

Universidad de Matanzas

Sede: Camilo Cienfuegos

Facultad de Ciencias Técnicas

Departamento de Química e Ingeniería Química



**Determinación de las condiciones de operación de la T-01-304 que
garanticen la reducción de la pérdida de solvente**

Trabajo de diploma en opción del título:

Ingeniero Químico

Autor: Gustavo Morales Martínez.

Tutor(a): Ing. Leiby Montes de Oca Rodríguez, MSc.

Ing. Yamilé Martínez Ochoa, DrC.

Matanzas

2016

Pensamiento

“La ciencia apenas sirve más que para darnos una idea de la extensión de la ignorancia”

Lamennais

Nota de aceptación

Presidente del tribunal

Firma

Miembro del tribunal

Firma

Miembro del tribunal

Firma

Miembro del tribunal

Firma

Declaración de autoridad

Yo, Gustavo Morales Martínez, me declaro como único autor de este trabajo de diploma realizado en la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, como requisito parcial para optar por el título de Ingeniero Químico y autorizo que el mismo sea utilizado por la institución como material de consulta.

Firma

Dedicatoria

A mi madre por inspirarme siempre a seguir adelante en la vida.

A mi padre, que le hubiera gustado compartir mi alegría de ser un profesional.

A todos mis familiares que desearon que me graduara como ingeniero.

Agradecimientos

A Dios por guiarme hacia lo correcto.

A mis tutoras Leiby y Yamilé por brindarme su ayuda y su tiempo incondicionalmente.

A Mario Yll Lavín por brindarme su apoyo y amistad.

A todos los que de una forma u otra han apoyado a mi formación como futuro profesional y en la vida.

Muchas gracias.

Resumen

En el presente trabajo de diploma se realiza la evaluación de la torre de absorción de baja presión T-01-304, correspondiente a la refinería petrolera “Camilo Cienfuegos” con vistas a disminuir el arrastre de solvente por el tope de la torre y favorecer la correcta absorción del componente H_2S en la misma. Para la evaluación de la torre se utiliza la metodología propuesta por Treybal, que se basa en la determinación de la altura de empaque irrigado que se ajusta a los flujos de operación. Con el fin de estudiar la operación se obtiene un modelo de simulación de dicha torre. Para la simulación se utiliza el *software* CHEMCAD v.6, ampliamente difundido para el análisis operacional de procesos químicos en una gran variedad de industrias, especialmente en la rama petrolera. Se valida el modelo, comprobando que se alcanzan valores de errores adecuados con respecto a los datos de diseño, inferiores a un 10%. Luego se demuestra la influencia que tienen las variables flujo de amina alimentado, fracción de H_2S en dicha corriente y fracción de H_2S en los gases alimentados. Se analiza que una reducción del flujo de solvente alimentado hasta el mínimo permitido por el sistema de trasiego disminuye en 6,3 % el arrastre de solvente. Además si se modifica el sistema de trasiego es posible operar la torre con un flujo de solvente de 4500 kg/h en condiciones de diseño de la planta regeneradora de aminas, ahorrándose por este concepto 1008 CUC/año, con una reducción del 12,3 % de arrastre y 124 ppm de H_2S en la corriente de gas limpio.

Summary

Presently diploma work is carried out the evaluation of the tower absorber of low pressure T-01-304, corresponding to the oil refinery Camilo Cienfuegos with a view to diminishing the solvent haulage for the one column of the tower and to favor the correct absorption of the component H_2S in the same one. For the evaluation of the tower the methodology is used proposed by Treybal that is based on the determination of the height of irrigated packing that it is adjusted to the operation flows. With the purpose of studying the operation a model of simulation of this tower it is obtained. For the simulation the software CHEMCAD v.6 is used, broadly diffused for the operational analysis of chemical processes in a great variety of industries, especially in the oil branch. It has been worth the pattern, checking that values of appropriate errors are reached with regard to the design data, inferior to 10%. Then the influence is demonstrated that have the variable flow of fed amine, fraction of H_2S in this current and fraction of H_2S in the fed gases. It is analyzed that a reduction of the solvent flow fed until the minimum allowed by the tray system diminishes in 6,3% the solvent haulage. Also if he/she modifies the tray system it is possible to operate the tower with a flow of solvent of 4500 kg/h under conditions of design of the plant amine regenerator, being saved by this concept 1008 CUC/año, with a reduction of 12,3 % haulage and 124 ppm of H_2S in the current of clean gas.

Tabla de contenidos

Introducción	1
Capítulo 1: Revisión bibliográfica	4
1.1 Procesos de absorción gas-líquido en la industria. Generalidades	4
1.1.1 Bases de la absorción gas – líquido	4
1.2 Formas de contacto para la remoción del H ₂ S en las refinerías de petróleo	5
1.2.1. Equipos utilizados en los procesos de absorción gas líquido	5
1.2.2 Principales características y funcionamiento de las torres rellenas	8
1.2.2.1 Torres empacadas en la industria del petróleo	14
1.3 Procesos de absorción en la industria del petróleo	14
1.3.1 Presencia de sulfuro de hidrógeno (H ₂ S) en la refinación de petróleo	15
1.4 Solventes empleados para remover sulfuro de hidrógeno	17
1.4.1 Selectividad y selección del solvente para la remoción de H ₂ S	19
1.5 Aspectos básicos sobre simulación de procesos químicos	21
1.5.1 Softwares más usados en la simulación de procesos químicos	24
1.6 Conclusiones parciales del capítulo	27
Capítulo 2: Materiales y métodos	28
2.1 Descripción general de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos	28
2.1.1 Hidroafinación de diesel. Sección 300-1	28
2.2 Descripción del objeto de estudio. Torre absorbedora T-01-304	29
2.3 Metodología para la evaluación de la torre absorbedora	31
2.3.1 Determinación del flujo de solvente (MDEA)	31
2.3.2 Determinación de la configuración geométrica de la torre absorbedora	33
2.3.2.1 Cálculo del diámetro de la torre	33
2.3.3 Determinación de la altura del empaque irrigado de la torre	35
2.3.4 Determinación de los coeficientes de transferencia de masa	36
2.3.5 Determinación de la fase controlante del proceso	37

2.3.6 Caída de presión total en la torre	38
2.4 Metodologías para la obtención y validación del modelo de simulación para la evaluación de la torre absorbedora T-01-304	40
2.4.1 Obtención del modelo de simulación	40
2.4.2 Ejecución del modelo en el software CHEMCAD v.6	44
2.4.3 Validación del modelo de simulación	48
2.5 Análisis de la operación de la T-01-304	50
2.6 Conclusiones parciales del capítulo	54
Capítulo 3: Análisis de los resultados obtenidos	55
3.1 Resultados de la evaluación de la torre absorbedora T-01-304	55
3.2 Obtención y validación del modelo de simulación de la T-01-304 en CHEMCAD v.6	57
3.2.1 Validación del modelo de simulación	57
3.2.1.1 Ajuste del modelo simulado al caso base	57
3.3 Análisis de sensibilidad del modelo de simulación ajustado a los parámetros de diseño	59
3.4 Análisis operacional de la torre absorbedora T-01-304	61
3.4.1 Análisis de la operación	61
3.5 Conclusiones de los resultados obtenidos	67
Conclusiones	68
Recomendaciones	69
Bibliografía consultada	70
Anexos	74

Introducción

La forma de mantener una productividad eficiente en un mercado cada vez más competitivo y creciente, es el empleo de técnicas avanzadas y para ello el uso de la tecnología se hace imperante en la sociedad moderna. En la actualidad, el petróleo es la principal fuente de energía empleada, tanto en su estado natural, como la amplia gama de sus derivados, usados indistintamente para el transporte, en la generación de electricidad, en la producción de diversos artículos industriales, entre otros.

En los procesos de transformación del petróleo crudo en diferentes productos, se generan contaminantes de naturaleza química como son el dióxido de azufre, sulfuro de hidrógeno, monóxido de carbono, entre otros. De ellos, el sulfuro de hidrógeno es uno de los que más daño causa, debido a que es un gas altamente corrosivo, de olor característico, incoloro, ligeramente más pesado que el aire, inflamable, tóxico y con un límite de detección muy bajo.

Producto al creciente daño medioambiental las legislaciones internacionales exigen actualmente una concentración de 1500 ppm de CO₂ y 4 ppm de H₂S. Para evitar problemas medioambientales y de corrosión han surgido diversos métodos de remoción de gases ácidos. Según Medina, 2011, los mismos van desde los lechos sólidos como los sistemas de aminas regenerables, cuando se procesan altos volúmenes y contenidos de H₂S; hasta los secuestrantes líquidos, que se utilizan para alcanzar niveles muy bajos de H₂S en la corriente de gas. Muchos procesos de refinación generan subproductos gaseosos de alto valor energético que no pueden ser aprovechados debido a las emisiones generadas durante su combustión. Por ello muchas organizaciones gubernamentales y no gubernamentales se han dado a la tarea de identificarlos, para de este modo poder llevar a cabo soluciones para su mitigación.

La refinería “Camilo Cienfuegos”, ubicada en la provincia de Cienfuegos, puesta en marcha en 2007, se ha convertido en uno de los principales ejes productivos del país. En ese momento se reactivan 3 bloques de tecnología rusa, la Sección 100 correspondiente a: Destilación atmosférica, la Sección 400: Fraccionamiento de gases y Sección 200: Reformación catalítica. En aras de buscar mayor rendimiento, elevar la producción y calidad del diésel en el 2012 se pone en funcionamiento la Sección 300-1: Hidrofinación de diésel.

En dicha refinería existen procesos que generan gases cuyo contaminante principal es el sulfuro de hidrógeno, entre los que se destaca el Hidrotratamiento de Diésel (HTD), para el procesamiento de dichos gases se tratan en torres de absorción donde se usan disoluciones de aminas, tales como Metil-dietil-etanol-amina (MDEA). Este proceso de absorción del gas se realiza en un bloque de tres torres absorbedoras, la T-01-302 y la T-01-303 que trabajan a alta presión, seguida por la T-01-304 que opera a baja presión (0,5-0,7kgf/cm²). El proceso de absorción en la T-01-304, objeto de estudio, se hace más difícil por ser una torre que trabaja a baja presión lo que impide en ocasiones cumplir con las especificaciones requeridas. Actualmente la planta hidrofinadora de diésel trabaja al 56% de su capacidad, y este hecho hace que el flujo de gases a tratar disminuya y a su vez el contenido de sulfuro de hidrógeno en el mismo, por lo que bajo estas condiciones se logran alcanzar los parámetros de calidad del gas combustible.

Se ha detectado que en la torre T-01-304 existe arrastre de solvente MDEA en los gases que se obtienen a la salida (tope) de la misma y por ende un alto consumo de solvente para lograr la correcta absorción, lo cual trae consigo afectaciones económicas al proceso, debido a que la fuente de ingreso de este solvente es mediante la importación; además dicha torre opera con flujos para lo cual no está diseñada.

Para el estudio fue identificado el siguiente problema científico:

Problema científico:

¿Cuáles son las principales causas que provocan un arrastre de solvente MDEA por el tope de la torre absorbedora T-01-304 correspondiente a la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos?

Hipótesis:

Con el análisis de los parámetros de operación y la simulación de la torre absorbedora T-01-304 será posible corregir el arrastre de solvente MDEA económicamente desfavorable para el proceso.

Objetivo General:

Determinar las condiciones de operación de la T-01-304 que garanticen la reducción de la pérdida de solvente.

Objetivos específicos

1. Evaluar la torre de absorción de baja presión de la sección de hidrofinación de diésel T-01-304.
2. Obtener el modelo de simulación que represente la operación de la T-01-304.
3. Validar el modelo de simulación de la T-01-304.
4. Analizar el comportamiento operacional de la torre de absorción T-01-304.
5. Presentar propuestas para disminuir el arrastre de solvente en la corriente de tope de la T-01-304.

Capítulo 1: Revisión bibliográfica.

1.1 Procesos de absorción gas-líquido en la industria. Generalidades

1.1.1 Bases de la absorción gas – líquido

Distintos autores como Treybal (1999), McCabe (1991) y Geankoplis (1998) coinciden en definir la operación de absorción física como aquella en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, a fin de disolver uno o más componentes y obtener una disolución de estos en el líquido. Este término también se le asigna cuando en el contacto gas - líquido se produce una reacción química. Se dice además que cuando se transfirieren los componentes volátiles de una mezcla líquida a un gas, se está en presencia de la desorción.

Salazar (2012), considera que la absorción de gases es una operación en la cual una mezcla de gas se pone en contacto con un absorbente líquido, para disolver de manera selectiva uno o varios componentes del gas, para obtener una solución de éstos en el líquido. Los procesos de absorción química constituyen el método que más se utiliza industrialmente para la separación de H_2S de un flujo de gases, siendo una tecnología madura en el campo de la purificación de gas natural. La base de todos estos procesos es la relación de una base alcalina, normalmente aminas, en medio acuoso con un gas ácido. Muchos procesos industriales de absorción van acompañados de una reacción química el cual consigue aumentar la rapidez de transferencia de masa y de la capacidad del absorbente en la corriente del gas.

El transporte de masa por difusión consiste en el movimiento de un componente desde una región de alta concentración hacia otra de baja concentración, siendo la fuerza impulsora de dicho movimiento el gradiente de concentración en la dirección de la difusión. (Garcell, 2002).

En la figura 1.1 se esquematiza la difusión de las especies que se debe a la diferencia de concentraciones.

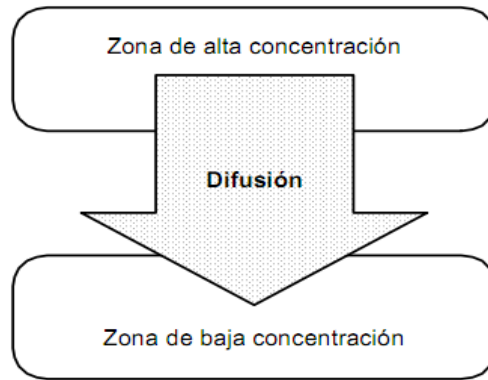


Figura 1.1. Difusión molecular por diferencia de concentraciones. Fuente: Garcell (2002).

1.2 Formas de contacto para la remoción del H₂S en las refinerías de petróleo

1.2.1. Equipos utilizados en los procesos de absorción gas líquido

El propósito del equipo que se utiliza en las operaciones gas-líquido es originar el contacto íntimo de los fluidos para permitir la difusión entre las fases de los constituyentes. La velocidad de transferencia depende directamente de la superficie interfacial expuesta entre las fases, y el grado de dispersión de un fluido en el otro. (Treybal, 1999)

Los equipos para el contacto gas-líquido se dividen en dos grandes grupos.

