

**EVALUACION DE AMINAS PARA EL ENDULZAMIENTO DE GAS GIBRALTAR Y GUAJIRA
PARA UNA PLANTA DE GNL A TRAVEZ DE UN SOFTWARE DE SIMULACION DE PROCESOS
QUIMICOS**

FIRSON ANDRES SERRANO LUNA

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
ESPECIALIZACION EN INGENIERIA DEL GAS
BUCARAMANGA
2017**

**EVALUACION DE AMINAS PARA EL ENDULZAMIENTO DE GAS GIBRALTAR Y GUAJIRA
PARA UNA PLANTA DE GNL A TRAVEZ DE UN SOFTWARE DE SIMULACION DE PROCESOS
QUIMICOS**

FIRSON ANDRES SERRANO LUNA

Trabajo de grado presentado para optar al título de especialista en ingeniería del Gas

**DIRECTOR
JULIO CESAR PEREZ
Ingeniero de Petróleos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
ESPECIALIZACION EN INGENIERIA DEL GAS
BUCARAMANGA
2017**

DEDICATORIA

A mis padres por su constante apoyo e interés en todos mis proyectos,

A mis hermanos por su compañía y afecto en todos estos años,

A mi esposa Karol C. por su apoyo y palabras.

A mi hijo David para que cumplas siempre tus propósitos.

Y a mi familia y amigos que siempre han estado rodeándome con sus palabras y consejos.

Firson A. Serrano L.

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por permitirme alcanzar una meta más.

A la universidad Industrial de Santander,

A todos los profesores por transmitirnos sus experiencias y conocimientos.

A mis compañeros con los que compartí estos años.

Y a toda esa persona que haya contribuido de alguna manera para que este logro fuera posible.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCION.....	11
1.ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL	13
1.1 PROCESO CON SOLVENTE FISICO.....	13
1.2 PROCESO CON SOLVENTE QUIMICO.....	15
1.2.1 PROPIEDADES FISICAS DEL LAS AMINAS MAS COMUNES	15
1.2.2 CONCENTRACIONES COMUNES DE AMINAS	15
1.2.3 PROCESO CON ALCANOAMINA.....	16
1.2.3.1 MEA (MONOETANOLAMINA)	18
1.2.3.DEA (DIETANOLAMINA)	18
1.2.3.3 TEA (TRIETANOLAMINA)	19
1.2.3.4 MDEA (METILDIETANOLAMINA).....	19
1.2.3.5 DIPA (DIISOPROPANOLAMINA)	20
1.2.3.6 DGA (DIGLICOLAMINA)	20
1.2.3.7 MEZCLAS DE AMINAS Y PROCESOS FORMULADOS	21
1.3 SELECCIÓN DE AMINAS Y ALTERNATIVAS DE REMOCION DE CO ₂	22
1.4 MEJORAMIENTO DE PLANTAS DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL.....	23
1.5 CONDICIONES DEL GAS TRATADO	24
2. SIMULACIONES.....	25
2.1 DIAGRAMA DE FLUJO.....	25
2.3 UNIDAD DE ENDULZAMIENTO DEA 30%	26
2.3.1 PAQUETE TERMODINAMICO	26
2.3.2 PARA LA TORRE ABSORBEDORA	26
2.3.3 CONDICIONES DEL GAS AMARGO-ALIMENTO TORRE ABSORBEDORA	27
2.3.4 AMINA POBRE	27

2.3.5	INTERCAMBIADOR-CIMA DE LA ABSORBEDORA	28
2.3.6	TANQUE FLASH-RECUPERA DE AMINA Y AGUA EN LA T. ABSORBEDORA.....	28
2.3.7	TANQUE FLASH-RECUPERADOR DE METANO-FONDO DE ABSORBEDORA	28
2.3.8	INTERCAMBIADOR AMINA RICA/POBRE.....	28
2.3.9	TORRE REGENERADORA	29
2.3.10	MAKEUP- AGUA Y DEA.....	29
2.3.11	AEROENFRIADOR ENTRADA AMINA POBRE	29
2.3.12	BOMBA HACIA ABSORBEDORA.....	30
2.3.13	COMPOSICION GAS ENDULZADO SALIDA.....	30
2.3.14	RESULTADOS	31
2.4	PROCESO CON MEA	32
2.4.1	VALORES DE ENTRADA.....	32
2.4.2	PARA LA TORRE ABSORBEDORA:	32
2.4.3	PARA LA TORRE REGENERADORA:.....	33
2.4.4	RESULTADOS	33
2.5	PROCESO CON MDEA-DEA.....	34
2.5.1	COMPOSICIÓN AMINA POBRE	34
2.5.2	RESULTADOS:	35
2.6	PROCESO CON DGA.....	37
3.	ANALISIS DE RESULTADOS	38
4.	CONCLUSIONES.....	40
5.	RECOMENDACIONES	41
	BIBLIOGRAFÍA.....	40

RESUMEN

TITULO: EVALUACION DE AMINAS PARA EL ENDULZAMIENTO DE GAS GIBRALTAR Y GUAJIRA PARA UNA PLANTA DE GNL A TRAVEZ DE UN SOFTWARE DE SIMULACION DE PROCESOS QUIMICOS¹

AUTOR: FIRSON ANDRES SERRANO LUNA²

PALABRAS CLAVE: Endulzamiento, Gas natural, GNL, Simulación, Mezcla amina, alcanolaminas, Gas Gibraltar, Gas guajira.

DESCRIPCIÓN: El presente trabajo tiene como propósito realizar una revisión de las alcanolaminas y mezclas más comunes para tratar una mezcla de gas con contenido de CO₂ y H₂S el cual ingresa a una planta de GNL, la cual se encuentra nuevamente en funcionamiento después de más de una década de estar fuera de servicio por falta de gas para su funcionamiento. El gas que ingresa actualmente a la planta es un gas que cambio su composición, y se quiere por medio de software comercial de simulación química evaluar las condiciones de operación actuales de la planta y otras de la literatura, en una planta análoga a la actual la cual sigue el proceso estándar de endulzamiento, con el fin de observar y comparar la absorción de CO₂ y H₂S así como el calor necesario para regenerar la amina, para recomendar el remplazo o adición de otra amina al proceso. Las aminas con las que se trabajó fueron MEA, DEA, DGA, MDEA, DEA/MDEA debido a su importancia en la literatura y ser las más comunes, se encontró que para esta composición de gas que la mezcla de amina DEA/MDEA reduce el consumo energético y se consigue mayor remoción de CO₂ y H₂S a menores razones de circulación de solvente además el proceso con DGA muestra una mejora pero a un costo mayor sin embargo queda por estudiar si los costos se compensan debido a la propiedad deshidratante con lo que reduciría costos aguas abajo.

¹ Monografía de la especialización

² Facultad de ingeniería fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Especialización en ingeniería del gas, Director Ing. Julio Perez.

ABSTRACT

TITLE: AMINES EVALUATION FOR THE GAS GIBRALTAR AND GUAJIRA SWEETENING FOR A NGL PLANT THROUGH SIMULATION SOFTWARE OF CHEMICAL PROCESS³

AUTHOR: FIRSON ANDRES SERRANO LUNA⁴

KEY WORDS: Sweetening, Natural Gas, GNL, Simulation, Mixed Amines, Alkane amine, Gibraltar gas, Guajira gas

DESCRIPTION: The present paper aims to conduct a review of the alkane amines and most common mixtures to treat a gas mixture containing CO₂ and H₂S which enters a LNG plant, which is back in operation after more than a decade of being out of service for lack of gas for its operation. The gas currently enters the plant is a gas change its composition, and you want by commercial software chemical simulation evaluate current operating conditions of the plant and other literature, a similar plant to the current which follows the standard sweetening process, in order to observe and compare the absorption of CO₂ and H₂S and the heat required to regenerate the amine, to recommend the replacement or addition of another amine process. The amines with which I work were MEA, DEA, DGA, DEA/MDEA because of the importance in the literature and be the most common, it was found that for this gas composition the amine mix DEA/MDEA reduce the energetic consumption and is achieved higher CO₂ y H₂S removal to minor solvent circulation rate besides the process with DGA shows an improvement but at higher cost however remains to be studied if the cost is compensated because of the dehydrating property thereby downstream costs would be reduced.

³ Monograph of Specialization

⁴Faculty of Physical-Chemical Engineering. School of Petroleum Engineer. Specialization in gas engineering .Director Ing. Julio Perez.

INTRODUCCION

El petróleo y gas ha sido desde la antigüedad materia prima para nuestro desarrollo (Peebles, 1980), a medida que la tecnología ha progresado se hacen esfuerzos para aprovechar nuestro entorno cada vez más. Dentro del aprovechamiento de las materias primas se encuentran las operaciones de separación del petróleo y gas, las cuales permiten recuperar productos de interés con mayor o menor pureza dependiendo del proceso, los cuales son utilizados como productos terminados, precursores para la elaboración de sustancias más complejas, o como combustibles. El objetivo de la separación es además de conseguir mayores purezas en los procesos, buscar guardar la seguridad y confiabilidad en los procesos al separar ciertos componentes de una corriente ya que son potencialmente perjudiciales para la infraestructura de la planta y líneas de proceso. La recuperación de CO_2 y H_2S en corrientes de gas natural, tiene como objetivo evitar la formación de ácidos dentro de las líneas de proceso y evitar otros tipos de problemas operacionales como la toxicidad y la reducción del calor entregado por combustión y por lo tanto reducción de su precio comercial (Stewart & Arnold, 2011), además en plantas de recuperación de hidrocarburos por enfriamiento se quiere la corriente de gas que ingresa a la planta sea libre de CO_2 debido a que a temperaturas criogénicas el CO_2 se solidifica causando obstrucciones en las líneas.

