uno, obteniendo resultados muy favorables en situaciones donde, a primera vista, uno de sus componentes debiera ser descartado. Específicamente, las mezclas de DEA y MDEA demostraron un desempeño superior al de una solución con composición másica del 35% de DEA, para un gas con alto contenido de CO_2 y sin H_2S ; el cuál, *a priori*, no debería ser tratado con la amina terciaria, debido a la baja velocidad de reacción entre el ácido sulfhídrico y esta.
- Las reglas empíricas de diseño son útiles como puntos de partida para el diseño de las plantas de endulzamiento, sin embargo, es falso afirmar que son valores óptimos o inamovibles para toda situación posible. En la **Tabla 10** se observan los beneficios obtenidos en el desempeño y gasto energético de la planta al emplear valores diferentes a los establecidos en las reglas heurísticas tradicionales para la solución de DEA.
- Aún más, en el caso de la mezcla de DEA y MDEA, que se encuentra en la **Tabla 11**, se puede observar que cuestionar las “reglas del dedo gordo” no sólo permite obtener beneficios financieros asumiendo ciertos riesgos (creencia generalizada en la industria); sino que permite mitigar el riesgo de incurrir en problemas operativos. Esto se consiguió reduciendo la temperatura de la amina rica a la salida del intercambiador de calor, con el fin de reducir la fracción gaseosa de la amina, que causaría problemas de corrosión aguas abajo.

Tabla 10. Comparación parámetros operacionales para la solución con concentración del 35% de DEA al usar las reglas empíricas estándar y al modificarlas.

Parámetro	Reglas Estándar	Reglas Modificadas
Composición [% peso]	35	35
Tasa circulación [m^3/h]	109	109
Temperatura amina pobre [$^{\circ}C$]	43	35
% CO_2 gas dulce	1.9	1.83
Carga ácida amina rica [mol/mol]	0.53	0.54
Carga ácida amina pobre [mol/mol]	0.011	0.011
Temperatura amina rica salida del intercambiador [$^{\circ}C$]	104	90
Duty intercambiador [MW]	6.16	3.96
Presión rehervidor [KPa]	204.7	204.7
Duty rehervidor [MW]	14.36	13.71
Duty condensador [MW]	9.0	5.9
Duty aerofriador [MW]	3.48	6.6

Tabla 11. Comparación parámetros operacionales para la solución con concentración del 20% de DEA y 28% de MDEA al usar las reglas empíricas estándar y al modificarlas.

Parámetro	Reglas Estándar	Reglas Modificadas
Composición [% peso]	28/20	28/20
Tasa circulación [m^3/h]	97.66	97.66
Temperatura amina pobre [$^{\circ}C$]	43	35
% CO_2 gas dulce	1.86	1.7
Carga ácida amina rica [mol/mol]	0.46	0.47
Carga ácida amina pobre [mol/mol]	0.003	0.003
Temperatura amina rica salida del intercambiador [$^{\circ}C$]	104	92

Duty intercambiador [<i>MW</i>]	5.93	4.0
Presión rehervidor [<i>KPa</i>]	204.7	204.7
Duty rehervidor [<i>MW</i>]	14.36	12.38
Duty condensador [<i>MW</i>]	10.11	6.1
Duty aerofriador [<i>MW</i>]	2.42	5.1

6. RECOMENDACIONES

- Cada planta y cada caso particular ameritan un estudio detallado que permita evaluar y seleccionar los mejores parámetros operacionales. La única regla empírica válida es, justamente, que ninguna regla es 100% óptima para todos los casos.
- Se recomienda realizar un análisis comparativo del desempeño de la mezcla DEA + MDEA contra una aMDEA (amina terciaria activada con piperazina) para un caso de estudio similar.
- Se recomienda realizar un análisis financiero profundo, comparando el desempeño entre una amina secundaria, una mezcla de aminas y una amina terciaria activada. Este tipo de análisis puede realizarse a través de la herramienta software Aspen Hysys v. 8.0.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICAS

ABDULRAHMAN, R., SEBASTINE, I. Natural Gas Sweetening Process Simulation and Optimization: A Case Study of Khurmala Field in Iraqi Kurdistan Region. En: Journal of Natural Gas Science and Engineering, 11 de Julio de 2013, Vol 14, p 116-120.

ADDINGTON, L., NESS, C. An Evaluation of General "Rules of Thumb" in Amine Sweetening Unit Design and Operation. En: Gas Processors Association, 2010, 89th Annual Convention Proceedings.

DUPART, M., BACON, T., EDWARDS, D. Understanding Corrosion in Alkanolamine Gas Treating Plants Part 1. En: Hydrocarbon Processing, Abril de 1993, p 75-80.

DUPART, M., BACON, T., EDWARDS, D. Understanding Corrosion in Alkanolamine Gas Treating Plants Part 2. En: Hydrocarbon Processing, mayo de 1993, p 89-94.

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Engineering Data Book. Decimo segunda edición. USA.GPA, 2004, Vol I.

KHAKDAMAN, H., ZOGHI, A., ABENDINZADEGAN, M. Predicting Amine Blend Performance. En: Petroleum Technology Quarterly, Diciembre de 2005.

KHAKDAMAN, H., ZOGHI, A., ABENDINZADEGAN, M. Revamping of Gas Refineries Using Amine Blends. En: International Journal of Engineering Science, 2008, Vol 19, p 27-32.

KIDNAY, A., PARRISH, W. Fundamentals of Natural Gas Processing. Segunda edición. USA. Taylor & Francis Group, 2006, Vol I.

KOHL, A., NIELSEN, R. Gas Purification. Quinta edición. USA. Gulf Publishing Company, 1997, Vol I.

LUNSFORD, K., BULLIN, J. Optimization of Amine Sweetening Units. En: American Institute of Chemical Engineers, Proceedings of the 1996 AIChE Spring National Meeting.

MOKHATAB, S., POE, W., MAK, J. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Tercera edición. USA. Elsevier, 2016, Vol I.

STEWART, M., ARNOLD, K. Gas Sweetening and Processing Field Manual. Tercera edición. USA. Elsevier, 2011, Vol I.