1. Basados en la dispersión del gas.

a) Tanques de agitación

Constituye el método más simple para dispersar el gas en una película de líquido. Constan de un cilindro vertical dentro del que se ingresan las dos fases. Inicialmente se tiene el líquido dentro de la columna y se descarga el gas por debajo de esta superficie a través de un tubo perforado, denominado burbujeador. Para aumentar la transferencia se usa un agitador mecánico que permite elevar el grado de dispersión de un fluido en el seno del otro. (Alvarado, 2013).

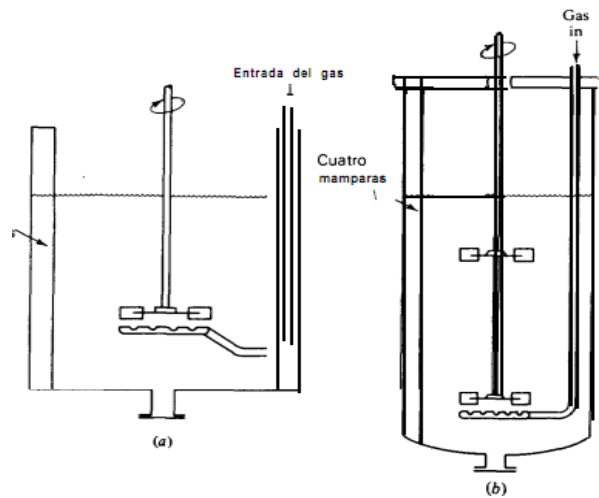


Figura 1.2 Absorbedores de turbina de gas. Fuente: Treybal (1999)

b) Torres de bandejas.

Son cilindros verticales en los que el líquido y el gas se ponen en contacto de forma escalonada. El líquido entra por la parte superior y fluye hacia abajo por acción de la gravedad, mientras que el gas pasa hacia arriba a través de las aberturas presentes en las bandejas, intercambiando materia de esta forma en cada plato.

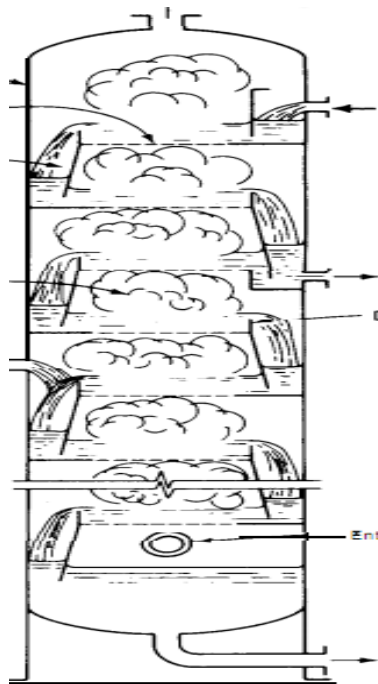


Figura 1.3 Torre de bandejas con casquete de burbujeo. Fuente Treybal (1999)

2. Basados en la dispersión del líquido

a) Lavadores de Venturi

Son análogos a los eyectores, el gas se introduce en el cuello de un Venturi por medio de una corriente líquida absorbente rociada dentro de la sección convergente del conducto. (McCabe, 1991).

b) Torres de relleno

Son torres verticales llenadas con empaques o dispositivos de gran superficie que posibiliten la adecuada difusión de los componentes y sobre todo deben ser de materiales químicamente resistentes y estables ante la presencia de estas sustancias de trabajo. Se usan para el contacto continuo entre el líquido y el gas a contracorriente. El líquido se distribuye desde arriba y se escurre hacia abajo, a través del lecho relleno, exponiendo así una gran superficie de contacto con el gas. Normalmente son utilizadas cuando se tratan sustancias muy corrosivas y propensas a formar espumas con facilidad. (Alvarado, 2013).

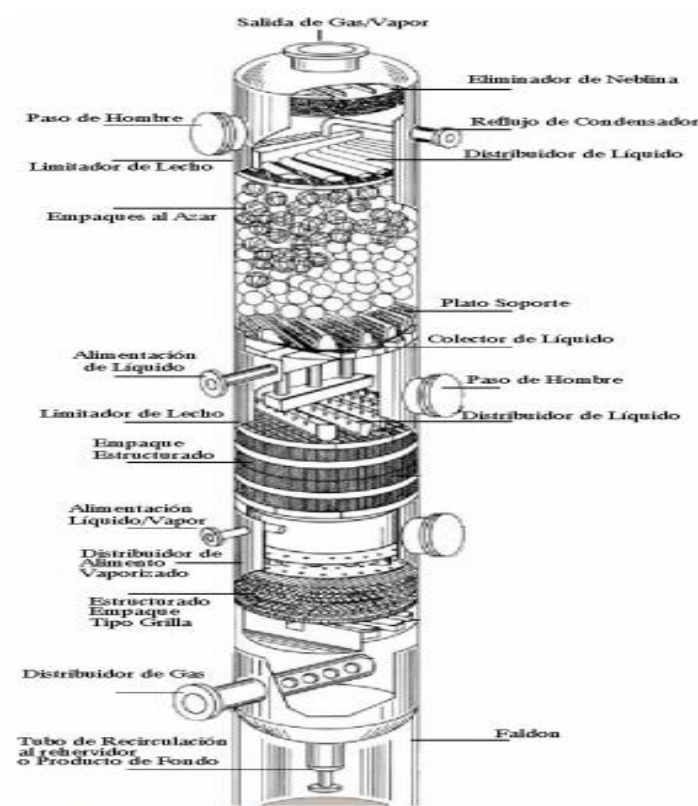


Figura 1.4. Esquema general de una torre rellena. Fuente De la Hoz (2003).

Dentro de estos dos grandes grupos existen otras formas de contacto pero son menos utilizadas en la industria del petróleo, por este motivo solo se han expuesto las más comunes en la industria química en general.

1.2.2 Principales características y funcionamiento de las torres rellenas

En Treybal (1999) se describen condiciones inaceptables que se pueden manifestar al operar torres empacadas, ellas son:

- Inundación y recargo

La caída de presión que sufre el gas en los empaques desordenados, es modificada por el flujo del gas y del líquido. Cuando ocurre este fenómeno se manifiestan condiciones de operación no apropiadas en la torre, citando la inundación y recargo. En la figura 1.5 se aprecian estos dos fenómenos.

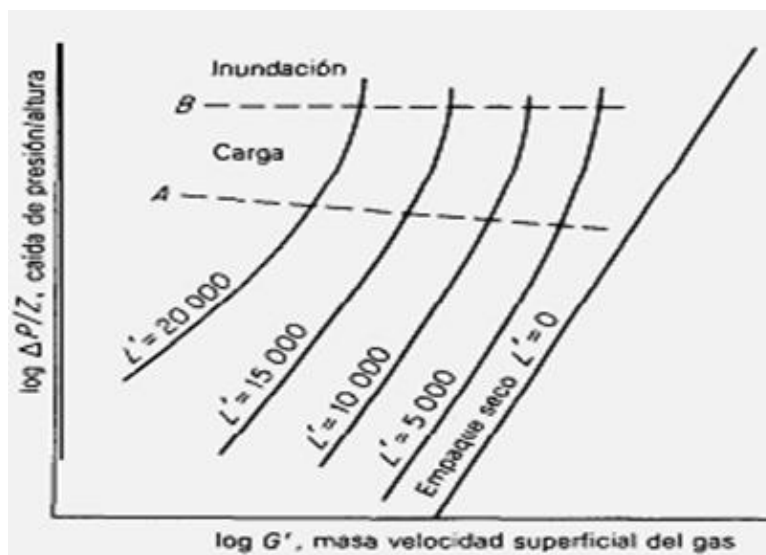


Figura 1.5. Caída de presión típica del gas para el flujo a contracorriente del líquido y el gas en empaques al azar. (Treybal, 1999)

La zona de recargo se aprecia en la región entre A-B, aquí la retención de líquido aumenta considerablemente con el flujo de gas, por lo que se reducen el flujo de gas y aumenta la caída de presión rápidamente.

Cuando el flujo del gas aumenta hasta la zona B a un flujo fijo del líquido, ocurre uno de los siguientes cambios:

1. Una capa del líquido, a través de la cual burbujea el gas, puede aparecer en la parte superior del empaque.
2. El líquido puede llenar la torre, empezando por el fondo o por cualquier restricción intermedia, como el soporte empacado, de tal forma que hay un cambio de gas disperso líquido continuo a líquido disperso gas continuo que se conoce como inmersión.
3. Las capas de espuma pueden elevarse rápidamente a través del empaque. Al mismo tiempo, el arrastre del líquido por el gas efluente aumenta con rapidez y la torre se inunda.

Las condiciones de inundación vienen asociadas a la disposición del empaque y si este se encuentra húmedo o seco. En la curva superior presente en el Anexo 1, se correlacionan para la mayoría de los empaques desordenados los datos sobre inundación. Especificaciones sobre los datos de inundación, se pueden obtener en catálogos o con los fabricantes de estos equipos.

- Retención de líquido

Se refiere al líquido paralizado en la torre bajo la forma de película que humedece el empaque y retenido como lagunas encerradas en los huecos existentes entre las partículas del empaque. Se encuentra que la retención total está conformada por la retención estática y la de operación o móvil.

La retención estática es el líquido retenido como lagunas en intersticios protegidos en el empaque, principalmente lagunas estancadas y que solo son reemplazadas lentamente por líquido fresco. Al detener los flujos la retención estática no se separa.

La retención móvil consta del líquido que se mueve continuamente a través del empaque y que es reemplazado continua, regular y rápidamente por nuevo líquido que fluye desde la parte superior. Al detener el flujo del gas y del líquido, la retención móvil se separa del empaque.

- Relación mínima de líquido-gas para torres de absorción

Treybal (1999), plantea que la cantidad del gas que se va a tratar, las concentraciones y la composición final en absorbedores, generalmente se fijan por las necesidades del proceso pero la cantidad de líquido que se va a utilizar es sujeto de elección.

El líquido mínimo que se puede utilizar es el que corresponde a la línea de operación DM, que tiene la pendiente mayor para cualquier línea que toque la curva en el equilibrio, y es tangente en P a la curva. En P, la fuerza motriz de difusión es cero, el tiempo de contacto requerido para el cambio de concentración deseado es infinito, por tanto, se obtiene una torre de altura infinita.

Según Gutiérrez, *et al.* (2007), el relleno puede ser cargado al azar en la torre o bien ser colocado ordenadamente a mano. Los rellenos al azar consisten en unidades de 1/4 a 3 in. En su dimensión mayor; los rellenos inferiores a 1 in se utilizan fundamentalmente en columnas de laboratorio o de planta piloto. Las unidades de relleno ordenado son de tamaños comprendidos entre 2 y 8 in.

Los principales requerimientos de un relleno son:

- Químicamente inerte frente a los fluidos de la torre.
- Resistente mecánicamente sin tener un peso excesivo.
- Pasos adecuados para ambas corrientes sin excesiva retención de líquido o caída de presión.
- Proporcionar un buen contacto entre el líquido y el gas.
- Costo razonable.

La mayoría de los rellenos de torre se construyen con materiales baratos, inertes y relativamente ligeros, tales como arcilla, porcelana o diferentes plásticos. A veces se utilizan anillos metálicos de pared delgada, de acero o aluminio.

Treybal (1999) plantea que los empaques al azar son aquellos que simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y que se dejan caer en forma aleatoria.

Misari y Orihuela (2011), subrayan que en la evolución de los empaques al azar se reconocen tres generaciones, aunque recientemente se ha sugerido el inicio de una cuarta:

1. La primera abarca los empaques de formas simples como los anillos Raschig y las monturas Berl, que dieron origen a los modernos empaques aleatorios.
2. La segunda generación comprende los empaques desarrollados desde finales de los años 50 hasta mediados los 70. Los anillos Pall y las monturas Intalox son los exponentes más notorios.
3. La tercera generación incluye una multitud de geometrías diferentes, muchas evolucionadas a partir de las formas simples originales.
4. Una cuarta generación se considera conformada por empaques con diseños geométricos pensados para promover patrones de flujo determinados, más que para ofrecer mayor área de contacto o una estructura más abierta, aunque en muchos casos estas características también se cumplen.

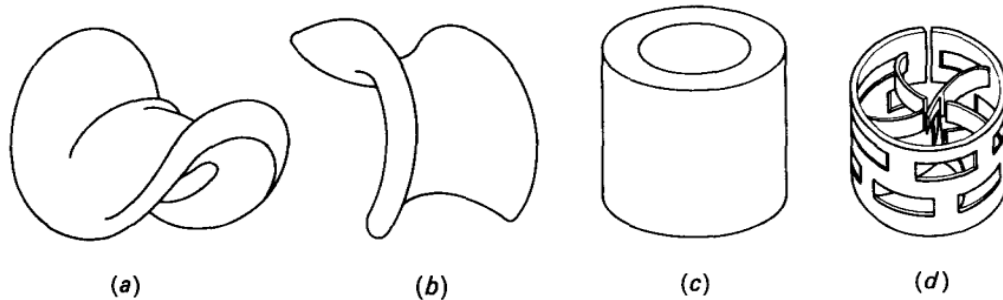


Figura 1.6. Cuerpos de rellenos típicos: (a) Monturas Berl, (b) monturas Intalox, (c) Anillo Raschig, (d) Anillo Pall.

En un empaque al azar es inevitable cierto grado de heterogeneidad en la densidad del lecho, lo cual afecta adversamente la posibilidad de conservar una adecuada distribución del líquido y, por lo tanto, la transferencia de masa apropiada. Por esta razón, durante años se han hecho intentos para desarrollar empaques con estructuras ordenadas. (Misari y Orihuela, 2011)

Por otra parte Treybal (1999), plantea que los empaques regulares ofrecen las ventajas de una menor caída de presión para el gas y un flujo mayor, generalmente a expensas de una instalación más costosa que la necesaria para los empaques aleatorios.