El endulzamiento de gas natural es un proceso ampliamente estudiado, existen diferentes procesos para atrapar CO_2 y H_2S de la corriente de gas, su escogencia depende de las concentraciones y flujo de gas a tratar (Polasek & Bullin, Selecting amines for sweetening units, 1994), estos procesos se pueden agrupar en procesos; con solvente físico, solvente químico, membranas, o adsorción en lecho sólido. El proceso girbotol es el más usado a nivel mundial (El-Gendy, 2016) y consiste en la absorción con una alcano amina, las alcano aminas más usadas son la Monoetanolamina (MEA) y Dietanolamina (DEA) (Polasek & Bullin, Selecting amines for sweetening units, 1994), los cuales son solventes químicos

debido a que involucran reacciones químicas a diferencia de los solventes físicos que solo dependen de la solubilidad de los gases en el solvente (Burr & Lyddon, 2008). Las plantas de endulzamiento en su mayor medida se diseñaron para trabajar con MEA y luego con DEA, pero en la última década MDEA, DGA y mezclas de aminas (Polasek & Bullin, *Selecting amines for sweetening units*, 1994) han ganado interés debido a que es posible la reducción de consumo energético de la planta (Spears M. L., Hagan, Bullin, & Michalik, 1996)

1. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL

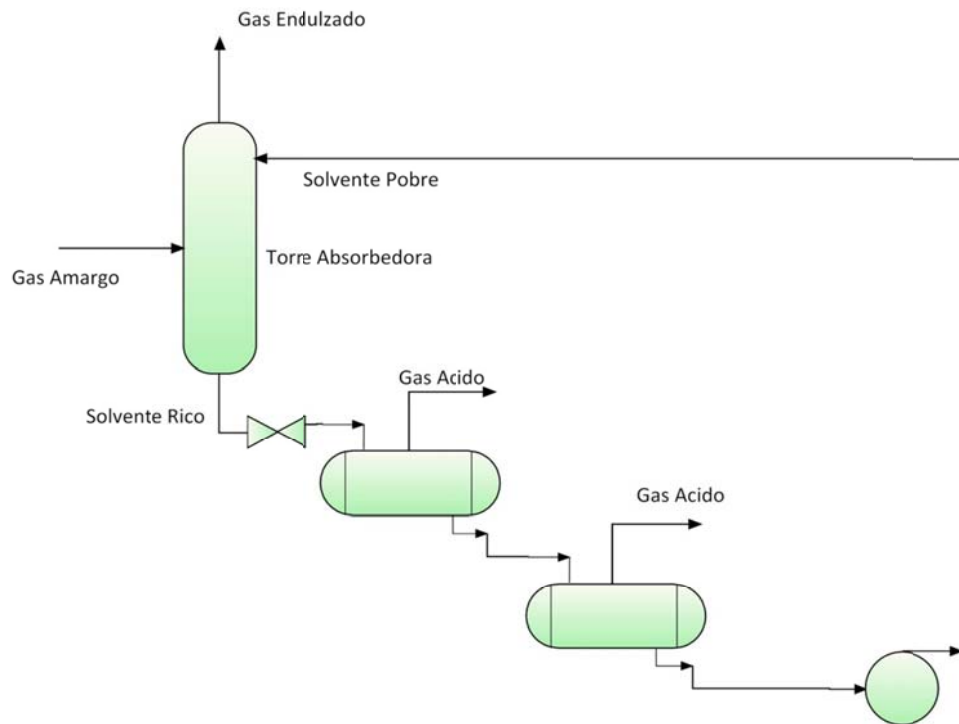
Los gases ácidos y otros compuestos como los mercaptanos se separan del gas por medio de diferentes procesos según sea gas natural, gas combustible, gas de síntesis o gas de refinería(residuo) porque cada proceso es adecuado según las condiciones de operación, la carga acida del gas, el precio comercial de ese gas a tratar, ya que puede ser un residuo del proceso y es solo un tratamiento para cumplir las normas ambientales, también depende si ese gas contiene hidrocarburos o que tan selectiva quiere que se haga esa remoción.

Para el endulzamiento de gas natural han surgido diferentes procesos los cuales se pueden dividir en:

1.1 PROCESO CON SOLVENTE FISICO

El proceso con solvente físico se basa en la solubilidad del gas y no produce reacción química entre los contaminantes y el solvente, es comúnmente encontrado en aplicaciones para endulzamiento de gas de síntesis, su selección dependen de la presión parcial del CO₂ en la corriente de gas ya que trabajan a altas presiones (Burr & Lyddon, 2008) mayores de 500 psia además depende de la temperatura, bajas temperaturas aumentan la solubilidad, sin embargo la temperatura no es un factor que influya tanto como la presión. Entre sus desventajas se encuentra el arrastre de hidrocarburos C₃+ (Stewart & Arnold, 2011) el cual disminuye con el contenido de agua (Nassar, Bullin, & Lyddon, 2006).

Entre las ventajas del solvente físico se encuentran que no es corrosivo, la adición de calor es poca o nula para despojar el gas absorbido. Entre los solventes más usados encontramos selexol, rectisol, purisol, sulfinol, carbonato de propileno (Flúor solvent process).



La descripción del proceso es la siguiente, entra gas amargo con contenido de CO_2 y H_2S a la torre absorbadora a las condiciones adecuadas de presión y temperatura dependiendo del solvente que estamos trabajando, el gas ácido se disuelve en el solvente y sale por el fondo de la torre absorbadora mientras que el gas endulzado sale por el tope, luego el solvente rico en gas ácido se le disminuye la presión por medio de la válvula, al bajar presión entre al separador donde la diferencia de presiones el gas ácido escapa a la fase gaseosa se colocan dos separadores en serie para aumentar la capacidad de remoción del gas ácido, por último se bombea el solvente libre de gas ácido a la torre absorbadora.

1.2 PROCESO CON SOLVENTE QUIMICO

1.2.1 PROPIEDADES FISICAS DEL LAS AMINAS MAS COMUNES

Podemos observar que la amina con mayor calor de vaporización es la metiletanolamina(MEA) y que la amina con el menor calor de vaporización es la MDEA

PROPIEDADES FISICAS DE LAS ALCANOAMINAS						
PROPIEDAD	MEA	DEA	TEA	MDEA	DIPA	DGA
Peso Molecular	61,09	105,14	149,19	119,17	133,19	105,14
Gravedad Especifica 20/20°C	1,0179	1,0919	1,1258	1,0418	0,989	1,055
	----	(30/20°C)	----	----	(45/20°C)	----
Punto de Ebullición						
760 mmHg	171	Descomp.	360	247,2	248,7	221
50 mmHg	100	187	244	164	167	----
10 mmHg	69	150	208	128	133	----
Presión de Vapor mmHg a 20°C	0,36	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Punto de Congelación °C	10,5	28	21,2	-21	42	-9,5
Solubilidad en agua %P a 20°C	Completa	96,4	Completa	Completa	87	Completa
Viscosidad absoluta cps a 20 °C	24,1	380(30 °C)	1,013	101	198(45°C)	26(24°C)
Calor de vaporización Btu/lb a 1 atm	355	288 (23mmHg, 168,5°C)	230	223	184,5	219,1
Costo Aproximado \$/Lb	0,59	0,6	0,61	1,4	----	0,93

Tabla 1. Extraída de (Kohl & Nielsen, 1997) página 49.

1.2.2 CONCENTRACIONES COMUNES DE AMINAS

AMINA	CONCENTRACION %PP
MEA	12-32
DEA (Para Tratamiento de Gas natural)	25-30
DGA	40-60
MDEA	35-55
MDEA/DEA	40/10

Tabla 2. (Kohl & Nielsen, 1997) página 56

1.2.3 PROCESO CON ALCANOAMINA

El proceso con solvente químico, involucra reacciones químicas entre el solvente (Amina) y el gas amargo (CO_2 , H_2S) las cuales son reversibles con la adición de calor, las aminas pueden ser primarias, secundarias o terciarias dependiendo del número de grupos orgánicos que tenga, su reactividad es inversa a la cantidad de grupos funcionales que contenga es decir las aminas primarias son más fuertes que las secundarias y que las terciarias (Stewart & Arnold, 2011). La elección de una u otra o mezcla de ellas depende de la composición del gas a la entrada, concentración final de los contaminantes, presión y volumen de gas a tratar, en comparación con los solventes físicos, los solventes químicos son más adecuados cuando la composición de hidrocarburos C_3+ es alta, la presión parcial de CO_2 en la corriente de alimentación es baja y el objetivo de remoción de CO_2 es llegar a ppm de gas ácido (Lidal, 1992), sus desventajas son el consumo energético para la regeneración de la amina, problemas de corrosión y la carga acida permitida en el gas que entra a la planta.

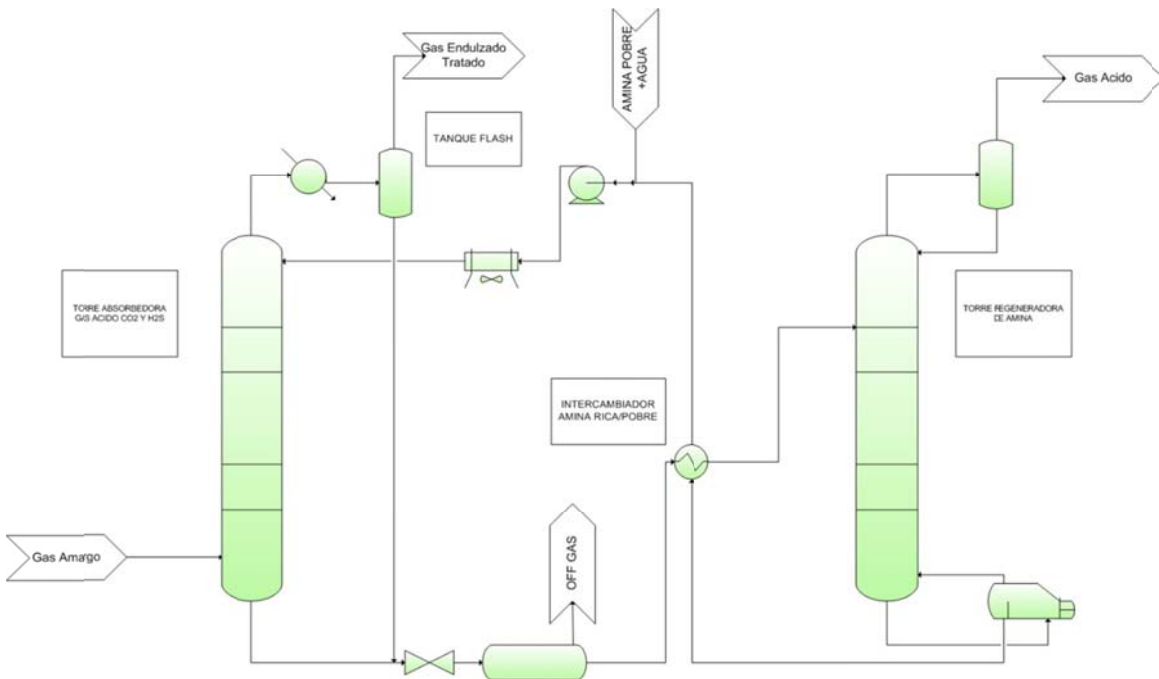


Figura. 2. Proceso estándar con alcanoamina.

Las principales aminas en el endulzamiento de gas son Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA), y Metildietanolamina (MDEA) (Kohl & Nielsen, 1997) Diisopropanolamina (DIPA), β' -hidroxi-amino etil eter (Lidal, 1992), las mezclas de aminas también han generado interés en los últimos años (Polasek & Bullin, Selecting amines for sweetening units, 1994) debido a que se ha demostrado en estudios que pueden potenciar la absorción de CO_2 , MDEA ha mostrado potenciar la absorción de CO_2 al mezclarla con bajas cantidades de amina primaria o secundaria (Polasek, Iglesias-Silva, & Bullin, Using Mixed amine solutions for gas sweetening, 1992) .

El proceso de absorción de CO_2 y H_2S con alcano aminas se muestra en la figura 2, en este proceso el gas amargo entra a la torre de absorción para hacer contacto con la amina pobre que viene del regenerador, por el fondo de la torre es retirada la amina rica en gas amargo para luego combinarse con la amina que viene de un tanque flash que tiene la función de recuperar la amina que el gas dulce se llevó por arrastre junto con algunas trazas de hidrocarburos, a esta mezcla se le disminuye la presión antes de entrar a un tanque flash donde se le es retirado los hidrocarburos más volátiles esta mezcla es usualmente enviada a quemar al sistema de alivio y tea o en alguna modificación del proceso se propone enviarla a un segundo tanque flash, después ingresa a el intercambiador amina rica/pobre donde se aprovecha el calor para realizar un precalentamiento de la amina rica antes de entrar a la torre regeneradora, ya en la torre regeneradora se separa el gas ácido de la amina el calor necesario para regenerarla depende de la naturaleza del solvente y de otros factores anteriormente mencionados como la carga ácida inicial, volumen de amina rica, especificación de concentración de CO_2 en la amina. La amina pobre que sale de la torre regeneradora después de pasar por el intercambiador amina rica/pobre ingresa a un enfriador para controlar la temperatura a antes de ingresar a la torre absorbidora porque a pesar de que la temperatura incrementa la solubilidad en el solvente, temperaturas más altas fomentan la corrosión, por otro lado debido a que es un sistema abierto, existen pérdidas de amina en el sistema que deben ser repuestas con la bomba dosificadora de amina. A continuación una

descripción de los solventes químicos más usados y que han generado interés en los últimos años.

1.2.3.1 MEA (MONOETANOLAMINA)

Fue el primer solvente usado para aplicaciones de tratamiento de gas natural y gas de síntesis, debido a su naturaleza es altamente reactiva por su grado de alcalinidad con CO_2 - H_2S , el uso de MEA puede remover CO_2 y H_2S hasta especificaciones para flujo de gas en tubería o especificaciones para pretratamiento para el ingreso a plantas de GNL (Beggs, 1984). La reacción se vuelve reversible con la adición de calor, la temperatura y presión de regeneración están cerca a los 245°F y 10 psig, por otro lado la presión de vapor de la Monoetanolamina es alta lo que produce altas pérdidas por vaporización pero se puede atenuar el problema lavando el gas de entrada. Entre sus desventajas se encuentra la reacción con COS y CS_2 la cual produce sales que no pueden ser regeneradas a temperaturas normales, también a temperaturas más altas que 118°C se produce oxazolidona-2 que consume MEA, estas reacciones producen pérdidas de solvente (Kohl & Nielsen, 1997), (Stewart & Arnold, 2011). Otra desventaja que se asocia con el uso de MEA es la corrosión que genera en el sistema cuando la amina se usa en concentraciones más altas de entre 15-20% y carga acida alta, a estas concentraciones y una temperatura de 120°C el ph esta entre 12 y 13 (Maddox, 1982) , sin embargo se han desarrollado inhibidores de corrosión por parte de empresas como Dow chemical company que permiten usar concentraciones de amina de hasta el 30% lo que permite el ingreso de cargas más acidas en la corriente de gas (Kohl & Nielsen, 1997).

1.2.3.2 DEA (DIETANOLAMINA)

La DEA es una amina secundaria usada en aplicaciones de tratamiento de gas natural es menos alcalina y por lo tanto menos reactiva que la MEA, con DEA también se logra llegar a especificaciones para transporte en gasoducto y para pretratamiento en plantas de GNL, se prefiere en presencia de COS o CS_2 debido a que aunque también reaccionan con la amina producen compuestos que son regenerables y son menos corrosivos (Stewart &

Arnold, 2011) (Kohl & Nielsen, 1997), por lo tanto las pérdidas de solvente son menores, también la presión de vapor es menor que la de la MEA y se sufre menos por pérdidas por vaporización (Maddox, 1982) además la hace adecuada para trabajar a presiones de operación bajas, entre las desventajas encontramos por un lado que la regeneración de soluciones contaminadas puede requerir destilación al vacío, así mismo la DEA no se considera una buena opción para cargas ácidas altas debido a que la DEA reacciona con el CO_2 irreversiblemente (Kohl & Nielsen, 1997), la carga ácida se encuentra alrededor de entre 0,35 a 0,65 moles de gas ácido por mol de DEA (Stewart & Arnold, 2011) por otro lado la DEA también produce problemas de corrosión al sistema sin embargo en menor medida que el con el uso de MEA, las concentraciones en las que se usa la DEA están entre 25 y 30% en peso (Kohl & Nielsen, 1997).

1.2.3.3 TEA (TRIETANOLAMINA)

Es una amina terciaria fue la primera en ser comercialmente adoptada para el endulzamiento pero ha sido desplazada por otras aminas debido a su baja reactividad lo que significa una baja remoción de gases ácidos para el cumplimiento de las especificaciones para transporte en gasoductos y en pretratamiento de planta de GNL (Kohl & Nielsen, 1997).

1.2.3.4 MDEA (METILDIETANOLAMINA)

Se trata de la amina terciaria más usada (Lidal, 1992) en aplicaciones de remoción de H_2S en presencia de CO_2 (Stewart & Arnold, 2011) (Mokhatab, Poe, & Mak, 2015) (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003), debido a su selectividad con el H_2S , esto es porque la MDEA no reacciona con el gas ácido para formar carbamatos si no que reacciona de manera lenta para formar bicarbonatos, las concentraciones de MDEA rondan los valores entre 35-50% (Mokhatab, Poe, & Mak, 2015) (Bahadori, 2014) y máximo hasta el 60% (Kohl & Nielsen, 1997) para aplicaciones a bajas presiones y alta selectividad la concentración puede estar entre el 20-35%, La corriente de gas tiene valores de carga ácida entre 0.7-0.8 moles de gas ácido por mol de MDEA (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003), entre sus ventajas se

encuentran la baja corrosividad, baja presión de vapor, resistencia a la degradación estabilidad a la degradación. Por otro lado la remoción de CO₂ también es promovida con el uso de MDEA debido a que la solubilidad del gas en la amina aumenta cuando se usan terciarias por lo que en los últimos años MDEA junto con mezclas de solventes han ganado popularidad debido a su bajo requerimiento energético para la regeneración (Mokhatab, Poe, & Mak, 2015) (Bahadori, 2014), su principal desventaja es la velocidad de la reacción con CO₂ (Kohl & Nielsen, 1997)

1.2.3.5 DIPA (DIISOPROPANOLAMINA)

Es una amina secundaria usada en mezcla en el proceso ADIP y Sulfinol, es muy usada en el procesamiento de gas en Europa y Asia (Mokhatab, Poe, & Mak, 2015) para la remoción de H₂S, CO₂ y COS (Kohl & Nielsen, 1997), entre sus características encontramos su selectividad con el H₂S la cual aumenta con bajas presiones y disminuye a altas permitiendo la remoción de CO₂ (Stewart & Arnold, 2011) (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003), bajos requerimientos de calor para la regeneración y no son corrosivas (Kohl & Nielsen, 1997) (Stewart M. I., 2014) (Maddox, 1982).

1.2.3.6 DGA (DIGLICOLAMINA)

Es una amina primaria que puede remover H₂S, CO₂, COS y mercaptanos de corrientes líquidas y gaseosas (Bahadori, 2014) además en mezcla con 15% MEA, 80% Trietilenglicol y 5% agua es posible lograr una deshidratación del gas en una sola etapa además de endulzar sin embargo se ha dejado de lado por los altos impactos de la corrosión en los equipos. En los últimos años se ha venido trabajando una solución con etanol 60% en agua a este proceso que utiliza esta solución se le conoce como el proceso econoamina flúor (Jones & Pujadó, 2006), aunque el proceso es similar al usado con MEA existen diferencias en; la concentración de la amina los valores se encuentran entre 50-70% lo que origina también tasas de flujo de amina bajas por último el calor del rehervidor es menor, origina baja corrosión lo que permite una carga ácida más alta en comparación con el uso de MEA, DGA tiene selectividad con el CO₂ (Bahadori, 2014) y con este proceso es posible

reducir los contaminantes a menos de 3 ppm y 200 ppm para el CO₂ (Jones & Pujadó, 2006).

1.2.3.7 MEZCLAS DE AMINAS Y PROCESOS FORMULADOS

Las alcanoaminas son usadas en conjunto con otras aminas, u otros solventes para conformar las llamadas mezclas de aminas o solventes formulados, Han ganado interés en los últimos años debido a que prometen reducción en tamaño de equipos y menos consumo de energía, la mayoría de las formulaciones y mezclas están asociadas con MDEA (Bahadori, 2014). Las mezclas de aminas de MDEA con DEA o MEA son usadas para mejorar la remoción de CO₂, la proporción de las aminas en la mezcla comúnmente es del 20% para la amina secundaria y pueden formar mezclas de hasta el 55% en peso sin problemas graves de corrosión (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003), La segunda amina que conforma la mezcla con MDEA es una amina primaria o secundaria, Las mezclas con MDEA incrementan la remoción de CO₂ como por ejemplo la mezcla de MDEA con MEA para lograr alta remoción de CO₂ y H₂S (Lidal, 1992), , estas mezclas además de ofrecer ahorro energético y mayor remoción de CO₂ permiten determinar qué tan selectivo sea el proceso al ajustando a las proporciones de las aminas en la mezcla (Kohl & Nielsen, 1997). No solo en solución acuosa son usadas las alcano aminas como se ve en el caso del proceso sulfinol donde se mezcla DIPA, Sulfolane y agua el cual ha sido probado para remover Sulfuro de carbonilo (COS) (Lidal, 1992) (Beggs, 1984).

Procesos como el sulfinol el cual es una mezcla de DIPA, Sulfolane, y agua el cual puede lograr concentraciones de CO₂ hasta de 50 ppm. La mezcla entre metanol con MEA o DEA es usada en el proceso amisol también el IFPEXOL es un proceso de dos etapas donde utiliza el alcohol metílico el cual promete deshidratación junto con endulzamiento (Lidal, 1992).

1.2.4 PROCESO CON BICARBONATO DE POTASIO

El solvente químico en este caso es carbonato acido de potasio KHCO₃, este proceso se usa para despojar el gas de H₂S pero necesita presencia de CO₂ para recuperar el solvente,

trabaja bien a presiones parciales de CO_2 entre 30-90 psi (Stewart & Arnold, 2011), sin embargo existe una modificación al proceso que permite despojar de CO_2 , H_2S y mercaptanos a especificaciones de hasta una parte por millón para el H_2S y menos de 50 partes por millón para CO_2 , lo que lo hace un proceso viable para el pre tratamiento del gas natural para plantas de LNG, este proceso es conocido como Proceso Benfiel Hipure con sistema lowheat y fue descrito por Benson y Parrish en 1974 (Kohl & Nielsen, 1997)

El proceso Benfield Hipure es un proceso que combina el proceso modificado con carbonato con el proceso convencional endulzamiento con alcanolaminas. El proceso también adiciona el sistema lowheat que con la ayuda de eyectores disminuye el requerimiento de calor en la torre regeneradora de carbonato al bajar la presión parcial del gas ácido y aumentar la temperatura.