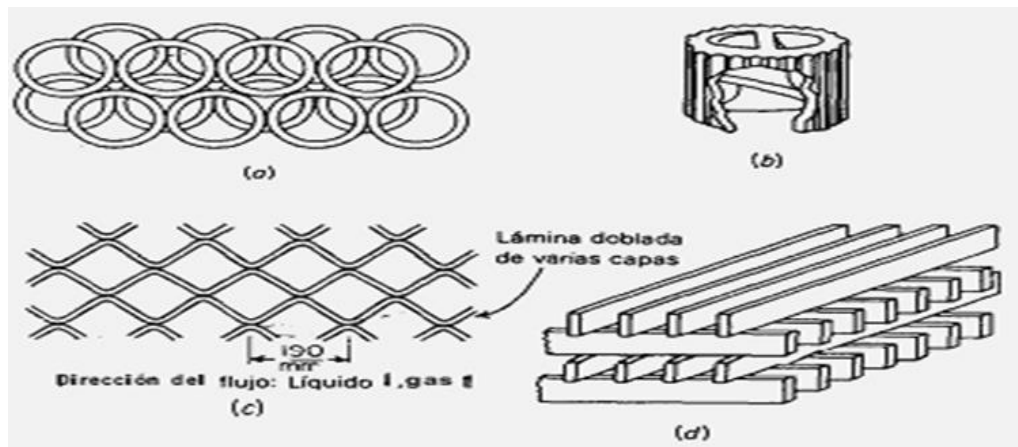


Figura 1.7. Empaques regulares propuestos por Treybal, 1999.

Según Misari y Orihuela (2011), los tamaños más pequeños son más caros que los mayores, pero por encima de 50 mm la eficiencia en la transferencia de materia disminuye considerablemente. El uso de partículas de relleno demasiado grandes puede causar una distribución pobre del líquido.

Tabla 1.1. Tamaño de empaques recomendados. (Misari y Orihuela, 2011)

Tamaño recomendado de empaque	
Diámetro de la columna (m)	Tamaño (mm)
< 0,3	< 25
0,3 - 0,9	25 - 39
> 0,9	50 - 75

- Cuerpo de la torre

Este puede ser de madera, metal, porcelana química, ladrillo a prueba de ácidos, vidrio, plástico, metal cubierto de plástico o vidrio, u otro material, según las condiciones de corrosión. Para facilitar su construcción y aumentar su resistencia, generalmente son circulares en la sección transversal. (Treybal, 1999)

- Eliminadores de arrastre

Treybal (1999) plantea que a velocidades elevadas, el gas que abandona la parte superior del empaque puede acarrear gotitas del líquido como una niebla. Ésta se puede eliminar mediante eliminadores de neblina, a través de los cuales debe pasar el gas; los eliminadores se instalan sobre la entrada del líquido. Una capa de malla (de alambre, teflón, polietileno u otro material), entretejida especialmente con espacios del 98-99%, aproximadamente de 100 mm de espesor, coleccionará prácticamente todas las partículas de neblina. Otros tipos de eliminadores incluyen ciclones y rearrreglos del tipo de persianas venecianas. Un metro de empaque al azar seco es muy efectivo.

- Distribuidores de líquido

El relleno, por sí solo, no conduce a una adecuada distribución del líquido de alimentación, las características de un distribuidor ideal son: distribución uniforme del líquido, resistencia a la oclusión y ensuciamiento, elevada flexibilidad de operación (máximo intervalo entre los caudales máximo y mínimo con los que puede operar), elevada área libre para el flujo de gas, adaptabilidad a la fabricación con numerosos materiales de construcción y construcción modular para una mayor flexibilidad de instalación. Los más ampliamente utilizados son los de orificios y los de tipo vertedero. (Henly y Seader, 2000)

Según Norton (2001), un distribuidor de líquido debe proporcionar:

- Distribución uniforme del líquido.
- Gran flexibilidad a la variación en los flujos.
- Baja caída de presión.
- Mínima altura para permitir mayor espacio para el lecho.

- Redistribuidores de líquido.

Son necesarios por cada 3 o 6 metros de relleno para recoger el líquido que baja por las paredes, o que ha coalescido en alguna zona de la columna, y redistribuirlo después para establecer un modelo uniforme de irrigación. (Henly y Seader, 2000)

En las torres empacadas con cierto tipo y tamaño de relleno y con un flujo conocido de líquido, existe un límite máximo para la velocidad del flujo de gas, llamado velocidad de inundación. La torre no puede operar con una velocidad de gas superior a ésta. Cuando esto ocurre se alcanza el punto de inundación y el líquido ya no puede seguir fluyendo a través del empaque y sale expulsado con el gas. En la operación real de una torre, la velocidad del gas se mantiene por debajo del punto de inundación. (Geankoplis, 1998).

1.2.2.1 Torres empacadas en la industria del petróleo

En la industria petrolera para la operación de absorción del H_2S de la corriente gaseosa, se utilizan las torres rellenas, ya que permiten el contacto continuo entre ambas fases, además ofrecen gran área superficial para la correcta difusión de los componentes, por lo que se logra de este modo un contacto íntimo entre las fases involucradas y por tanto la remoción del componente deseado de manera efectiva. (Zavaleta, 2007)

1.3 Procesos de absorción en la industria del petróleo

En este tipo de proceso hay que tener extremo cuidado con la temperatura de absorción, aseguran Morero y Campanella (2012), debido a que controla la competencia entre el equilibrio termodinámico y la absorción limitada cinéticamente. Para el caso particular del H_2S , un aumento en la temperatura generalmente aumenta en mayor medida los efectos cinéticos en relación con la disminución de la solubilidad. Sin embargo, luego de cierta temperatura la solubilidad domina los efectos cinéticos. La modificación de este parámetro influye no solo en la cantidad de H_2S y CO_2 que se absorbe sino también en las pérdidas de aminas ya que estas aumentarán a medida que aumente la temperatura de absorción.

Para el diseño y la operación del equipo de absorción, se aconseja por muchos años mantener una temperatura de aproximación de $10^\circ F$ ($5^\circ C$). Esta temperatura de aproximación se define como la diferencia de temperatura entre la corriente de gas ácido y la corriente de amina pobre. Esta regla de $5^\circ C$ se utiliza para evitar la condensación de hidrocarburos superiores en el absorbedor con las consiguientes pérdidas que esto produce, más la contaminación de la solución de aminas con hidrocarburos. Además, se conoce bien que en muchos casos disminuir la temperatura del absorbedor puede aumentar su eficiencia, especialmente para el caso de las

aminas primarias y secundarias. Incluso para la MDEA, siendo amina terciaria, es posible aumentar el rendimiento en la absorción de H_2S , cuya cinética es bastante rápida. (Morero y Campanella, 2012)

Según afirma, Erdmann (2012) en este proceso se produce la absorción del gas ácido en una solución acuosa de amina. La corriente de gas a endulzar y la corriente de amina se ponen en contacto en una torre absorbadora. En esta torre los componentes ácidos del gas reaccionan con la amina y forman un complejo que es soluble en la fase líquida. Para que la reacción se lleve a cabo se deben cumplir las siguientes condiciones: presión elevada y temperatura baja. Por el tope de esta torre se obtiene una corriente de gas dulce, y por el fondo se obtiene una corriente de amina rica en el componente a remover. A fines de minimizar costos de operación y de mitigar la contaminación al medio ambiente se regenera la corriente de solvente. Para ello se alimenta la corriente de amina rica a una torre de destilación donde se lleva cabo la desorción de los componentes ácidos. Las condiciones de esta torre son opuestas a las condiciones de la torre absorbadora. La corriente de amina pobre se enfría y presuriza para realimentarla a la torre absorbadora.

Es de vital importancia el costo de la operación de absorción en cuanto a solvente se trata. Abkhiz (2014), refiere que aproximadamente el 70% de los costos de operación de una planta de absorción de gases, excluyendo el gasto en obreros, viene dado por la energía requerida para la regeneración del solvente que se emplea en dicha operación.

1.3.1 Presencia de sulfuro de hidrógeno (H_2S) en la refinación de petróleo

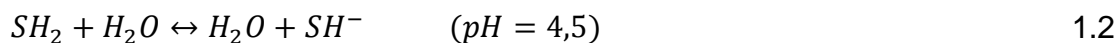
En algunas de las etapas del proceso de refinación del petróleo se genera H_2S que tiene que ser removido antes de expulsarlo a la atmósfera por lo que se hace necesario poner en práctica la operación de absorción. El sulfuro de hidrógeno es un gas tóxico, inflamable, incoloro, con olor característico y de sabor dulce. Este gas es más denso que el aire por lo que se acumula a nivel del suelo y arde con llama azul pálida. Se considera tan tóxico como el cianuro de hidrógeno (HCN), tanto que puede causar la muerte y ser percibido a bajas concentraciones. (Vásquez, 2013)

Tabla 1.2: Propiedades toxicológicas del H₂S. Fuente refinería estatal de Esmeraldas. República del Ecuador.

Concentración (ppm)	Tiempo de exposición (h)	Efectos
0,13		Umbral olfativo
10	8	Concentración tolerable máxima
5-100	1	<ul style="list-style-type: none"> • Intoxicación sub-aguda • Irritación de membrana mucosa • Irritación del tracto respiratorio con riesgo de edema pulmonar agudo • Ataque al centro nerviosos
500-700	2	<ul style="list-style-type: none"> • Intoxicación súper-aguda • Pérdida de la conciencia • Falla respiratoria
≥ 900	≤ 1	<ul style="list-style-type: none"> • Posible muerte

Además, Álvarez (2007) plantea que el H₂S es muy corrosivo, lo cual genera pérdidas económicas por este concepto para los sistemas del proceso. Además Muñecas (2005), asegura que provoca envenenamiento de los catalizadores en el proceso de refinación, por lo que se hace necesario eliminarlos en reactores de hidrosulfuración.

Durante el sistema de reacciones que se plantea a continuación se puede apreciar como el ácido clorhídrico (HCl), ataca al acero al carbono y genera una solución acuosa de cloruro ferroso e hidrógeno en su forma simple.



La temperatura a la cual se forma el cloruro de amonio (CINH_4) debe ser menor que la temperatura a la cual condensa el vapor de agua, para posibilitar su lavado y evitar que la sal se deposite sobre la pared del metal y genere corrosión bajo depósito. El H_2S juega un papel principal en la corrosión por HCl a temperaturas cercanas a 100°C . El FeCl_2 disuelto puede reaccionar con el H_2S , formando FeS y se libera HCl. El FeS que se obtiene confiere cierta protección al metal, por lo que el ataque del ácido se disminuirá. Sin embargo, a bajos valores de pH, la reacción se desplaza en sentido inverso y en el rango de pH entre 6,8 y 7,3 la película de FeS se desprende de la superficie. En ambos casos, se pierde la protección quedando inmune ante el fenómeno de la corrosión.

La metalurgia de la refinería Camilo Cienfuegos está diseñada para procesar dietas de crudos ligeramente ácidas. Debido a que estas dietas son mezclas, el valor del pH se torna inestable. Cuando es ácido afecta gravemente acelerando la velocidad de corrosión en los componentes ferrosos de la torre y el colector de escape del enfriador. Cuando se vuelve básico, favorece la oxidación del cobre presente en los intercambiadores de calor. Esto trae como consecuencia la imposibilidad de utilizar agentes neutralizantes e inhibidores de la corrosión, en este caso lo recomendado es el empleo de unidades medioambientales, que despojan el azufre (S) elemental contenido en el H_2S mediante el mecanismo de reacciones siguiente:



La reacción planteada en la Ec.1.8 refleja la oxidación térmica del H_2S en un incinerador para su posterior ventilación a la atmósfera en forma de SO_x . De este modo se cumplen los estándares de calidad para los productos de refinación.

1.4 Solventes empleados para remover sulfuro de hidrógeno

En estos procesos de remoción, el gas que se va a tratar, se pone en contacto a contracorriente con una solución de un componente activo que reacciona con los gases ácidos para formar compuestos inestables, solubles en el solvente. El componente

activo de la solución puede ser una alcanolamina o una solución básica. Las reacciones que se presentan entre la solución y los gases ácidos son reversibles; por lo tanto, la disolución al salir de la torre se envía a regeneración. (Erdmann, 2012)

Por muchos años la MEA se usó con gas natural en yacimientos y la DEA en refinerías por ser no reactiva al sulfuro de carbonilo (SCO) y sulfuro de carbono (S₂C), fue en 1950 que se desarrolla la MDEA para la remoción de H₂S, debido a que las aminas terciarias son más selectivas a este componente, además de presentar menor calor de reacción con los gases ácidos, tienen una presión de vapor menor lo cual permite ser usada a altas concentraciones en agua y presenta bajo nivel de corrosión. (Vásquez, 2013)

Polasek, (1992) destaca el uso de solventes aminados para el levantamiento de gases ácidos en los últimos años. Históricamente la MDEA ha sido reconocida por el alto poder absorbente frente al H₂S, debido a que reacciona casi instantáneamente producto al traslado del protón que se muestra en la reacción siguiente:



El mismo autor de conjunto con Bullin, (2009) destaca que las soluciones de aminas para la remoción de sulfuro de hidrógeno en gases naturales se usan desde las décadas de 1960 y 1970, sin embargo muchas unidades operan ineficazmente pero podrían ser perfeccionadas con un cambio de solvente. El criterio general hasta 1970 es la monoetanolamina (MEA) como depurador en cualquier proceso de este tipo, mientras que en los últimos años la MDEA y las aminas mixtas han tomado más importancia. En la actualidad, la ventaja abrumadora que la MDEA posee frente a otra amina es apreciable, ya que tiene gran selectividad por el H₂S en presencia de CO₂. A altas relaciones de CO₂/H₂S una porción mayor de CO₂ puede deslizarse a través del absorbente, y se logra así una mayor remoción del componente deseado, en este caso el H₂S.

1.4.1 Selectividad y selección del solvente para la remoción de H₂S

El tipo de absorbente químico juega un papel muy importante, ya que determina la eficiencia del proceso global e influye de forma notoria en las inversiones de capital y costos de operación. La caracterización de un absorbente químico es esencial a la hora de estudiar su comportamiento y predecir posibles problemas operacionales. Por ello es interesante disponer de datos sobre las curvas de equilibrio líquido – vapor, la cinética de las reacciones, la estabilidad química y las propiedades fisicoquímicas (volatilidad, viscosidad y corrosividad). De forma general se espera que un absorbente químico tenga una alta capacidad cíclica, definida como el número de moles de H₂S eliminados por cada mol de absorbente. (Ferrer, 2013).