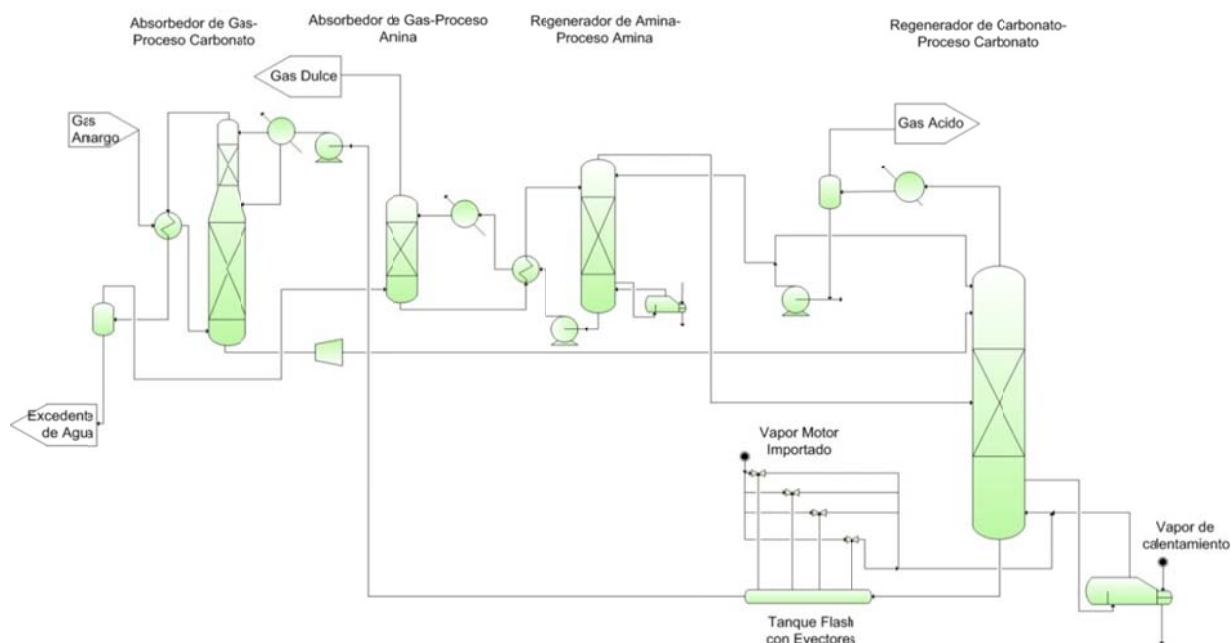


Figura. 3 Proceso Benfield Hi pure-Combinado con Alcanolaminas, Extraída de (Kohl & Nielsen, 1997) página 338

1.3 SELECCIÓN DE AMINAS Y ALTERNATIVAS DE REMOCION DE CO_2 .

Hemos visto la gran cantidad de procesos encaminados a la remoción de gases ácidos, la selección del proceso es compleja y depende de análisis de desempeño y económicos

(Kohl & Nielsen, 1997), en este caso el proceso ya está seleccionado debido a que las mejoras y el mantenimiento ya se realizaron en la planta, por lo que se debe buscar mejorar el proceso actual, con un cambio de solvente o alguna pequeña modificación al proceso.

En el caso de los procesos con solvente químico, la selección del solvente adecuado obedece a la presión y la temperatura, su composición, la pureza del gas endulzado y si se quiere remover simultáneamente H_2S y CO_2 (Kohl & Nielsen, 1997).

1.4 MEJORAMIENTO DE PLANTAS DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL

Para mejorar un proceso de endulzamiento estándar es posible realizar modificaciones a la configuración del proceso, cambiar radicalmente la tecnología o se pueden combinar procesos, como por ejemplo en el proceso carbonate el cual combina el proceso de amina estándar con el propio carbonate. En el caso de la remoción con solvente químico, específicamente alcanolaminas, al proceso estándar se le han sugerido muchas modificaciones con el objetivo de reducir energía consumida y costos por equipo, entre ellas está el lavado con agua a la salida de la torre absorbadora para reducir las pérdidas por arrastre de amina, otra es la división de la corriente de salida de la torre regeneradora en dos partes, una parte que sale de la mitad de la torre regeneradora es enviada también a la zona central de la torre absorbadora y la parte que sale del fondo de la regeneradora es enviada al tope de la absorbadora, con esta modificación se consigue disminuir el requerimiento de vapor, la desventaja es que son necesarios equipos adicionales y la torre regeneradora debe ser más alta, una forma más simple de este proceso es la división del flujo de amina pobre entre el tope y el medio de la torre absorbadora con lo que se consigue que sea más económico y un menor diámetro del tope de la absorbadora respecto al fondo, esta modificación al proceso es especialmente útil cuando la carga ácida es alta, el contacto en contracorriente es propuesta para alcanzar altas eficiencia de remoción (Kohl & Nielsen, 1997). Otras mejoras al proceso pueden ser la adición de equipos como precontactores para aumentar la capacidad de la

planta, entradas múltiples en la absorbidora para aumentar la selectividad por el H₂S, unidades divisora de flujo y regeneración por cambio de presión (Lyddon & Nguyen, 1999). Por otro lado se puede mejorar el proceso con el cambio del solvente por una mezcla.

El mejoramiento de plantas de endulzamiento se puede lograr con el cambio de solvente, como se logró en la planta Union pacific Resources Bryan, la cual trabaja con DEA y se le cambio a una mezcla de DEA/MDEA logrando mayor pureza en el gas, la mejor concentración o la razón entre concentraciones de aminas dependen de la presión del absorbidora, el cambio del solvente puede realizarse parando la unidad o agregarlo con la unidad en funcionamiento, en esta planta surgió el problema porque la carga acida iba aumentando con el tiempo lo que significaba mayores caudales de amina, para solucionarlo podían aumentar el tamaño de los equipos, o podían agregar MDEA a la DEA para aumentar la remoción de CO₂. El estudio lo realizaron con el software de simulación de procesos especializado en unidades de endulzamiento PROMAX con TSWEET, el modelo termodinámico usado fue Ishii-Otto para las torres absorbidora y regeneradora, presiones de vapor de H₂S y CO₂ se calcularon con el modelo NRTL, iniciaron con una mezcla de 65% agua, 25% DEA, 10% MDEA y se le fue agregando MDEA hasta llegar al 15%, basados en los resultados del simulador decidieron realizar el cambio ya que la concentración de CO₂ llegaba a valores más bajos que la especificación. (Spears M. L., Hagan, Bullin, & Michalik, 1996).

1.5 CONDICIONES DEL GAS TRATADO

Según la resolución CREG 071 de 1999 donde se establece el reglamento único de transporte (RUT), para el transporte en tubería la especificación del contenido de CO₂ es 2% en volumen. Para plantas de GNL donde se realizan operaciones de recuperación de hidrocarburos a temperaturas criogénicas el CO₂ se debe reducir a concentración de 20-50 ppm y para el H₂S 2ppm (Gulf Publishing Company, 2000) (Stewart & Arnold, 2011), según la composición del gas posteriormente a la planta de endulzamiento se le debe realizar un tratamiento de deshidratación que no trataremos en este trabajo.

2. SIMULACIONES

A continuación se detallan los valores de entrada y resultados obtenidos de las simulaciones:

2.1 DIAGRAMA DE FLUJO

Se va a simular una unidad de endulzamiento estándar como se ve en la figura 4.

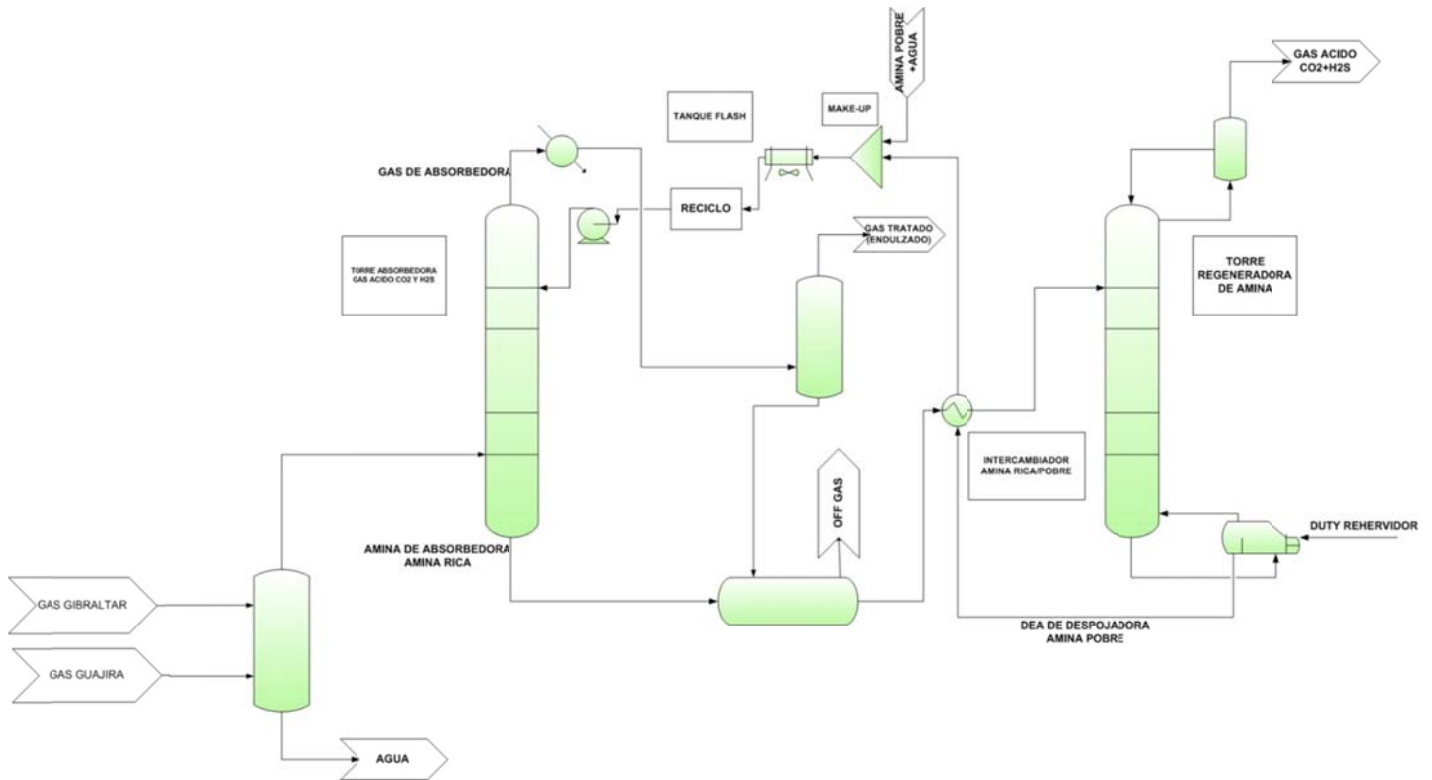


Figura. 4 Proceso actual, Configuración dentro del simulador.

2.2 VALORES DE ENTRADA PARA LAS SIMULACIONES A REALIZAR

Los valores de entrada a los equipos y de las corrientes del proceso se especificarán para la concentración de DEA al 30% y van a ser iguales, en dado caso que se cambie el valor de una especificación se mostrara en su apartado y las razones por las que se realizó la modificación, los valores especificados están señalados con un *.

2.3 UNIDAD DE ENDULZAMIENTO DEA 30%

La unidad de endulzamiento actual se simuló como un proceso estándar para simplificar el problema ya que se quiere evaluar la amina y su capacidad de remoción de CO₂ y H₂S. A continuación los valores de entrada al simulador:

2.3.1 PAQUETE TERMODINAMICO

El paquete termodinámico, en este caso el que vamos a utilizar es basado en el electrolítico NRTL SRK, todas las reacciones químicas ya se encuentran dentro del paquete termodinámico y no necesitan ser definidas. Por otro lado para el caso especial de la mezcla de amina MDEA/DEA se utilizara el paquete electrolítico desarrollado por Kent and Eisenberg (1976) (Lunsford & Bullin, 1996).

2.3.2 PARA LA TORRE ABSORBEDORA

Los siguientes datos son los valores de ingreso al simulador son extraídos del manual de operaciones de la planta que estamos trabajando.

VALORES DE ENTRADA PARA TORRE ABSORBEDORA	
Numero de etapas	20*
Presión Fondo Torre	709.7 psia*
Presión Tope Torre	704.7 psia*
Diámetro hidráulico	96 in*
Espacio entre platos	2 ft*
Altura del plato	2 in*
Factor de inundación	0.8*
Razón etapas Reales/ideales (Eficiencia de la torre)	1*

2.3.3 CONDICIONES DEL GAS AMARGO-ALIMENTO TORRE ABSORBEDORA

Entran 60 MMSCFD de gas amargo a la torre absorbedora con una temperatura de 120°F y una presión de 709.7 psia, el contenido de CO₂ global es del 2.54% (25414 ppm), en las siguientes tablas se muestra la composición de cada gas que se va tratar:

GAS GUAJIRA (30 MMSCFD)

Compuesto	Formula	% PV
RSH	Mercaptanos	0,000
H2S	Sulfuro de Hidrogeno	0,000
C6	Hexano	0,018
C3H8	Propano	0,0540
IC4	i-Butano	0,025
NC4	n-Butano	0,009
IC5	i-Pentano	0,008
NC5	n-Pentano	0,001
CH4	Metano	97,999
CO2	Dióxido de Carbono	0,242
C2H6	Etano	0,2490
O2	Oxigeno	0,000
N2	Nitrógeno	1,395
	Total	100

GAS GIBRALTAR (30 MMSCFD)

Compuesto	Formula	% PV
RSH	Mercaptanos	0,000
H2S	Sulfuro de Hidrogeno	0,142
C6	Hexano	0,116
C3H8	Propano	1,820
IC4	i-Butano	0,390
NC4	n-Butano	0,374
IC5	i-Pentano	0,139
NC5	n-Pentano	0,082
CH4	Metano	88,166
CO2	Dióxido de Carbono	1,776
C2H6	Etano	5,795
O2	Oxigeno	0,656
N2	Nitrógeno	0,544
	Total	100

2.3.4 AMINA POBRE

La amina pobre entra al absorbedor a una temperatura de 130°F ya que es una regla empírica que la temperatura sea 10 grados mayor que la del gas de entrada para evitar evaporación excesiva de amina. (Kohl & Nielsen, 1997), la presión de entrada de la amina pobre es 719.5 psia cercana a la presión del tope de la torre 704.7 psia.

Compuesto	Formula	% PP
DEA	Dietanolamina	30*
H2O	Agua	70*
	Total	100

2.3.5 INTERCAMBIADOR-CIMA DE LA ABSORBEDORA

El gas del tope de la torre es enfriado desde 130 a 100 °F para recuperar arrastre de amina.

Corriente	Temperatura
Gas de absorbedora	130°F
Gas de intercambiador cima absorbedora	100°F*
Agua industrial F	86°F*
Agua industrial C	110°F*
Caída de presión lado tubos	70 psi*
Caída de presión lado carcasa	35 psi*

2.3.6 TANQUE FLASH-RECUPERADOR DE ARRASTRE DE AMINA Y AGUA EN LA T. ABSORBEDORA.

Este tanque trabaja a las condiciones de salida del intercambiador de la cima de la absorbedora permite recuperar el 52% del agua de la corriente de entrada.

2.3.7 TANQUE FLASH-RECUPERADOR DE METANO-FONDO DE ABSORBEDORA

El gas viene a la presión del fondo de la absorbedora. Dentro del tanque se da una caída de presión de 604.5* psia a lo que queda en los 90 psia de presión de operación, con esta reducción de presión se logra una evaporación flash del metano y otros hidrocarburos arrastrados por la amina. Por el fondo del tanque fluye la amina rica hacia el intercambiador de amina rica/pobre.

2.3.8 INTERCAMBIADOR AMINA RICA/POBRE

El intercambiador tiene como función realizar un precalentamiento antes ingresar a la torre regeneradora, a este intercambiador es necesario definirle la temperatura lado tubos por donde fluye la amina rica hacia la T. regeneradora, la temperatura lado carcasa

por donde ingresa la amina pobre la cual es la temperatura a la que trabaja el rehervidor, la caída de presión en lado tubos y lado carcasa

Corriente	T. Entrada	T. Salida	Caída de Presión
Amina Rica (L. Tubos)	134.8°F	180°F*	5 psi*
Amina Pobre (L. Carcasa)	243.5 °F	199.9°F	5 psi*

2.3.9 TORRE REGENERADORA

Los siguientes datos son los valores de ingreso al simulador son extraídos del manual de operaciones de la planta además son congruentes con la literatura.

VALORES DE ENTRADA PARA TORRE REGENERADORA	
Numero de etapas	22*
Presión Fondo Torre	24.7 psia*
Presión Tope Torre	19.7 psia*
Temperatura de Amina a Despojadora	180 °F*
Temperatura Rehervidor	243.5 °F
Razón de reflujo Condensador	3*
Ovhd Vap Rate	3 MMSCFD*

2.3.10 MAKEUP- AGUA Y DEA

Debido a que el sistema es abierto, existen perdidas de solvente y agua, las cuales deben ser repuestas, el software tiene un bloque que realiza esta función definiendo el porcentaje al que queremos mantener la concentración de amina en este caso 30%* en peso.

2.3.11 AEROENFRIADOR ENTRADA AMINA POBRE

VALORES DE ENTRADA PARA AEROENFRIADOR	
Temperatura Amina de Makeup	203 °F
Temperatura Amina hacia reciclo	130 °F*
Caída de presión	5 psia*

2.3.12 BOMBA HACIA ABSORBEDORA

VALORES DE ENTRADA PARA BOMBA HACIA ABSORBEDORA	
Presión Amina hacia bomba Abs	14.7 psia
Presión Salida	719.5 psia *
Eficiencia	65%*

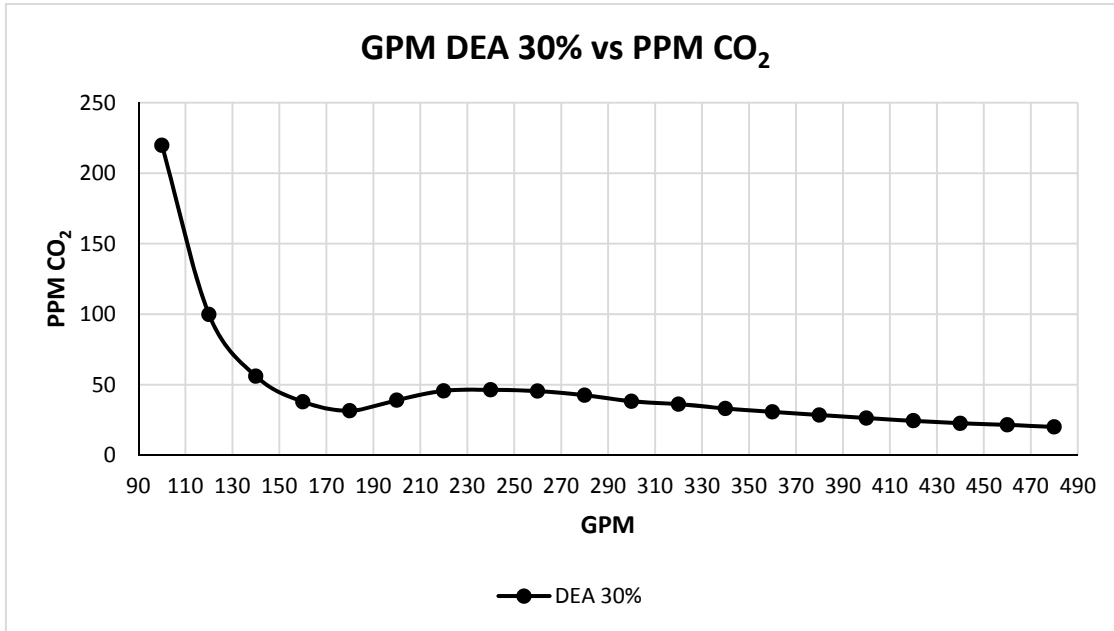
2.3.13 COMPOSICION GAS ENDULZADO SALIDA

Para 146 gpm de DEA 30%

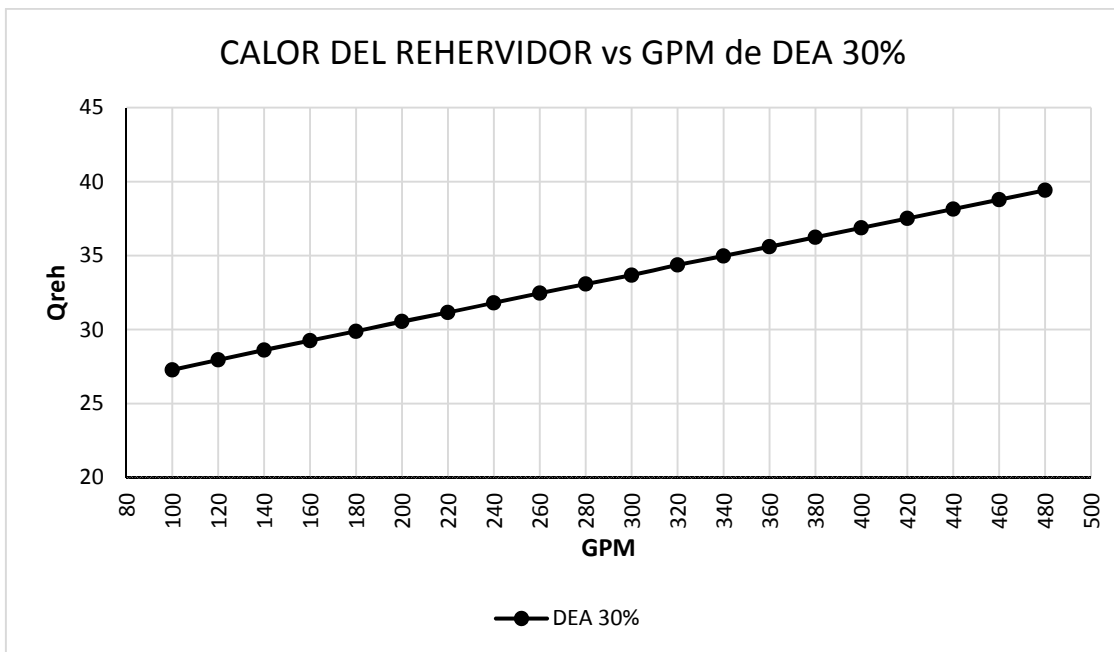
COMPUESTO	PPM
H ₂ S	0,01138813
DEAmine	0,63331079
H ₂ O	6531,55688
n-Hexane	3340,40531
Propane	24139,2115
i-Butane	7048,5014
n-Butane	6504,68114
i-Pentane	3089,81939
n-Pentane	1743,28197
Methane	872414,715
CO ₂	50,1507656
Ethane	53084,7623
Oxygen	6132,2017
Nitrogen	15870,4509

Se realizó un análisis de 20 escenarios variando el caudal de amina pobre para buscar la especificación de 50 ppm de CO₂, de ahí se encontró que entre 146-147 galones por min de DEA al 30% se logra la especificación CO₂.