Algunos procesos industriales, como purificación de gases naturales en refinerías, involucran la remoción de impurezas ácidas, por ejemplo el H₂S y CO₂. Ellos se absorben en solventes químicos que generalmente son las alcanolaminas en solución acuosa. En los últimos años, las alcanolaminas mixtas han recibido una atención creciente. En la mayoría de los casos, las mezclas contienen N-metildietanolamina (MDEA) o la suma de una o dos aminas más reactivas, como monoetanolamina (MEA) o dietanolamina (DEA). Históricamente la MDEA se reconoce principalmente por su habilidad para absorber H₂S. (Robolledo, 2004)

La remoción de gases es un paso fundamental en el tratamiento en refinerías petroleras. Con este fin la MDEA ha sido ampliamente difundida para procesos que requieren remoción de gases de este tipo presentes en los hidrocarburos principales por su alta capacidad de absorción frente a estos componentes. (Patil, 2006)

Rosales (2004) aporta que la monoetanolamina (MEA) es la más reactiva de las etanolaminas. Se utilizan preferencialmente en procesos no selectivos de remoción del CO₂ y del H₂S, aunque algunas impurezas, tales como: el sulfuro de carbonilo (COS), sulfuro de carbono (CS₂) y el oxígeno tienden a degradar la solución, por lo cual no se recomienda en esos casos.

La dietanolamina (DEA) se utiliza en la industria debido a sus bajos calores de reacción, su alta capacidad de transporte de gas ácido y los bajos requisitos de energía. La DEA también podría tener el potencial para la eliminación selectiva de H₂S de fuentes que contienen CO₂, bajo ciertas condiciones. Aunque la diglicolamina (DGA), normalmente

tiene altos calores de reacción, su alta capacidad de transporte de gas ácido produce requisitos de energía netos muy razonables. La DGA también tiene un buen potencial para la absorción de CO₂ y algunos mercaptanos. El endulzamiento con DGA limita la eliminación de una pequeña cantidad de gas ácido (< 5-10%). (Polasek y Bullin, 2009)

La MDEA, es una amina terciaria que reacciona lentamente con el CO₂, por lo que para removerlo, se requiere de un mayor número de etapas de equilibrio en la absorción. Su mejor aplicación es en la remoción selectiva del H₂S cuando ambos gases están presente (CO₂ y H₂S). Una ventaja de la MDEA, para la remoción del CO₂ es que la solución contaminada o rica se puede regenerar por efectos de una separación instantánea. Otra ventaja que puede ofrecer la MDEA sobre otros procesos con amina, es su selectividad hacia el H₂S en presencia del CO₂. En estos casos la MDEA es más favorable. Bajo ciertas condiciones puede obtenerse un gas con calidad para gasoducto de 4 ppm de H₂S y al mismo tiempo desde 40 al 60% del CO₂ presente, puede fluir a través del contactor sin reaccionar. Con una alta relación CO₂/H₂S, puede usarse MDEA para mejorar la calidad de la corriente de alimentación de gas ácido hacia una planta para recuperación de azufre. Se utilizan soluciones de 20 – 50 % de amina. (Rosales, 2004)

Según Huttenhuis (2009) y Nagpal (2010) de las aminas descritas la más empleada en la actualidad es la MDEA, por su alto poder selectivo. Esta es una amina menos básica y se puede utilizar en concentraciones mayores para la remoción eficaz de sulfuro de hidrógeno. Además presenta costos energéticos y potencial de degradación más bajos, siendo más selectiva que la MEA y DEA.

En la tabla 1.1 se realiza una comparación de la selectividad de las alcanolaminas principales.

Tabla 1.1. Selectividad y capacidad de absorción de alcanolaminas principales. Fuente Scenna, 1999

Amina	Selectividad (mol/mol)	Capacidad (mol de H ₂ S/mol de amina)
MDEA	3,85	0,10
DEA	2,27	0,09
MEA	0,89	0,07

Además de la selectividad de la MDEA expuesta, Abkhiz (2014), explica que la DEA tiene gran capacidad para remover gases ácidos pero la MDEA es menos corrosiva por lo que se puede usar a concentraciones más elevadas que la DEA, para lograr de este modo una mayor absorción del componente deseado en el gas.

La correcta selección de la solución de una determinada alcanolamina a emplear en los procesos de absorción química está influenciada por diversos factores. Uno de ellos, corresponde a las condiciones de presión y temperatura a las cuales es posible tratar la corriente de gas. Otro aspecto es la composición de la corriente de gas a purificar y los requerimientos de pureza deseados. Además, al seleccionar la solución de amina, se debe tomar en cuenta el grado de remoción de CO₂ y H₂S que se necesite. (Reinoso, 2014).

En el Anexo 2 se muestran las tablas 1.2: Estructura molecular de algunas aminas empleadas para remover gases y 1.3: Condiciones típicas de operación de aminas. Fuente Polasek y Bullin, 2009.

1.5 Aspectos básicos sobre simulación de procesos químicos

Ramírez, (2005) afirma que la Ingeniería Química se encarga de la transformación de materias primas naturales y artificiales para la satisfacción de necesidades, para ello la síntesis de procesos corresponde a la etapa donde se crea la estructura básica del diagrama de flujo del proceso químico, seleccionando los equipos a ser utilizados, con sus correspondientes interconexiones, y se establecen los valores iniciales de las condiciones de operación.

La simulación se define como una técnica para evaluar de forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La solución de éstos se lleva a cabo por medio de programas computacionales y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento del proceso. (Martínez y Hugo, 2000)

Existe actualmente una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, los cuales son poderosas herramientas de cálculo en procesos industriales. Cuentan con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculos de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad. (Ramírez, 2005).

Otro aspecto importante en los simuladores de procesos, es la disponibilidad de propiedades termodinámicas y de transporte de las corrientes del proceso. Estas propiedades son fundamentales para efectuar los balances de materia y energía. Si se tienen buenos datos o buenas correlaciones para las propiedades, entonces los resultados de la simulación serán altamente confiables.

Scenna (1999) en su libro "*Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos*", plantea que los simuladores de procesos pueden dividirse en los siguientes tipos según la filosofía bajo la cual se plantea el modelo matemático que representa el proceso a simular:

- Simuladores globales u orientados a ecuaciones

Se plantea el modelo matemático que representa al proceso construyendo un gran sistema de ecuaciones algebraicas que representa a todo el conjunto o planta a simular.

- Simuladores secuenciales modulares

Se basan en módulos de simulación independientes que siguen aproximadamente la misma filosofía que las operaciones unitarias, es decir, cada equipo: bomba, válvula, intercambiadores, entre otros; son descritos a través de modelos específicos para los mismos y además, el sentido de la información coincide con el flujo físico en la planta.

- Simuladores híbridos o modular secuencial - simultáneo

Son simuladores que combinan la estrategia modular y la orientada a ecuaciones de forma tal que aprovechan los aspectos positivos de ambas metodologías lo máximo posible. Para ello se selecciona un grupo de variables sobre las cuales se procederá según la filosofía global, estos, las resolverá simultáneamente, mientras que para el resto se mantiene la filosofía modular, es decir, se trata de encontrar una secuencia acíclica, que provea por su cálculo, en cada iteración, los valores de las variables a resolverse simultáneamente.

Por su parte (Han y Perozo, 2014), plantea que los simuladores también se pueden clasificar en generales o específicos.

- Generales: en estos se pueden simular cualquier tipo de proceso que incluya diferentes equipos u operaciones unitarias (columnas, reactores, intercambiadores de calor, separadores, etc.) pueden igualmente calcularse propiedades para mezclas o componentes puros.
- Específicos: este tipo de simuladores tienen uso limitado hacia ciertos equipos u operaciones unitarias, por ejemplo: simuladores para intercambiadores de calor, para cálculos de tubería, para tratamiento de gas, entre otros, o simplemente permiten el cálculo de diferentes propiedades de mezclas o componentes puros.

En general la simulación de procesos se ha convertido en una ventaja para los ingenieros químicos. El uso de los simuladores tiene como ventajas la reducción del tiempo de trabajo, permite al equipo de diseñadores probar rápidamente entre diferentes configuraciones de equipos. Permite mejorar procesos existentes a través de análisis de sensibilidad. Puede variar alguna condición del proceso y observar su comportamiento antes de llevarlo al caso real, lo que representaría un riesgo para la planta. Determina las condiciones óptimas del proceso, respetando las restricciones, además de realizar la evaluación económica en una planta o proceso. (Han y Perozo, 2014)

1.5.1 Softwares más usados en la simulación de procesos químicos

- *PRO/II*

PRO/II es el programa de insignia *SimSci-Esscor's Process Engineering Suite (PES)*. Este simulador realiza balances rigurosos de masa y energía para una amplia gama de procesos en estado estable. *PRO/II* combina los recursos de los datos de una biblioteca química y métodos de predicción de propiedad termodinámicos con las técnicas de funcionamientos de unidad más avanzada y flexible. El beneficio de los ingenieros con los medios computacionales es la realización de balances masa y energía que se necesitan para modelar la mayoría de los procesos químicos en estado estacionario como son: los procesos del petróleo, del gas natural, de sólidos procesados y las industrias de polímeros. (*PRO/II*, 2007)

Este programa contiene un método para modelar la remoción de H_2S y CO_2 del gas natural usando alcanolaminas. Provee datos de aminas primarias (MEA), secundarias (DEA, DIPA, DGA) y terciarias (MDEA). En solución acuosa el H_2S y el CO_2 reaccionan con las alcanolaminas a través de un mecanismo de buffer de ácido-base. (Kent y Eisenberg, 1976)

- *AspenPlus*

El sistema avanzado para ingeniería de procesos *Advanced System for Process Engineering (ASPEN)* es, en el mercado, el líder en herramientas de modelación de proceso, de diseño conceptual, optimización y monitoreo del desempeño, para la industria química, polímeros, especialidades químicas, metales y minerales. Se desarrolla en la década de 1970 por investigadores del *Massachusetts Institute of Technology (MIT)* y se comercializa desde 1980 por una compañía denominada *AspenTech*. *Aspen Plus* es un simulador estacionario, secuencial modular (en las últimas versiones permite la estrategia orientada a ecuaciones). Actualmente es posible que sea el más extendido en la industria. Se ha utilizado para modelar procesos en industrias: química y petroquímica, refino de petróleo, procesamientos de gas y aceites, generación de energía, metales y minerales, industrias del papel y la pulpa y otros. *Aspen Plus* tiene la base de datos más amplia entre los simuladores de procesos comerciales, e incluye comportamiento de iones y de electrolitos. Además modela y simula cualquier tipo de proceso para el cual hay un flujo continuo de materiales y

energía de una unidad de proceso a otra. Posee herramientas para cálculos de costos y optimizaciones del proceso, generación de resultados en forma gráfica y en tablas. (Aspen Technology, 2015)

- *Hysys*

Hysys es un programa interactivo enfocado a la ingeniería de procesos y la simulación, que se puede utilizar para solucionar toda clase de problemas relacionados con procesos químicos. Este simulador cuenta con una interfaz muy amigable para el usuario, además de permitir el empleo de operadores lógicos y herramientas que facilitan la simulación de diversos procesos. Fue adquirido por *AspenTech* en el 2004 por lo que se desarrolla en la actualidad por *Aspen Technology*. Es un simulador bidireccional, ya que el flujo de información va en dos direcciones. De esta forma, puede calcular las condiciones de una corriente de entrada a una operación a partir de las correspondientes a la corriente de salida sin necesidad de cálculos iterativos. Posee un entorno de simulación modular tanto para estado estacionario como para régimen dinámico. Es un *software* que permite la simulación de plantas petroquímicas y afines. (Henaó y Vélez, 2002)

- *CHEMCAD*

Chemcad nace en 1984 cuando un profesor universitario formó un equipo para desarrollar un simulador de procesos para computadoras personales. El simulador fue vendido a la sección de *software* de *McGraw Hill (COADE)* y luego se siguió desarrollando y fue distribuido por *Chemcad* con una nueva interface de usuario y otras propiedades adicionales. Este sistema es muy usado en todo el mundo para el diseño, operación y mantenimiento de procesos químicos en una gran variedad de industrias incluyendo la exploración de petróleo y gas; y naturalmente en procesos químicos, farmacéuticos, biocombustibles y procesos de fábricas industriales. De forma general este *software*, como una herramienta de productividad, tiene muchas ventajas entre las que cabe mencionar las siguientes: (Pacheco, 2006)

- Incremento en la productividad por el uso de información obtenida a partir de la simulación diaria de cálculos relacionados con las condiciones de operación.

- Maximizar la rentabilidad de las operaciones por el diseño más eficiente de nuevos procesos y equipos.
- Reducción de costos e inversiones de capital por la optimización y solución de los cuellos de botella existentes en los procesos y en los equipos.

Este programa puede aplicar varios modelos termodinámicos entre los que se incluyen: SRK en versiones: modificado, API, extendido y predictivo, además abarca el *Peng-Robinson* y el *Grayson-streed/Chao-Seader*; así como otros empíricos como: *ESSO*, Presión de Vapor (Ideal) y la Ley de Henry. Para el caso de aminas se propone un método denominado AMIN para la eliminación de gases ácidos en corrientes de hidrocarburos utilizando MEA o DEA. En el caso de emplear la MDEA se sugiere el uso del modelo de presión de vapor. (McGraw, 2009).

En la realización de la búsqueda bibliográfica se detectaron números trabajos que presentan la simulación de torres de absorción ya sean de plato o empacadas entre ellos:

Barrios, (2011), presenta la simulación del comportamiento y del control de una columna de absorción continua rellena con anillos *Raschig* a escala piloto, en el programa "SIMULA TROL 6000".

En Sánchez *et al.* (2012), se analizó la oxidación con ozono de la materia orgánica de agua residual realizada en una columna empacada operando a contracorriente.

En Gibrán y Pacho, (2006) se determinaron las condiciones óptimas de trabajo de una columna de absorción para procesar un volumen de gas amargo, buscando minimizar el flujo de solvente requerido, implementando varios métodos de optimización y diferentes *softwares* de simulación.

1.6 Conclusiones parciales del capítulo

1. La búsqueda bibliográfica realizada afirma la selectividad de la MDEA ante la remoción de H_2S , lo cual ratifica que es un solvente en base amina aplicable para este tipo de proceso.
2. La presencia de altas concentraciones de H_2S es una amenaza para el ser humano producto a su toxicidad por ello se emplean procesos auxiliares para su remoción como la unidad de hidrosulfuración de diesel.
3. La literatura consultada permite identificar los simuladores de procesos químicos utilizados con frecuencia para la simulación de procesos petroleros. Se selecciona *CHEMCAD* v.6, debido a las facilidades que ofrece para la evaluación de torres empacadas y la disponibilidad del mismo en la Universidad de Matanzas.