2.3.14 RESULTADOS



Al aumentar el caudal se esperaba que aumentara el calor en el rehervidor, para 145 gpm se necesitan 28.8 MMBTU/H para regenerar la amina.



2.4 PROCESO CON MEA

A pesar de que el proceso con MEA está siendo desplazado por problemas de corrosión, pérdidas de solvente, y su alto consumo de energía siguen realizándose diseños con este solvente ya que los inhibidores de corrosión permiten concentraciones de MEA de hasta el 32% lo que permite tratar gases con carga acida más alta o permitir mayores flujos, por otro lado, el lavado con agua en el tope de la torre regeneradora puede reducir las pérdidas de solvente.

2.4.1 VALORES DE ENTRADA

Composición Amina Pobre

Compuesto	Formula	% PP
MEA	Monoetanolamina	15*
H2O	Agua	85*
	Total	100

15% es la concentración común máxima usada para evitar problemas severos de corrosión.

2.4.2 PARA LA TORRE ABSORBEDORA:

VALORES DE ENTRADA PARA TORRE ABSORBEDORA	
Numero de etapas	20*
Presión Fondo Torre	709.7 psia*
Presión Tope Torre	704.7 psia*
Diámetro hidráulico	96 in*
Espacio entre platos	2 ft*
Altura del plato	2 in*
Factor de inundación	0.8*
Razón etapas Reales/ideales (Eficiencia de la torre)	1*

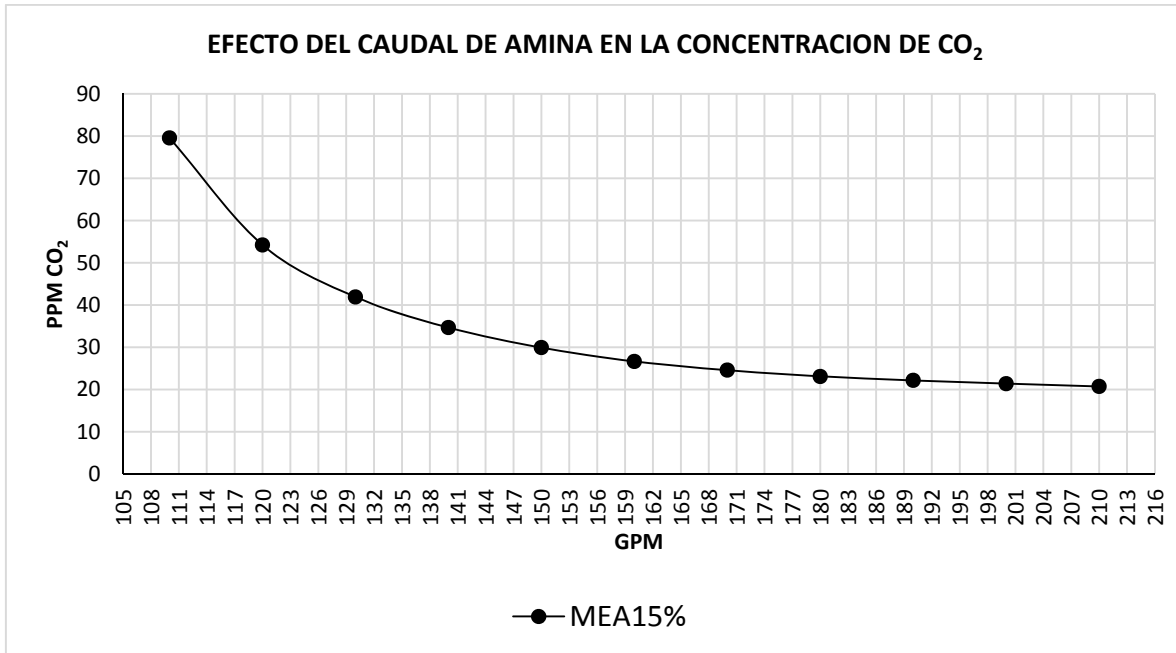
2.4.3 PARA LA TORRE REGENERADORA:

Para temperaturas más grandes que 180 grados F se da un problema en el intercambiador amina rica/pobre debido a un bajo Ft, ya que a en esas condiciones la cantidad de MEA pobre no tiene la energía suficiente para alcanzar esa temperatura, por lo que se decide bajar 20 grados la temperatura de entrada a la torre.

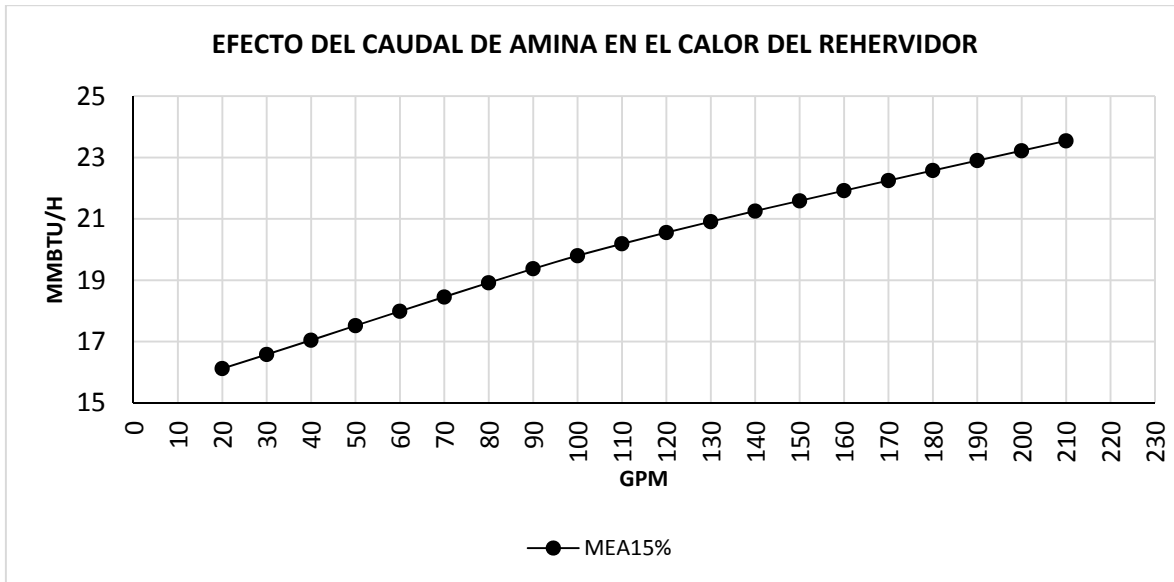
VALORES DE ENTRADA PARA TORRE REGENERADORA	
Numero de etapas	22*
Presión Fondo Torre	24.7 psia*
Presión Tope Torre	19.7 psia*
Temperatura de Amina a Despojadora	180 °F*
Temperatura Rehervidor	242.4 °F (a 100 GPM)
Razón de reflujo Condensador	3*
Ovhd Vap Rate	3 MMSCFD*

2.4.4 RESULTADOS

Para esta concentración de amina se encuentra que con un flujo de amina de 123 gpm se logra llevar la concentración de CO₂ a la especificación requerida.



El calor del rehervidor que corresponde a 123 gpm es de 20 MMBTU/h



2.5 PROCESO CON MDEA-DEA

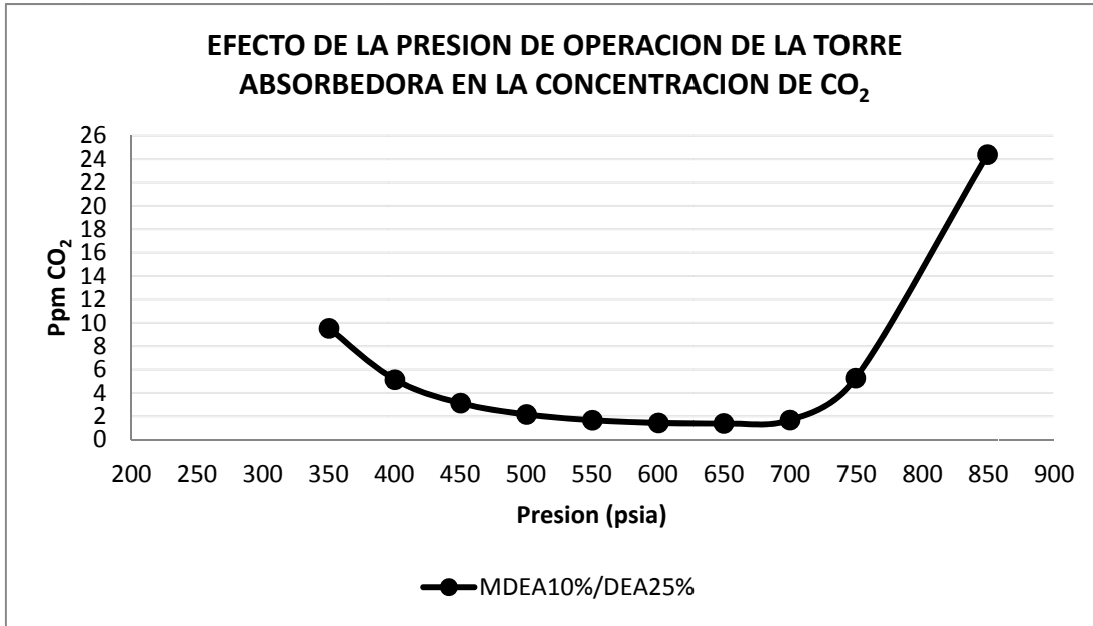
Las mezclas de amina como se ha dicho han generado interés por su capacidad para remover CO₂ a con bajo requerimiento de energía.

2.5.1 COMPOSICIÓN AMINA POBRE

Se escoge una composición de MDEA inicial dejando el 25% de DEA inicial y va agregando hasta obtener las especificaciones deseadas. (Spears M. L., Hagan, Bullin, & Michalik, 1996)

Compuesto	Formula	% PP
DEA	Dietanolamina	25*
MDEA	Metildietanolamina	10*
H2O	Agua	65*
	Total	100

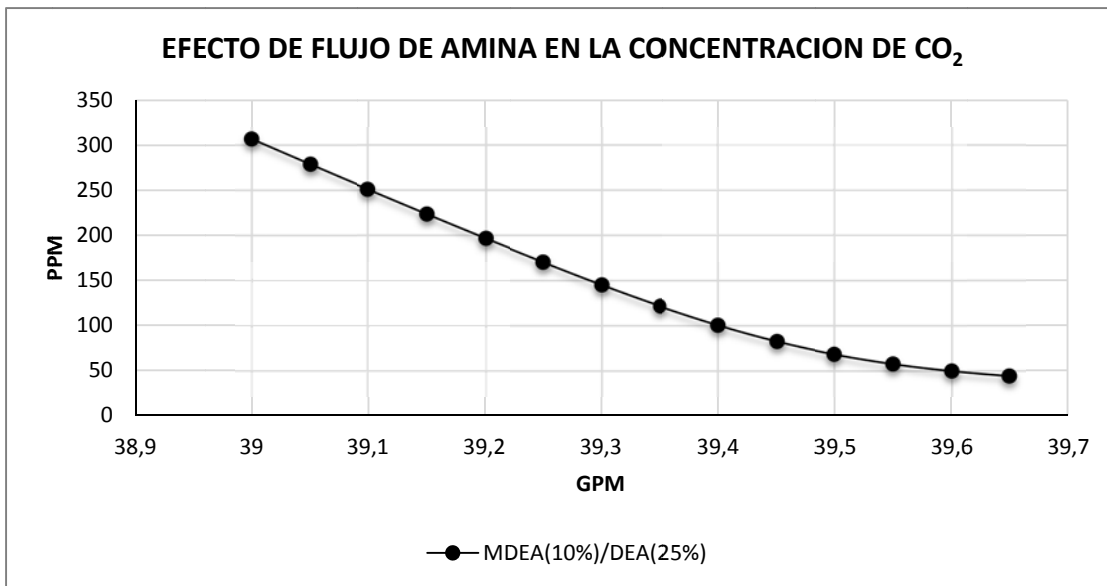
En el caso de la mezcla MDEA/DEA no se tenían referencias de presión en la absorbidora así que se probó a diferentes presiones y observar el comportamiento de la concentración de CO₂ en la corriente de gas tratado.



Se encontró que para 650 psia se daba la mejor absorción de CO₂ así que se escogió esa presión de operación.

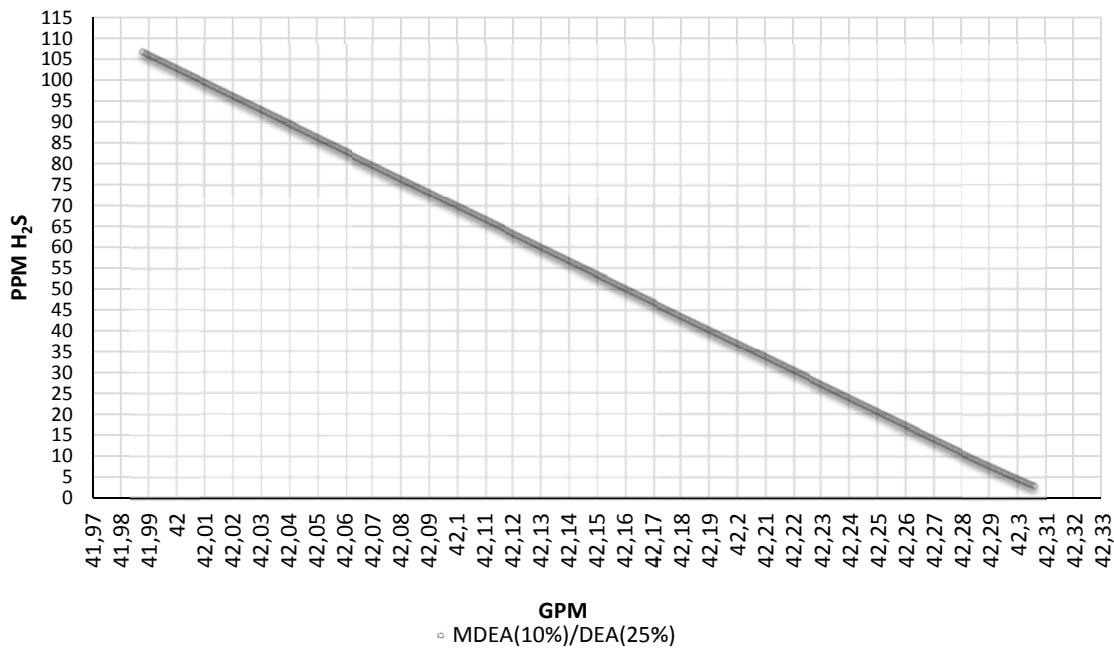
2.5.2 RESULTADOS:

Para alcanzar 50 ppm de CO₂ se necesitan 39.6 GPM de mezcla de MDEA/DEA



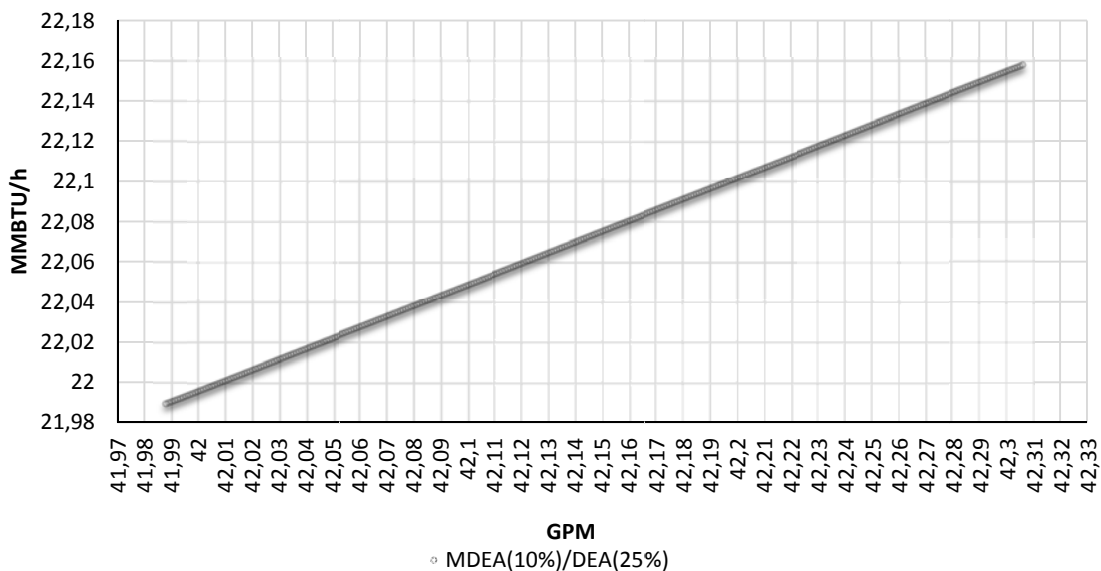
Para alcanzar 2ppm de H₂S son necesarios 42.31 gpm de amina:

EFFECTO CAUDAL DE AMINA EN LA CONCETRACION DE H₂S DEL GAS TRATADO



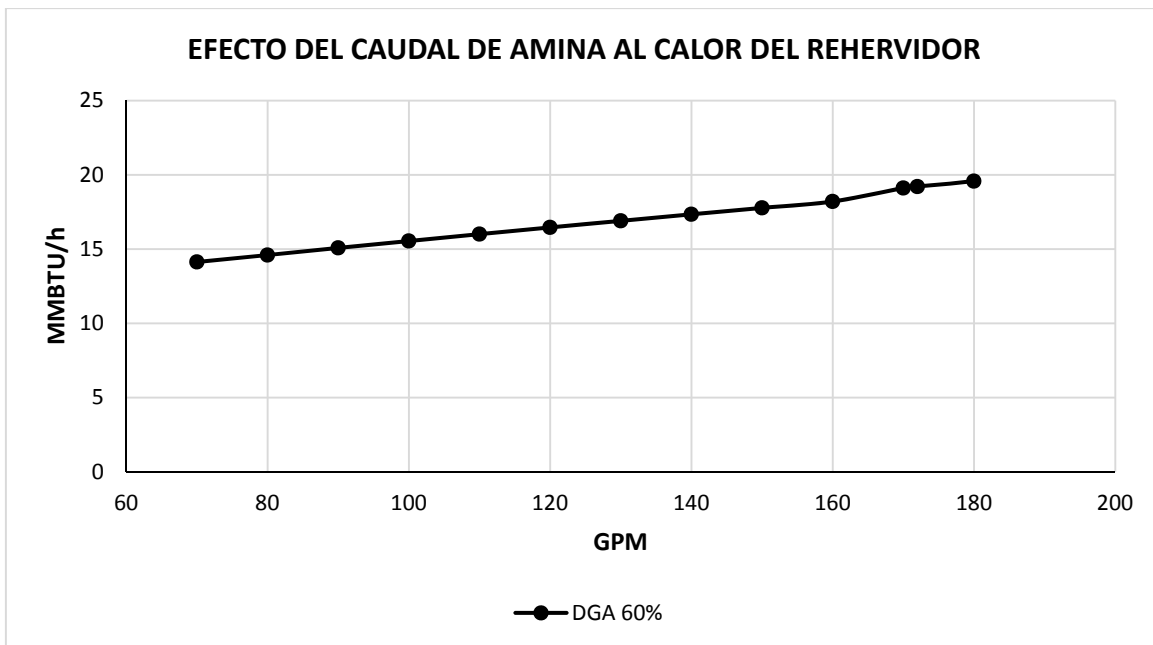
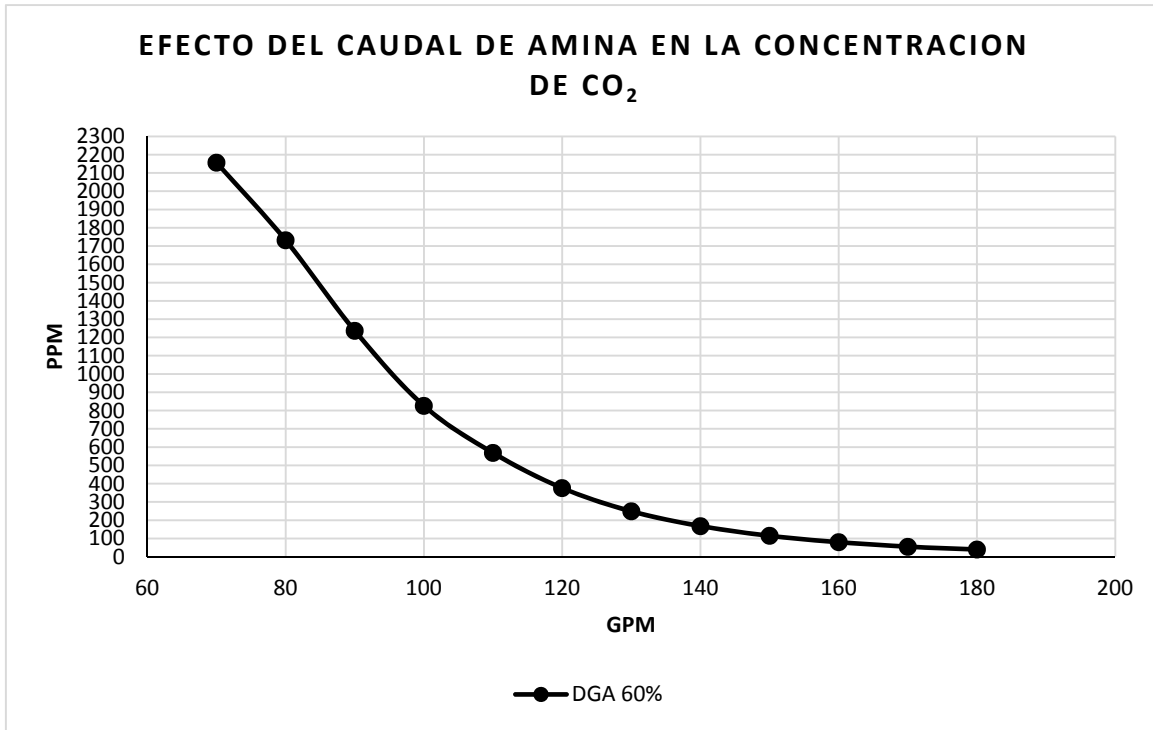
Para regenerar la mezcla de amina se requieren 22.16 MMBTU/h:

EFFECTO DEL CAUDAL DE AMINA SOBRE EL CALOR DEL REHEVIDOR



2.6 PROCESO CON DGA

El proceso con amina ha mostrado ser efectivo, con un menos consumo energético (Kohl & Nielsen, 1997)



3. ANALISIS DE RESULTADOS

ALTERNATIVAS	AMINA	GPM	CONCENTRACION DE H ₂ S (PPM)	Mol H ₂ S/ Mol Amina	CONCENTRACION DE CO ₂ (PPM)	Mol CO ₂ / Mol Amina	CALOR DE REGENERACION (MMBTU/h)
CASO ACTUAL	DEA 30%	146	0.002	0.0216	48.6	0.3098	25
ALTERNATIVA 1	MEA 15%	121	0.4952	0.0312	49.5	0.4640	28.17
ALTERNATIVA 2	DGA 60%	173	0.029	0.009	48.48	0.1310	19.3
ALTERNATIVA 3	MDEA 50%	550	1.70	0.0041	2146	0,0464	31.81
ALTERNATIVA 4	MDEA (10%)/DEA (25%)	42.31	2	0,0307	9	0,3711	22.16

Tabla 3. Resultados de las Simulaciones

En la tabla 3 podemos observar los resultados obtenidos, para la caso actual con DEA al 30% se encuentra que con 146 gpm se logra la especificación de CO₂ y H₂S, para regenerar la amina se necesitan 25 MMBTU/h. La alternativa 1 con MEA al 15% consigue llegar a la especificación con 25 gpm menos que el caso actual sin embargo el calor requerido es 3,17 MMBTU/h mayor como se esperaba debido a que el calor de vaporización de la MEA es más alto. Para la alternativa número 2 con DGA al 60% que es la máxima concentración en la que se puede trabajar encontramos que con 173 gpm se logra la especificación de CO₂ y H₂S, esto es 27 gpm mas, por otro lado compensa el hecho de que solo son necesarios 19,3 MMBTU/h un 22,8% menos que el caso actual. Para la alternativa 3 no se consiguió la especificación de CO₂ si no la de H₂S con 550 gpm de MDEA, la selectividad por el H₂S ya ha sido reportada, también el calor requerido para la regeneración fue un 27,2% mayor que el caso actual debido a que debe regenerar más amina. Para la alternativa número 4 en el caso del CO₂ la especificación es alcanzada a los

39.6 gpm sin embargo a ese caudal la concentración de H₂S es 761 ppm, lo que muestra que a estas condiciones se da selectividad por el CO₂, el flujo debe elevarse hasta los 42,31 para alcanzar ambas especificaciones, por otro lado se observa que a la misma concentración de DEA, pero aumentando la de MDEA se da una disminución en el flujo de amina y el calor del rehervidor, al aumentar la concentración de MDEA se le quita concentración en la mezcla al agua, es decir la MDEA además de promover la reacción de CO₂ sirve como un disolvente de la DEA y en comparación el agua y la MDEA, la MDEA tiene un calor de vaporización menor (agua Calor Vaporización: 969 Btu/Lb) (Gieck & Gieck, 2000), por lo que el calor necesario disminuye, sin embargo la MDEA es una de las aminas más costosas y se debe minimizar su uso en la mezcla.

4. CONCLUSIONES

- El proceso del caso actual puede mejorar su desempeño al cambiar el solvente a la mezcla MDEA (10%)/DEA (25%), con una mejora en la concentración de CO_2 y H_2S y la reducción en un 11,4% de energía necesaria para la regeneración de la mezcla de amina, también que el proceso con MEA necesita mucho más energía para regenerar la amina debido a la baja concentración de la amina en el agua, además el proceso con DGA es la tercer mejor opción, haciendo un cálculo con los costos aproximados por libra de amina de la tabla 1, por encima encontramos el caso actual y la alternativa 4, la alternativa 3 no se calculó debido a que no cumplió la especificación, como se esperaba la MDEA(alternativa 3) es la mejor opción para remover H_2S .
- El proceso con MEA es el que tuvo peor desempeño por su alto calor de vaporización, sin embargo es una buena opción para remover H_2S en corrientes con bajo contenido de CO_2 además el proceso con MDEA no se recomienda para remover corrientes de gas con presiones parciales de CO_2 altas. En general se mejora la solubilidad de CO_2 a presiones de operación alta y baja temperatura, en el caso de la desorción se recomienda escoger presiones de operación bajas y altas temperaturas sin exceder la temperatura de ebullición de la amina, esta temperatura esta alrededor de 240-260 °F.
- En plantas ya construidas, al simular el proceso las condiciones de operación pueden variar según el tipo de gas que ingrese a la planta y la amina, el equilibrio dentro de la torre de absorción depende de variables como la temperatura, presión número de etapas, flujos, algunas condiciones ya estaban fijadas como el número de etapas y debido a esto en ocasiones la solución no convergía y fue necesario realizar un ajuste, las variables a mover son, la temperatura de entrada a la torre, la presión de operación, el volumen de gas y de amina que ingresa a la torre.

5. RECOMENDACIONES

- Se recomienda, estudiar el proceso con MEA al 32% para observar el grado de corrosión con los inhibidores y compararlo con el generado con otras aminas para estudiar el cambio a MEA ya que es la que tiene mayor absorción de CO₂, además conviene evaluar la planta de endulzamiento junto con la de deshidratación ya que habría un beneficio al cambiar el solvente a DGA debido a sus propiedades deshidratantes, con lo que se podría reducir el consumo de glicol aguas arriba del proceso y compensar el precio excedente.
- Se recomienda realizar pruebas en la planta para comparar los datos del simulador con los reales además de realizar un análisis de costos detallado con los precios reales y con los costos de las posibles modificaciones que se le deban realizar a la planta, con ello se refiere al cambio de alguna bomba para aumentar el flujo de amina, la adición de la bomba dosificadora de MDEA y el tanque de almacenamiento en el caso de la mezcla de aminas y otras pequeñas modificaciones ya que en este trabajo se partió con la idea de no realizar grandes modificaciones al proceso.

BIBLIOGRAFÍA

- Abdel-Aal, H. K., Aggour, M., & Fahim, M. A. (2003). *Petroleum gas field processing*. New York: Marcel Dekker.
- Bahadori, A. (2014). *Natural gas processing technology and engineering desing*. 225 Wyman Street, Waltham, MA 02451, USA: Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier.
- Beggs, H. D. (1984). *Gas production operations*. 4554 South Harvard Avenue Tulsa, Oklahoma 74135: OIL & GAS CONSULTANTS INTERNATIONAL INC.
- Bullin, J. A., Polasek, J. C., & Holmes, J. W. (1981). Optimization of new and existing amine gas sweetening plants using computer simulation. *Proceedings of the Sixtieth GPA Annual Convention*, 142-8.
- Burrr, B., & Lyddon, L. (2008). A COMPARISON OF PHYSICAL SOLVENTS FOR ACID GAS REMOVAL. *Bryan Research & Engineering, Inc.*
- El-Gendy, N. S. (2016). *Handbook of Refinery Desulfurization*. CRC Press.
- gieck, k., & gieck, R. (2000). *Manual de formulas tecnicas*. Germering, Germany: Alfaomega Grupo Editor.
- Gulf Publishing Company. (2000). *Chemistry of petrochemical processes*. P.O. Box 2608, Houston, Texas 77252-2608: Gulf Publishing Company.
- Jones, D. S., & Pujadó, P. P. (2006). *Handbook of petroleum processing*. P.O. Box 17, 3300 AA Dordrecht, The Netherlands.: Springer.
- Kohl, A., & Nielsen, R. (1997). *Gas Purification*. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- Lidal, H. (1992). Carbon dioxide removal in gas treating process. Trondheim: The university of Trondheim.
- Lunsford, K. M., & Bullin, J. A. (1996). Optimization of amine sweetening units. *Bryan Research & Engineering, Inc.*
- Lyddon, L., & Nguyen, H. (1999). Analysis of various flow schemes for sweetening with amines. *Proceedings of the Seventy-Eighth GPA Annual Convention.*, 177-184.
- Maddox, R. (1982). *Gas conditioning and processing, volume 4*. Norman, Oklahoma: Campbell Petroleum Series.

- Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2015). *Handbook of natural gas transmission and processing*. 225 Wyman Street, Waltham, MA 02451, USA: Gulf professional publishing in an imprint of elsevier.
- Nassar, V. L., Bullin, J. A., & Lyddon, L. G. (2006). Solubility of hydrocarbons in physical solvents. *Bryan Research & Engineering, Inc.*
- Peebles, M. W. (1980). *Evolution of the gas industry*. London and Basingstoke: THE MACMILLAN PRESS LTD.
- Polasek, J., & Bullin, J. A. (1994). Selecting amines for sweetening units. *BRE*.
- Polasek, J., Iglesias-Silva, G., & Bullin, J. (1992). Using Mixed amine solutions for gas sweetening. *BRE*.
- Spears, M. L., Hagan, K. M., Bullin, J. A., & Michalik, C. J. (1996). Converting to DEA/MDEA Mix Ups Sweetening. *Oil & Gas Journal*, 63-67.
- Spears, M. L., Hagan, K. M., Bullin, J. A., & Michalik, C. J. (1996). Converting to DEA/MDEA mix ups sweetening capacity. *Oil & Gas Journal*, 63-67.
- Stewart, M. I. (2014). *Surface Production Operations*. 225 Wyman Street, Waltham, MA 02451, USA: Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier.
- Stewart, M., & Arnold, K. (2011). *Gas Sweetening and Processing Field Manual 1st Edition*. ELSEVIER.