Capítulo 2: Materiales y métodos

En este capítulo se presenta el proceso tecnológico que se estudia, con énfasis en la sección de tratamiento del gas ácido en la planta de Hidrofinación de diésel. Se describe la columna absorbidora objeto de estudio T-01-304 y se refleja la metodología que se emplea para la evaluación de la operación de dicha columna.

2.1 Descripción general de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos

La provincia de Cienfuegos ubicada en la zona central del país por sus características geográficas desde los primeros años de la revolución cubana se fue seleccionada para formar parte del desarrollo industrial. Para satisfacer la demanda nacional del consumo de combustible era necesario importar productos refinados, lo cual atentaba contra de la economía interna. La industria petroquímica había alcanzado un acelerado auge internacional, lo cual representaba una fuente potencial para el desarrollo de la isla.

Producto de las relaciones existentes entre Cuba y la antigua Unión de Repúblicas Socialistas Soviéticas (URSS) se proyecta construir en la década de los 70 la refinería petrolera Camilo Cienfuegos. La construcción se materializó entre 1988-1990, pero se puso en marcha sin la ayuda técnica soviética, pues se marchan del país el año 1990 por el propio derrumbe del campo socialista.

El 21 de diciembre de 2007 a partir de los acuerdos de la Alternativa Bolivariana para las Américas (ALBA) se decide la reactivación de la refinería Camilo Cienfuegos convirtiéndose en el pilar fundamental del desarrollo petroquímico del país. Se activan en ese momento cuatro plantas de tecnología soviética, la sección 100 “Destilación atmosférica”, sección 200 “Reformación catalítica”, sección 400 “Fraccionamiento de gases” y con vista a incrementar el rendimiento y la calidad del diésel se pone en marcha la sección 300-1 “Hidroafinación de diésel”. En esta última sección se encuentra la etapa de purificación de gas ácido, donde se centra la investigación.

2.1.1 Hidroafinación de diésel. Sección 300-1

En los primeros momentos se esperaba que la activación de la sección fuese provisional para responder a la demanda del Sistema Energético Nacional, debido a que los grupos electrógenos instalados en el país requieren diesel al 0,5 % de azufre y el que se obtenía antes del montaje de la planta no cumplía con estas características.

La sección 300-1 estaba destinada para el hidrotratamiento de la fracción 180-350 °C del crudo soviético Romanskino de 32 °API, con un contenido de azufre de 1,4 % peso, con el fin de obtener el combustible diesel al 0,2 % peso. Esta sección se compone de cuatro torres, tres de alta presión (T-01-301, T-01-302 y T-01-303) y una de baja presión la T-01-304 que son las encargadas del acondicionamiento de los gases hidrocarbonados. Con la activación de la sección, se comienza a refinar crudo venezolano con la ayuda de la empresa de petróleos de Venezuela (PDVSA), que es una mezcla en relación 12/88 para obtener un crudo de 28 °API.

2.2 Descripción del objeto de estudio. Torre absorbedora T-01-304

El objetivo de la torre de absorción T-01-304 es acondicionar los gases hidrocarbonados provenientes de los tambores separadores B-01-305, B-01-306 de la planta de hidrotratamiento de diesel (HDT). Está diseñada para tratar gases con una carga de 42 000 ppm a partir de absorción con dietanolamina (DEA) con una concentración de 20% en masa. En el Anexo 3 se muestra la sección 300-1 correspondiente a la planta de tratamiento de gases, donde tiene lugar la torre objeto de estudio.

Actualmente la alimentación de la torre T-01-304 proviene del tambor trifásico B-01-305, ubicado a la salida de la torre estabilizadora T-01-301. El solvente DEA (20%) fue sustituido por metildietanolamina (MDEA) al 40% y es suministrado de la planta regeneradora de amina por el tambor D-302. El gas, con bajo contenido de azufre, se envía a los hornos para ser utilizado como combustible y el exceso se quema en el *flare*. La MDEA rica en H₂S se envía a la planta regeneradora para ser utilizada nuevamente en el tratamiento de los gases hidrocarbonados.

En las tablas 2.1 y 2.2 que se muestran a continuación, se aprecian las características constructivas y los parámetros operacionales de diseño de la torre T-01-304, respectivamente.

Tabla 2.1: Características constructivas de la T-01-304

Torre	T-01-304
Denominación	Torre absorbidora de sulfuro de hidrógeno del gas combustible de baja presión
Tipo de empaque	Anillos <i>Rasching</i> 50 x 50 x 5
Diámetro (m)	1,2
Altura total de la torre (m)	33
Altura de la cama empacada (m)	9,9
Total de camas empacadas	3
Espacios entre cama (m)	1,2
Caída de presión (kgf/cm ²)	0,2
Temperatura (°C) fondo/tope	53/45

Tabla 2.2. Parámetros de diseño de la T-01-304

Operación	Composición	Flujo másico (kg/h)	Temperatura (°C)	Presión (kgf/cm ²)
Flujo de amina	Disolución de DEA al 20%	6000-15000 Nominal 9000	53 salida	0,5 entrada 0,7 salida
Flujo de gas	Gas hidrocarbonado	1300-3000 Nominal 2500	45 entrada	0,7 entrada 0,5 salida

Para la refinación del crudo *Romanskino* se tenía una composición del gas hidrocarbonado como la que se muestra en la tabla 2.3.

Tabla 2.3: Composición de la corriente gaseosa de entrada a la T-01-304 para las condiciones de diseño

Gas hidrocarbonado no depurado de baja presión	Fracción másica
H ₂	0,003
CH ₄	0,056
C ₂ H ₆	0,190
C ₃ H ₈	0,212
C ₄ H ₁₀	0,130
C ₅ H ₁₂	0,084
C ₆ H ₁₄	0,285
H ₂ S	0,040

2.3 Metodología para la evaluación de la torre absorbidora

La evaluación de la torre de absorción T-01-304 se realiza con el objetivo de lograr una caracterización a tiempo real, con la utilización de los flujos de operación actuales y además determinar si el equipamiento está acorde con los requerimientos de la operación.

Las condiciones actuales de operación de la torre T-01-304 se muestran en la tabla 2.4 y la metodología que se emplea para su evaluación es la implementada por Treybal (1999).

Tabla 2.4: Parámetros de operación actuales de la T-01-304.

Parámetros	Valores
Flujo de gas entrada (kg/h)	1400
ppm (tope)	200 (máxima)
ppm (fondo)	9400 – 62000
Flujo de solvente entrada (kg/h)	8400
Relación molar de tope (mol H ₂ S/mol MDEA)	≤ 0,007

2.3.1 Determinación del flujo de solvente (MDEA)

Para su determinación se calcula la relación molar máxima de sulfuro de hidrógeno ($X_{1máx.}$) admisible por el solvente a la salida de la columna. Esta relación molar máxima se obtiene a partir de la fracción molar máxima. Esto se logra cuando se alcanza el equilibrio entre el gas entrante y el líquido solvente en el fondo de la columna. La fracción molar se determina a partir de la ecuación de la línea de equilibrio del sistema (Anexo 4), según la expresión siguiente:

$$y_1 = m \cdot x_{1máx} \quad 2.1$$

Donde:

y_1 : Fracción molar de H₂S en el gas.

$x_{1máx}$: Fracción molar máxima de H₂S en el solvente.

m : Pendiente de la línea de equilibrio

Conocida la fracción máxima de sulfuro de hidrógeno que puede ingresar a la torre, se determina la relación mínima líquido – gas, para de este modo calcular la cantidad de solvente mínimo (L_{smin}) necesario para llevar a cabo la absorción.

$$\left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{min} = \frac{(Y_1 - Y_2)}{(X_{1máx} - X_2)} \quad 2.2$$

Donde:

$\left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{min}$: Mínima relación líquido-gas correspondiente a la pendiente de la línea de operación.

Y_1, Y_2 : Relaciones molares en la fase gaseosa para tope y fondo respectivamente.

$X_{1máx}$ Relación molar máxima de H₂S en el tope.

X_2 Relación molar en la fase líquida en el fondo.

Los parámetros de la ecuación 2.2, se calculan por las expresiones que se plantean a continuación:

Flujo de disolvente puro (no contiene H₂S)

$$L_S = L \cdot (1 - x) \quad 2.3$$

Flujo de gas puro (no contiene H₂S)

$$G_S = G \cdot (1 - y) \quad 2.4$$

Máxima relación molar de H₂S

$$X_{1m\acute{a}x} = \frac{x_{1m\acute{a}x}}{1 - x_{1m\acute{a}x}} \quad 2.5$$

La torre debe operar con un flujo de disolvente superior al que se obtiene cuando se intersecta la línea de operación de pendiente mínima con la curva de equilibrio, ya que cuando esto ocurre la transferencia de masa cesa. Para la determinación se emplea la ecuación de sobrediseño siguiente:

$$L_{S\ op} = (1,5 - 2) \cdot L_{S\ min} \quad 2.6$$

El valor que se toma para el sobrediseño es el máximo del rango expuesto con anterioridad.

2.3.2 Determinación de la configuración geométrica de la torre absorbadora

2.3.2.1 Cálculo del diámetro de la torre

El diámetro se determina a través del área de la sección transversal del equipo a emplear en la absorción al operar a una velocidad del gas menor a la velocidad de inundación. La velocidad másica bajo condiciones de inundación se obtiene a partir de la figura que se muestra en el Anexo 1, que se utiliza para describir las condiciones de operación aceptables de una columna. Para lo cual se aplica la metodología que se muestra a continuación:

a) Determinación del valor numérico de la abscisa:

$$\frac{L'}{G'} \cdot \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}} = Abscisa \quad 2.7$$

Donde:

L', G' : Velocidades másicas de líquido y gas en el fondo de la torre, lb/h ft²

ρ_g, ρ_l : Densidades del gas y líquido, lb/ft³

Para la determinación del valor de la abscisa se hace necesario utilizar la expresión siguiente:

$$\frac{L'}{G'} = \frac{L_1}{G_1} \quad 2.8$$

b) Determinación del valor numérico de la ordenada

Se realiza con el objetivo de conocer la velocidad másica para las condiciones de inundación. Una vez obtenido el valor de la abscisa se intercepta la curva de inundación y se observa el valor de la ordenada para de este modo calcular el flujo de gas que inunda la torre y declarar las condiciones inaceptables de operación.

$$\frac{(G_f)^2 C_f (\mu_L)^{0.2}}{g_c \rho_g \rho_L} \cdot \left(\frac{\rho_W}{\rho_L} \right) = \text{ordenada} \quad 2.9$$

Donde:

G_f : Velocidad másica de inundación, lb/h ft²

C_f Constante del relleno, Tabla 6.2 Treybal, (Anillos Raschig cerámicos de 2 pulgadas)

μ_L Viscosidad del líquido, cP

g_c Constante de conversión, $4,18 \cdot 10^8$ lbmasa ft/lbfuerza h²

ρ_W, ρ_g, ρ_L Densidades del agua, gas y líquido respectivamente, lb/ft³

b) Determinación de la velocidad másica superficial de operación

$$G_{ope} = f \cdot G_{ind} \quad 2.10$$

La velocidad másica superficial de operación está entre 0,6 - 0,75 de la velocidad másica superficial de inundación, es decir:

$$G_{ope} = (0,6 - 0,75) \cdot G_{ind} \quad 2.11$$

El autor recomienda este rango, debido a que las condiciones de operación deben estar por debajo de las de inundación para el correcto funcionamiento de la torre.

Donde:

G_{ope} : Velocidad másica superficial de operación, lb/h ft²

G_{ind} : Velocidad másica superficial de inundación, lb/h ft²

c) Determinación del área de la sección transversal de la torre (A).

$$A = \frac{G_1}{G_{ope}}, \text{ ft}^2 \quad 2.12$$

d) Determinación del diámetro de la torre (d).

Se calcula a partir de la ecuación 2.12

$$d = \sqrt[2]{\frac{4A}{\pi}}, \text{ ft} \quad 2.13$$

e) Comprobación del relleno utilizado.

La correcta distribución de líquido en una columna absorbadora es función del relleno que se utilice, por lo que su comprobación se hace necesaria. Ésta no es más que la comparación entre la relación que ofrecen el diámetro del empaque a utilizar y el diámetro de la columna calculado. Dicha relación debe comportarse como se muestra a continuación:

$$\frac{1}{30} < \frac{D_p}{D_T} < \frac{1}{8} \quad 2.14$$

2.3.3 Determinación de la altura del empaque irrigado de la torre

Para la determinación de la altura en torres rellenas se pueden emplear diversos métodos. Treybal (1999), plantea cuatro vías fundamentales, unas en función de los coeficientes individuales y otras en función de coeficientes globales.

En función de coeficientes individuales:

$$Z = H_{TG} * N_{TG} \quad 2.15$$

$$Z = H_{TL} * N_{TL} \quad 2.16$$

En función de coeficientes globales:

$$Z = H_{TOG} * N_{TOG} \quad 2.17$$

$$Z = H_{TOL} * N_{TOL}$$

2.18

Siendo:

Z : Altura de la torre, m

H : Altura de una unidad de transferencia referido a la fase gaseosa (G) o líquida (L), m

N : Número de unidades de transferencia referido a la fase gaseosa (G) o líquida (L), adimensional

2.3.4 Determinación de los coeficientes de transferencia de masa

Los coeficientes de transferencia de masa son determinados por la metodología implementada por Shulman, H. L. *et al.* (1957). Este método se emplea para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa en ambas fases.

Los autores definieron además ecuaciones empíricas para determinar los coeficientes de transferencia de masa característicos de los anillos *Raschig* y de la montura *Bert*:

Fase gaseosa

$$\frac{F_G \cdot Sc_g^{2/3}}{G} = 1,195 \cdot \left[\frac{ds \cdot G'}{\mu''_{gas} \cdot (1 - \varepsilon_o)} \right]^{-0,36} \quad 2.19$$

Donde:

F_G : Coeficiente de transferencia de masa en fase gaseosa, $lbmol/h \text{ ft}^2$

Sc_g : Número de *Schmidt* para el gas, adimensional

G : Velocidad superficial molar del gas, $lbmol/\text{ft}^2 \text{ h}$

ds : Diámetro de una esfera con la misma superficie que una única partícula de relleno, ft

G' : Velocidad superficial másica del gas, $lb/\text{ft}^2 \text{ h}$

μ''_{gas} : Viscosidad, $lb\text{masa}/\text{ft} \text{ h}$

ε_o : Espacio vacío de operación, adimensional

Fase líquida

$$\frac{K_L ds}{D_L} = 25,1 \cdot \left(\frac{ds L'}{\mu''_{liq}} \right)^{0,45} \cdot Sc_L^{0,5} \quad 2.20$$

Donde:

K_L : Coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida, $lbmol/h ft^2$

D_L : Difusividad del líquido, ft^2/h

Sc_L : Número de *Schmidt* para el líquido, adimensional.

L' : Velocidad superficial másica del líquida, $lb/ft^2 h$

μ''_{liq} : Viscosidad del líquido, $lbmasa/ft h$

El desarrollo de la metodología de Shulman, H. L. *et al.* (1957) se refleja en el Anexo 5.

2.3.5 Determinación de la fase controlante del proceso

La determinación de la fase controlante es de vital importancia ya que permite seleccionar la ecuación para el cálculo de la altura de la torre. La fase controlante en el proceso es la que ofrece mayor resistencia y puede ser calculada como el inverso de los coeficientes individuales y globales respetivamente.

$$R_{FG} = \frac{1}{\frac{k_{ya}}{1}} \cdot 100 \quad 2.21$$

$$R_{FL} = \frac{1}{\frac{k_{xa}}{1}} \cdot 100 \quad 2.22$$

Donde :

R_{FG} Resistencia de la fase gaseosa como porcentaje de la resistencia global, %

R_{FL} Resistencia de la fase líquida como porcentaje de la resistencia global, %

k Coeficientes individuales de transferencia de masa, $lbmol/h ft^3$

K Coeficientes globales de transferencia de masa, $lbmol/h ft^3$

A partir de los coeficientes individuales será posible obtener los coeficientes globales, mediante la teoría de la doble capa, conocida también como doble resistencia.

$$\frac{1}{K_{ya}} = \frac{1}{k_{ya}} + \frac{m}{k_{xa}} \quad 2.23$$

$$\frac{1}{K_{xa}} = \frac{1}{k_{ya} \cdot m} + \frac{1}{k_{xa}} \quad 2.24$$

Las ecuaciones que permiten calcular la altura de empaque cuando ofrece mayor resistencia la fase gaseosa, serán:

$$Z = N_{tOG} \cdot H_{tOG} \quad 2.25$$

Como se trabaja bajo el régimen de disoluciones diluidas, debido a que la curva de operación se ajusta a una línea recta, el N_{tOG} puede estimarse mediante la expresión siguiente:

$$N_{tOG} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_M} \quad 2.26$$

$$H_{tOG} = \frac{G}{K_G a \cdot P_t \cdot (1 - y)^*_M} \quad 2.27$$

Siendo:

Z : Altura de empaque irrigado, *ft*

N_{tOG} : Número de unidades de transferencia de masa para la fase gaseosa, adimensional

H_{tOG} : Altura total de una unidad de transferencia de masa para la fase gaseosa, *ft*

y_1^*, y_2^* : Composiciones molares en el equilibrio, *mol H₂S/mol gas*

Y_1^*, Y_2^* : Relaciones molares en el equilibrio, *mol H₂S/mol gas sin H₂S*

$(1 - y)^*_M$: Indica media logarítmica, adimensional

$Y - Y^*, y - y^*$ Distancia vertical entre la línea de operación y la curva de equilibrio

2.3.6 Caída de presión total en la torre

Para el cálculo de la caída de presión total de la torre se emplea la expresión siguiente:

$$\Delta P_{total} = \Delta P_{empaque\ irrigado} + \Delta P_{empaque\ seco} + \Delta P_{expansión\ contracción} \quad 2.28$$

Donde:

ΔP Caídas de presión localizadas en la torre rellena, *Pa*

- **Caídas de presión localizadas**

La caída de presión referida al empaque irrigado se puede determinar mediante la figura 6.26, Treybal 1999, intersectando la abscisa con la ordenada y leyendo el valor en pulg H₂O/pie y realizando la conversión luego a la unidad pertinente para el cálculo.

El empaque seco se coloca por encima de los distribuidores de líquido de la columna para evitar arrastre de disolvente. La caída de presión en esta sección de empaque puede ser estimada mediante la ecuación empírica 2.29.

$$\frac{\Delta P}{Z} \cdot \left(\frac{6g'_c \cdot \rho_g}{C_f \cdot G^2} \right) = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)}{Re} + 1,75 \quad 2.29$$

Para rellenos fabricados ahuecados y velocidades por encima de 500 lb/h pie² puede tomarse el miembro derecho de la ecuación como 1,75.

Donde:

Z: Altura en el empaque seco, *m*

Re: Número de Reynold, adimensional

ε: Porosidad del lecho

La caída de presión producida por la expansión - contracción, es aquella que se produce por el cambio brusco del diámetro de la columna y las tuberías de entrada y salida del gas en la misma.

Coeficiente de resistencia local

Expansión	1
Contracción	0,5

En Pávlov, K. F. *et. al.* (1981) esta caída de presión puede ser calculada por la ecuación siguiente:

$$\Delta P_{\substack{\text{expansión} \\ \text{contracción}}} = \frac{\sum K \cdot v^2_{gas} \cdot \rho_g}{2} \quad 2.30$$

Donde:

ξ : Coeficiente de resistencia local, adimensional

v_{Gas} : Velocidad de gas que entra y sale de la columna, m/s.

Puede ser estimado mediante:

$$v_{gas} = \frac{G_{gas}}{A} \quad 2.31$$

Siendo

G_{gas} : Flujo volumétrico del gas en la columna, m³/s

2.4 Metodologías para la obtención y validación del modelo de simulación para la evaluación de la torre absorbedora T-01-304

El modelo de simulación de la torre T-01-304 se obtiene mediante el *software CHEMCAD v.6*, ampliamente difundido para el análisis operacional de procesos químicos. Este programa cuenta con un ambiente de simulación interactivo y de fácil comprensión por parte del usuario, además de ofrecer resultados altamente fiables.

2.4.1 Obtención del modelo de simulación

Para la obtención del modelo de simulación se utiliza la estrategia general de simulación modular (Viera *et al.*, 1988) que consta de los pasos siguientes:

1. Confección del diagrama de flujo de información (DFI).
2. Definición del orden de cálculo de los módulos en el DFI.
3. Definición de las corrientes de entrada y de cortes.
4. Implementación de los módulos en el simulador de procesos.

1. Confección del diagrama de flujo de información (DFI).

Se hace conveniente convertir los datos del diagrama de procesos en un diagrama de flujo de información para la mejor comprensión a la hora de entrar al simulador.

El DFI es una representación detallada del proceso, tanto de sus corrientes de materia como de energía, donde se representan las diferentes operaciones unitarias del

proceso. Para su confección se transforma el diagrama de proceso, usando los símbolos establecidos para cada operación unitaria. En el DFI se emplea el nombre del modelo matemático que se usa para los cálculos de cada módulo, en lugar del nombre de la unidad de proceso.

Para su construcción se tiene en cuenta que:

- La información fluye de un módulo a otro a través de las corrientes de materia
- Es necesario descomponer las operaciones complejas en otras más simples.
- Se incluyen todas las operaciones de mezcla y de división de corrientes.
- Un equipo puede ser simulado por uno o varios módulos y varios equipos pueden ser simulados como un solo módulo
- Se enumeran consecutivamente las operaciones y las corrientes del proceso.
- Los módulos que representan una misma operación deben tener igual nombre, sólo cambia la numeración.

En la figura 2.1 se muestra el diagrama de flujo de información de la torre absorbidora objeto de estudio.

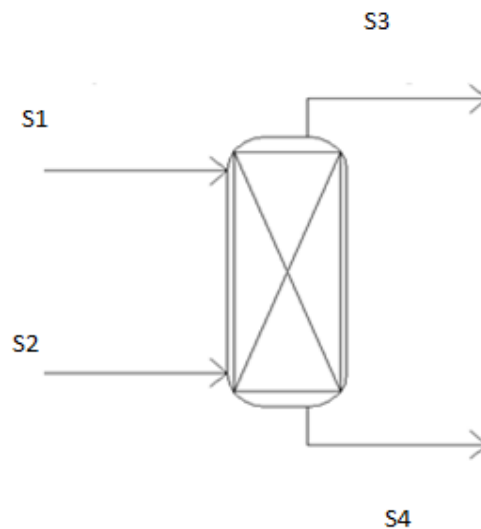


Figura 2.1: Diagrama de flujo de información de la torre T-01-304

Donde:

S1: Disolución de MDEA 40%

S2: Gas hidrocarbonado proveniente del tambor separador B-01-305

S3: Gas hidrocarbonado a red de gas combustible

S4: Solución de MDEA que va a la planta regenerador

2. Definir orden de cálculo de los módulos del DFI

En este paso se selecciona el módulo por donde se comienza a simular y la secuencia de cálculo de dichos módulos. Por convenio se debe empezar por el elemento que ofrezca mayor número de corrientes definidas y la secuencia de cálculo se analiza a partir del orden de precedencia puesto que el flujo de información siempre avanza unidireccionalmente.

El orden de cálculo depende de la presencia o no de corrientes de recirculación en el DFI. Porque desde el punto de vista computacional, la presencia de corrientes de recirculación es uno de los impedimentos para la resolución secuencial de un problema de simulación.

La etapa del proceso objeto de estudio no presenta corrientes de recirculación por lo que no se hace necesario explicar el procedimiento para este caso. Además el DFI representa un único módulo por lo que se calcula a partir de la definición de las corrientes de entrada al mismo.

3. Definición de las corrientes de entrada y de cortes.

Se conoce como definición de una corriente a los datos necesarios para que dicha corriente pueda ser calculada, dígase con esto la determinación de todas sus propiedades físico-químicas y termodinámicas por el programa de simulación).

Para definir las corrientes de entrada deben conocerse los datos siguientes:

- Temperatura, presión o fracción de vapor (define las características termodinámicas)
- Flujo, composición o flujo por componente (define las características físicas y químicas)

Se necesitan dos de cada tipo de datos. En el caso del flujo puede ser másico, molar o volumétrico.

4. Implementar los módulos al simulador de procesos.

Un módulo es un elemento aislado del diagrama de flujo que se puede analizar, depurar e interpretar por sí solo. El proceso se puede representar por un conjunto de módulos, en los que las ecuaciones de cada equipo se reúnen y codifican de tal modo que el módulo pueda usarse aislado del resto del diagrama de flujo y por tanto pueda pasarse de un diagrama de flujo a otro o usarse más de una vez en un mismo proceso.

Cada módulo contiene las relaciones de balance de materia y energía, flujos de componentes, temperaturas y presiones de trabajo. Además de tener incorporado las condiciones de operación particulares que hacen falta para el correcto funcionamiento del mismo. Los valores de algunos de estos parámetros y variables determinan los costos de producción y operación de estas unidades.

El módulo que se utiliza para el desarrollo de modelo de simulación es:

- *Towr*

Módulo de diseño y evaluación de columnas con una o dos corrientes de alimentación y dos productos. En la pestaña general se especifican el número de etapas ideales, la presión en el tope de la columna y la caída de presión. Este módulo se encuentra en la paleta del simulador, dentro del grupo nombrado *Tower* tal como indica la figura que se muestra a continuación:

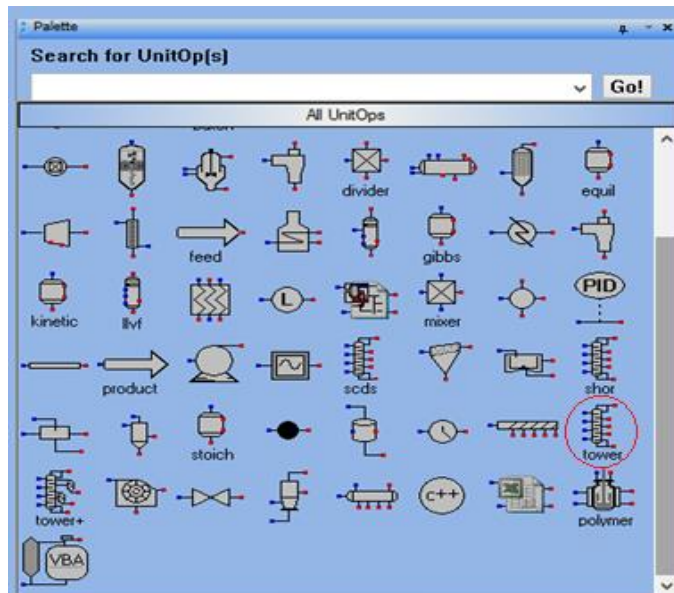


Figura 2.2: Módulos para la simulación en CHEMCAD v.6

Este es un módulo simple pues ignora la cinética de absorción y si el absorbedor es empacado se trata por el simulador como una columna de platos con una eficiencia unitaria. Con la información que recibe el módulo se calculan todos los parámetros a la salida del mismo, estos cálculos se basan en los balances de materia y energía con base en torre de platos.

2.4.2 Ejecución del modelo en el software CHEMCAD v.6

Para llevar a cabo la ejecución del modelo de simulación se deben seguir los siguientes pasos:

1. Definición del paquete de propiedades termodinámicas.

Según la información brindada por la “Guía de introducción a la simulación de procesos en CHEMCAD” el modelo termodinámico de mayor ajuste para el tratamiento de impurezas ácidas también conocida como endulzamiento de gases es *Amine*. Es un modelo empírico que posibilita la exactitud y confiabilidad de los resultados obtenidos en la simulación de este tipo de procesos. De igual forma se recomienda que si el modelo termodinámico que se selecciona es *Amine*, el cálculo de las entalpías involucradas debe realizarse por el mismo modelo. (Guía de introducción a la simulación en CHEMCAD)

2. Crear la lista de componentes correspondientes al proceso que se estudia.

Para crear la lista de componentes con las que el programa va a realizar la simulación es necesario utilizar la base de datos que tiene el *software* y realizar la selección de cada uno.

3. Definición de las corrientes de entrada.

Como se explica en el epígrafe 2.4.1, para definir una corriente se deben especificar los datos que permitan determinar las características de la corriente y los parámetros que definirán las propiedades termodinámicas de la misma.

Las condiciones de alimentación de la torre T-01-304 para ambas corrientes son:

Corriente de amina regenerada (S1):

Flujo de solvente (kg/h)	9000
Temperatura (°C)	53
Presión (kgf/cm ²)	0,5

La fracción molar del componente sulfuro de hidrógeno en la corriente de amina es de 0,002 mol de H₂S/mol DEA, ya que se consideran condiciones de diseño de la planta regeneradora de aminas.

Corriente de gas hidrocarbonado (S2):

Flujo de gas (kg/h)	2500
Temperatura (°C)	45
Presión (kgf/cm ²)	0,7

La composición de dicha corriente gaseosa se muestra en la tabla 2.3.

4. Implementación del módulo en el simulador.

El módulo *Towr* cuenta con dos corrientes de entrada: S1 y S2 para el modelo que se crea. Para su funcionamiento se necesita especificar la presión de tope (tabla 2.2) y el número de etapas teóricas. Como la torre absorbadora posee tres cámaras de empaques se designa como número total de etapas seis. En la figura 2.3 se muestra la apariencia del módulo *absorber* en *CHEMCAD*.



Figura 2.3: Apariencia del módulo para la simulación de una torre de absorción empacada en el software CHEMCAD v.6

En la figura 2.4 se muestra la ventana principal para definir el módulo de la torre de absorción.

Parameter	Value	Unit
Condenser type	0 Total or no condenser	-
Subcooled temp.		F
Top pressure	7.11167	psia
Cond press drop		psi
Colm press drop	2.84467	psi
Reflux pump pout		psia
Bottom pump pout		psia
No. of stages	6	-
Feed stages:		
Feed tray for stream 1	1	-
Feed tray for stream 2	6	-
Ambient heat transfer		
Heat transfer area/stage		ft2
Heat transfer coeff. (U)		Btu/hr-ft2-F
Ambient temperature	86	F

Figura 2.4: Ventana principal para definir el módulo absorber

Con el objetivo de indicar las especificaciones de la torre empacada es necesario realizar su dimensionamiento: menú *Sizing - Distillation - Packing*. Inicialmente se indica la correlación que se utiliza para los cálculos (*Sherwood- Eckert for random packings*) y el número de secciones (3). (Figura 2.5)

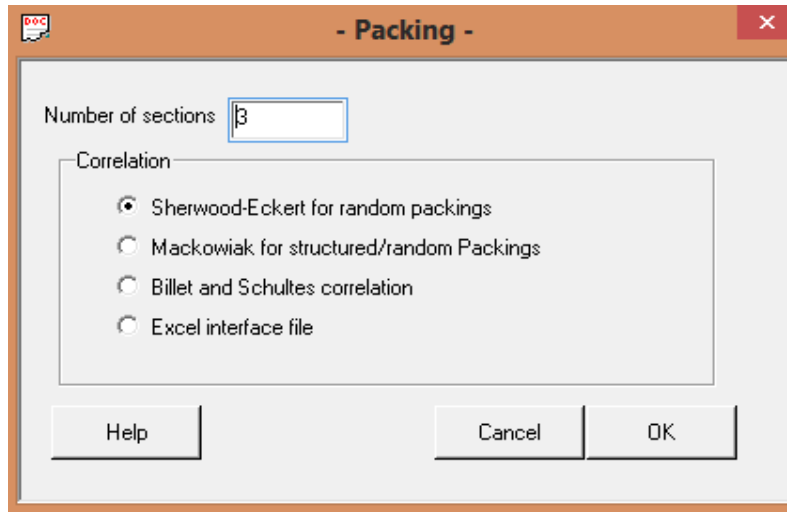


Figura 2.5: Especificaciones del empaque de la torre absorbadora

Para completar la definición de los parámetros de la torre empacada se necesitan los valores de presión en el tope o diámetro de la columna. Como el modelo de simulación se emplea para estudiar la operación de la torre se define el diámetro de la columna. Se indican además, la altura de la cámara de empaque (tabla 2.1) y el factor de empaque (Anexo 5) para Anillos *Raschig* de 2 pulgadas tamaño nominal. Las especificaciones opcionales del empaque se dejan definidas por el *software*. A las tres cámaras de empaques se les proporcionan los mismos parámetros. (Figura 2.6)

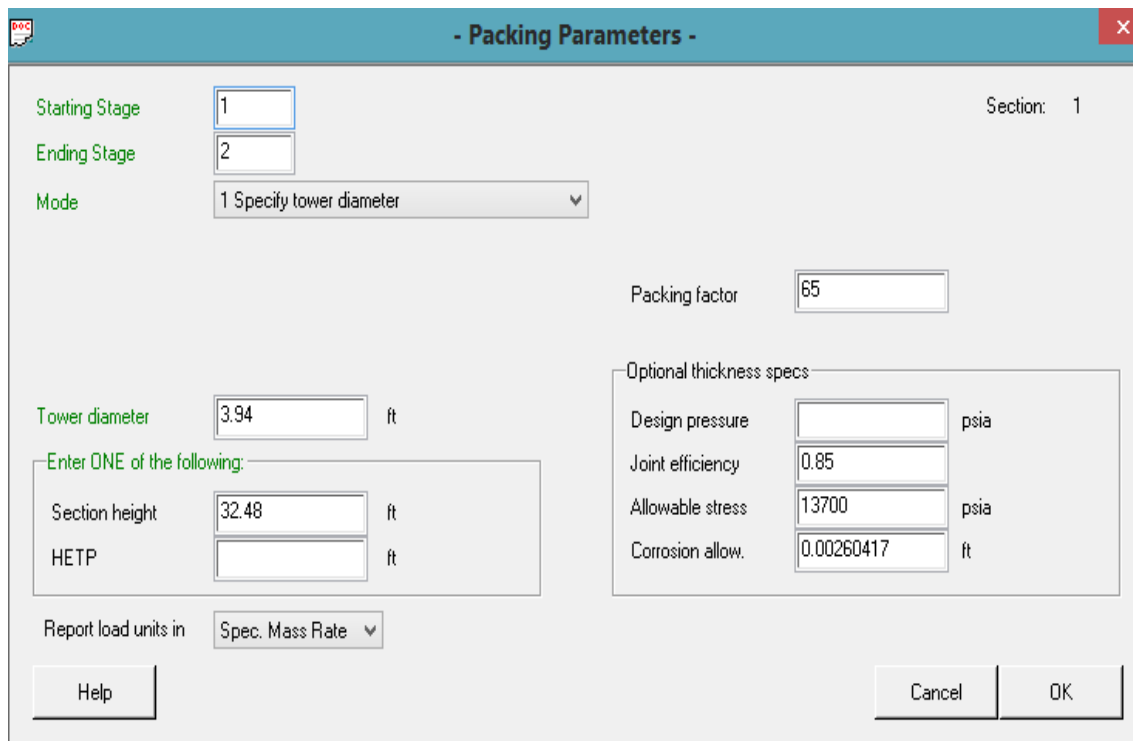


Figura 2.6: Parámetros de empaque del módulo absorber

2.4.3 Validación del modelo de simulación

La validación del modelo de simulación se realiza con el objetivo de conocer su respuesta ante las condiciones que se imponen. Con vista a esto se realizan cambios en las variables dentro de un intervalo de interés, observando cómo responde el modelo. (Montes de Oca, 2007)

Para su validación se toman en cuenta como criterio de comparación los valores reportados por el simulador y las condiciones de diseño del equipo, calculando así el error relativo al estudiar el sistema (ecuación 2. 1).

$$e_{relat.} = \left| \frac{X_{diseño} - X_{calculado}}{X_{diseño}} \right|$$

Donde:

$X_{diseño}$: Valor de diseño

$X_{calculado}$: Valor calculado por el modelo

El error debe ser menor que 10% para definir la confiabilidad del modelo para predecir y estudiar la operación de la planta. (Jiménez, 2014)

La variable que se utiliza para la validación del modelo de simulación es:

- Flujos de las corrientes de salida de la torre absorbadora.

Con el fin de analizar el comportamiento del modelo ante perturbaciones en los parámetros que lo conforman se realizan estudios de sensibilidad. Para su implementación se manipula una variable y se analiza el comportamiento de otra de interés.

- Caso de estudio N°1

La variable que se analiza es la fracción de H₂S en la corriente gaseosa de salida (gas limpio), mediante la variación de la fracción de H₂S contenida en la corriente de amina regenerada a la entrada de la torre.

Tabla 2.5: Caso de estudio N°1

Variable manipulada	Valores asignados
Fracción de H ₂ S en la corriente de amina a la entrada de la torre absorbadora.	0,002
	0,003
	0,004
	0,005
	0,006
	0,007
	0,008

Los valores asignados a la fracción de H₂S se definen desde la fracción que se obtiene para condiciones de diseño de la planta regeneradora de aminas, hasta una fracción por encima del máximo admisible por requerimientos operacionales.

- Caso de estudio N°2

La variable que se analiza es la fracción de H₂S en la corriente gaseosa de salida (gas limpio) mediante el cambio en la composición de H₂S en el gas hidrocarbonado de entrada.

Tabla 2.6: Caso de estudio N°2

Variable manipulada	Fracción de H₂S
Fracción de H ₂ S en la corriente de gas de entrada a la torre.	0,006
	0,010
	0,014
	0,018
	0,022
	0,026
	0,030
	0,034
	0,036
	0,040

Los valores manipulados para la implementación del caso de estudio N°2, acotan el rango de valores dentro de los cuales se puede encontrar el gas hidrocarbonado que se alimenta a la torre absorbadora.

2.5 Análisis de la operación de la T-01-304

El análisis de la operación se realiza a través del modelo de simulación desarrollado en el *software CHEMCAD v.6*. Se considera para el estudio el cambio de disolvente que tuvo lugar en el proceso: MDEA al 40% por DEA al 20%. Se analizan variaciones operacionales que permitan la reducción de las pérdidas de disolvente en la corriente gaseosa que sale de la torre absorbadora. Es necesario además tener en cuenta el

cumplimiento de las condiciones estándares con respecto al gas combustible y a la regulación de las emisiones de H₂S hacia la atmósfera.

Para el estudio se definen variantes donde permanecerán invariables durante toda la simulación las presiones y temperaturas de tope y fondo (Tabla 2.7).

Tabla 2.7: Parámetros operacionales de la torre absorbidora T-01-304.

Parámetro	Tope	Fondo
Presión (kPa)	49	69
Temperatura (°C)	53	45

- **Variante 1**

Se realiza la simulación de la torre con las composiciones de diseño. Se utiliza como solvente DEA (20%) y se observa el grado de remoción del componente H₂S referido en la corriente de salida de tope. Luego se realiza el cambio de solvente a MDEA (40%) y se estudia el grado de remoción del componente H₂S ante el solo cambio del disolvente.

Corriente S1: Amina regenerada.

Solución de DEA al 20% con 0,002 mol H₂S/mol DEA.

Solución de MDEA al 40% con 0,002 mol H₂S/mol MDEA.

Flujo de solvente alimentado (kg/h) 9000

Corriente S2:

Gas hidrocarbonado proveniente del tambor separador B-01-305.

Flujo de gas alimentado (kg/h) 2500

- **Variante 2**

Consiste en realizar variaciones al flujo de solvente (MDEA) que ingresa a la torre para observar cómo repercute en la fracción de H₂S y el arrastre de solvente en la corriente de tope correspondiente a los gases limpios. Se consideran condiciones normales de operación de la planta regeneradora de aminas.

Corriente S1: Amina regenerada.

Solución de MDEA al 40% con 0,002 mol H₂S/mol MDEA.

Flujo de solvente (kg/h) 6000 - 9000

Corriente S2:

Gas hidrocarbonado proveniente del tambor separador B-01-305.

Flujo de gas (kg/h) 1400

- **Variante 3**

Se realiza la simulación de la torre con el valor de 6000 kg/h de solvente, mientras se aumenta la fracción del componente H₂S en la corriente S1 hasta el valor crítico que puede presentarse en la planta regeneradora de aminas.

Corriente S1: Amina regenerada.

Solución de MDEA al 40% con 0,007 mol H₂S/mol MDEA.

Flujo de solvente (kg/h) 6000

Corriente S2:

Gas hidrocarbonado proveniente del tambor separador B-01-305.

Flujo de gas (kg/h) 1400

- **Variante 4**

Se considera condiciones críticas en la planta regeneradora de aminas y se aumenta la fracción del componente H₂S en la corriente de gas hidrocarbonado.

Corriente S1: Amina regenerada.

Solución de MDEA al 40% con 0,007 mol H₂S/mol MDEA.

Flujo de solvente (kg/h) 6000

Corriente S2:

Gas hidrocarbonado proveniente del tambor separador B-01-305 con 0,062 kgH₂S/kg gas hidrocarbonado.

Flujo de gas (kg/h) 1400

Las condiciones de operación correspondientes a 0,062 kgH₂S/kg gas hidrocarbonado corresponden a 107 260 ppm de H₂S. Éste valor se reporta cuando la planta se encuentra en picos críticos de funcionamiento, la simulación pretende conocer el grado de remoción de H₂S y el arrastre de solvente reportados en la corriente de gas limpio por el tope de la torre bajo estas condiciones.

- **Variante 5**

Realizar la simulación del proceso con valores por debajo del permisible por el sistema de trasiego (6000 kg/h), teniendo en cuenta el flujo mínimo de líquido obtenido mediante la evaluación de la torre objeto de estudio.

Flujos en kg/h para la simulación: 4500, 5000, 5500 respectivamente.

2.6 Conclusiones parciales del capítulo

1. La descripción de la sección objeto de estudio permite conocer las variables influyentes dentro del proceso y sus rangos de operación.
2. Con la aplicación de la metodología para la evaluación de torres absorbedoras propuesta por Treybal, 1999 es posible calcular los parámetros característicos de la torre para los flujos de operación que se manejan.
3. Con la simulación de la torre en el *software CHEMCAD v.6* es posible analizar la operación de la misma.

Capítulo 3: Análisis de resultados obtenidos

En el presente capítulo se analizan los resultados de la evaluación de la torre absorbidora objeto de estudio, se implementa la validación del modelo mediante el *software* CHEMCAD v.6. También se analizan algunas variantes que permitan mitigar el problema planteado y se ofrecen propuestas de solución para el mismo.

3.1 Resultados de la evaluación de la torre absorbidora T-01-304

En la tabla que se muestra a continuación se exponen los principales resultados de la evaluación de la torre absorbidora.

Tabla 3.1: Principales resultados de la evaluación de la T-01-304.

Parámetro	Valor
Diámetro (m)	0,517
Altura (m)	28,1
Caída de presión (kPa)	15,3
Solvente mínimo de operación (kg/h)	2867
Relación D_e/D_T	0,0982
Área de sección transversal (m^2)	0,21

Del análisis de los resultados de la evaluación se puede decir que:

- Para las condiciones de operación que maneja la torre, la evaluación arroja que el diámetro es de 0,517 m, siendo la columna real instalada de 1,2 m. Resultado esperado, producto a la disminución en el flujo de operación hasta el valor de 8400 kg/h, el cual corresponde al 56 % del flujo para el cual se diseñó la torre (15 000 kg/h). Esto trae consigo que no se esté aprovechando a plena capacidad la torre, debido a que para que exista la adecuada transferencia de materia solo basta la mitad del diámetro actual de la T-01-304.
- El área de la sección transversal de la torre es de 0,21 m^2 y al establecer la relación entre el diámetro del empaque con el diámetro de la torre (D_e/D_T) ofrece un valor de 0,0982, el cual está dentro del intervalo propuesto por Treybal ($0,033 < D_e/D_T < 0,125$) para que exista una correcta distribución de líquido dentro del cuerpo de la torre.

- La altura total de la torre es de 28,1 m, siendo menor que la altura total de la columna instalada (33 m), lo cual supone que la columna está sobrediseñada en 4,9 m. Sólo son efectivos 28,1 m de la torre para lograr la adecuada transferencia de masa desde la fase gaseosa hasta la líquida. Esto viene dado también debido a que la torre estaba prevista para operar con DEA y en condiciones actuales lo hace con MDEA, el cual es un solvente más selectivo ante la presencia de H₂S y esto hace que se facilite la transferencia y por ende se necesite menos altura para lograrla. La diferencia de altura puede ser utilizada con otra finalidad, tal como retenedores de líquido con vistas a disminuir el arrastre de solvente que sale por el tope de la T-01-304.
- El flujo de solvente mínimo que se obtiene para las condiciones de alimentación a la columna es de 2867 kg/h, lo que implica que las condiciones adecuadas para la transferencia de masa se obtienen al operar la torre con un flujo por encima de este valor, lo que garantiza que la transferencia de H₂S de la fase gaseosa a la líquida no cese.
- La caída de presión total que ofrece la metodología de evaluación de la torre es de 15,3 kPa, valor que se corresponde con lo esperado, debido a que la altura es menor que la instalada y por ende debe presentar una caída de presión un poco menor que la que se espera por diseño. (19,6 kPa).

3.2 Obtención y validación del modelo de simulación de la T-01-304 en *CHEMCAD* v.6

La metodología para el desarrollo del modelo de simulación se puede observar en el capítulo 2, epígrafe 2.4.

Para simular la torre absorbidora bajo las condiciones de diseño se utilizan los datos que se reportan en las tablas 2.2 y 2.3. El modelo de simulación que se obtiene se muestra en la figura 3.1 y los resultados de los balances de materiales y energía reportados por el simulador se pueden ver en el Anexo 10.

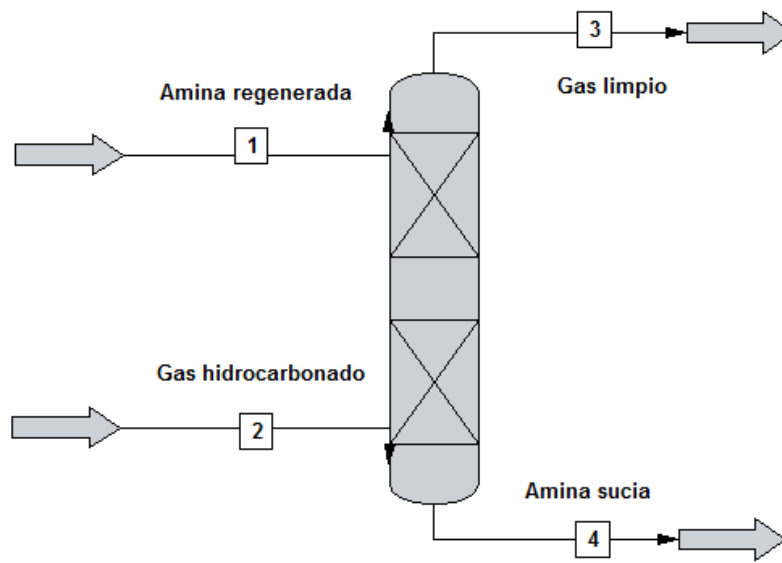


Figura 3.1 Esquema de simulación de la torre absorbidora T-01-304 en *CHEMCAD* v.6

3.2.1 Validación del modelo de simulación

3.2.1.1 Ajuste del modelo simulado al caso base

Se realiza un análisis comparativo entre la información ofrecida tras la simulación y las condiciones de diseño de la torre T-01-304. Se determina el error relativo que se comete al estudiar el sistema mediante el modelo simulado. Esto posibilita conocer con qué precisión puede ser usado para la predicción de la operación del equipo.

En la tabla 3.2 se muestran los resultados del ajuste del caso base a través de la comparación entre los resultados que se obtienen con el modelo de simulación y los parámetros de diseño.

Tabla 3.2: Comparación entre los flujos de salida para las condiciones de diseño y los obtenidos mediante la simulación.

Comp.	U.M	Gas hidrocarbonado (salida)			DEA (salida)		
		Diseño	Simulación	Error (%)	Diseño	Simulación	Error (%)
H ₂	kg/h	8	7,47	6,56	0	0,0004	-
CH ₄	kg/h	139	139,52	0,38	0	0,0121	-
C ₂ H ₆	kg/h	475	473,38	0,34	0	0,0483	-
C ₃ H ₈	kg/h	532	528,20	0,71	0	0,0526	-
C ₄ H ₁₀	kg/h	325	323,91	0,34	0	0,0204	-
C ₅ H ₁₂	kg/h	211	209,30	0,80	0	0,0003	-
H ₂ S	kg/h	0	1,38	-	121	124,5100	2,90
C ₆ H ₁₄	kg/h	713	710,15	0,40	0	0,0001	-
H ₂ O	kg/h	0	281,94	-	7200	6900,1	4,17
DEA	kg/h	0	0,005	-	1800	1799,9	0,005
Total	kg/h	2403	2675,26	11,33	9121	8824,7	3,25

Los errores que no presentan valor numérico se debe a que en las condiciones de diseño no se contemplan y al ser calculados se indefine la expresión, ya que su denominador es cero y por ello no se reportan.

Se aprecia en la tabla 3.2 que los errores cometidos al establecer la comparación entre los datos de diseño y los obtenidos por la simulación, no superan el valor de 10%, excepto el correspondiente al flujo total de la corriente de gases limpios que abandonan la torre (S3) con un valor de 11,33 %. Este resultado se debe a que en las condiciones

de diseño no se considera arrastre de solvente en la corriente S3, sin embargo con la simulación de la torre, aparece arrastre de solvente (MDEA + H₂O). Esto trae consigo que exista un incremento en el error relativo. En el caso del flujo de amina sucia (S4) de igual forma se obtienen pequeñas cantidades de gases pero no afectan la magnitud del error.

Si no se contempla en el cálculo del error relativo el arrastre de solvente por la corriente S3, el mismo sería de 0,46 %, lo que demuestra que la afectación principal viene dada por el arrastre de solvente en la corriente de gases limpios.

Con estas consideraciones se puede ratificar el uso del simulador como vía adecuada para el estudio del proceso, ajustándose el modelo a los parámetros para este tipo de proceso.

3.3 Análisis de sensibilidad del modelo de simulación ajustado a los parámetros de diseño

Una vez comprobado el ajuste del modelo de simulación al caso base se realiza el análisis de sensibilidad para observar la respuesta ante cambios realizados.

El análisis se lleva a cabo a través de los casos que se definen en el epígrafe 2.4.3

En la figura 3.2 se muestra el comportamiento del caso de estudio N°1, en el anexo 6 se muestran los resultados de forma tabulada.

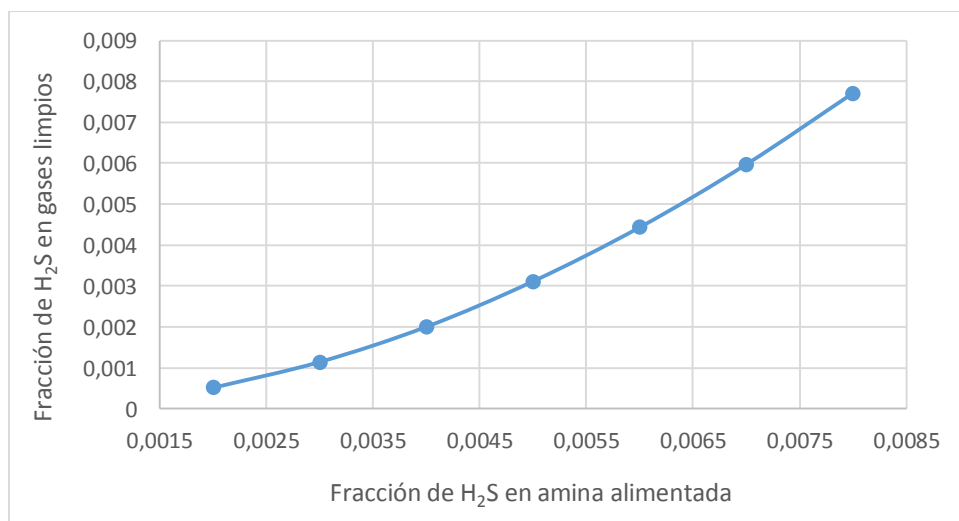


Figura 3.2: Análisis del comportamiento de la fracción de H₂S en gas limpio (S3) producto a la variación de la fracción H₂S en la corriente de amina alimentada (S2).

Se puede apreciar en la figura 3.2 que con el incremento de la fracción de H_2S en la corriente de amina a la entrada de la torre aumenta la fracción de H_2S en la corriente de gases que salen. Este comportamiento se considera adecuado, ya que si el solvente llega con más contenido de H_2S se acerca a las condiciones de saturación y su capacidad para absorber se ve afectada, por lo tanto debe salir una fracción mayor de H_2S en los gases de tope.

- Resultados de la implementación del caso de estudio 2

En la figura 3.3 se muestra el comportamiento del caso de estudio N°2, en el anexo 7 se muestran los resultados de forma tabulada.

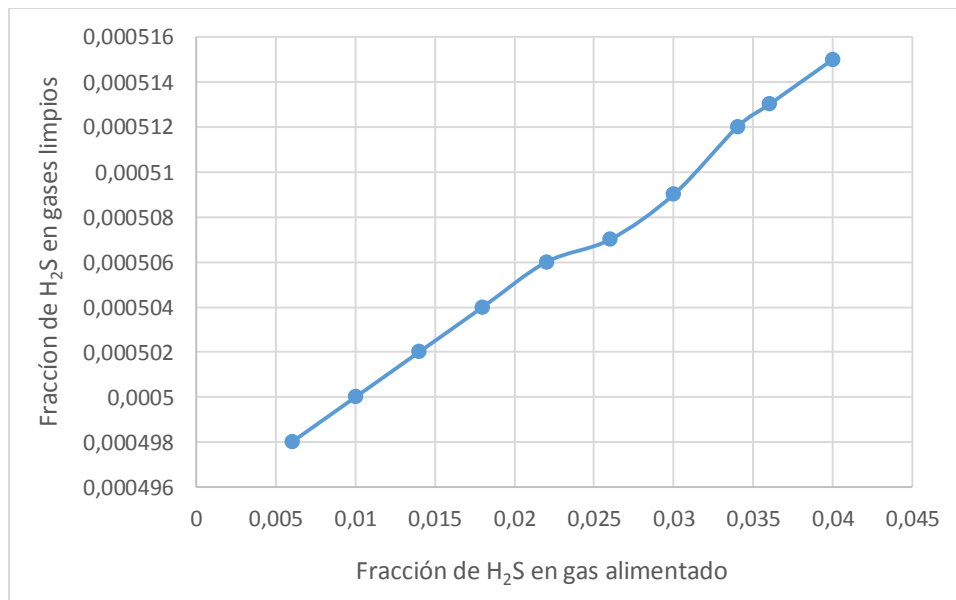


Figura 3.3 Análisis del comportamiento de la fracción de H_2S en gases limpios producto a la variación en la fracción de H_2S en gas hidrocarbonado alimentado.

Con la implementación del caso de estudio N°2 se aprecia que al incrementar la composición de H_2S en la corriente de gas hidrocarbonado a la entrada de la torre, aumenta la fracción de este mismo componente en la corriente de salida, resultado esperado, debido a que la capacidad de remoción de la torre es constante y a más entrada de un componente, saldrá más de este mismo componente incorporado a la corriente de gas limpio en la torre.

Con el estudio de la sensibilidad del modelo simulado se concluye la validación del mismo, lo que permite el análisis de la operación de la torre T-01-304.

3.4 Análisis operacional de la torre absorbidora T-01-304

Con el análisis de las diferentes alternativas para la operación se pretende evaluar las condiciones a las cuales se logre una disminución en el arrastre de solvente, además de reducir las actuales emisiones de H₂S.

3.4.1 Análisis de la operación

- **Variante 1**

A continuación en la tabla 3.2 se refleja el resultado de la simulación de la torre bajo las mismas condiciones de diseño, pero realizando el cambio de solvente.

Tabla 3.2: Fracción de H₂S en la corriente de gases a la salida de la torre (S3) ante el cambio de solvente.

	Condiciones de diseño (DEA)	Condiciones de operación (MDEA)
ppm H₂S	338	130

Se puede apreciar que el solo hecho de disponer de otro solvente para llevar a cabo la absorción, manteniendo las condiciones de diseño de la torre, disminuyen en 208 ppm la fracción del componente sulfuro de hidrógeno que sale del sistema. Este resultado era esperado, debido a que el solvente MDEA es más selectivo que la DEA para la remoción de H₂S. Además de su alta selectividad, por ser una amina menos básica puede ser utilizada a concentraciones más altas (entre 20 - 50 %), lo que mejora así su poder absorbente (Rosales, 2004). Se tiene también que la MDEA presenta un valor superior de capacidad de absorción, como se puede apreciar en el epígrafe 1.4 por lo que resultados más favorables en cuanto a remoción de este componente eran esperados.

- **Variante 2**

Los gráficos 3.4 y 3.5 muestran cómo responde la fracción másica de H₂S y el arrastre de solvente en la corriente S3 ante la disminución del flujo de solvente a la entrada de la torre hasta valores cercanos al admitido por el sistema de trasiego. Los resultados expuestos de forma tabulada se observan en el anexo 8.

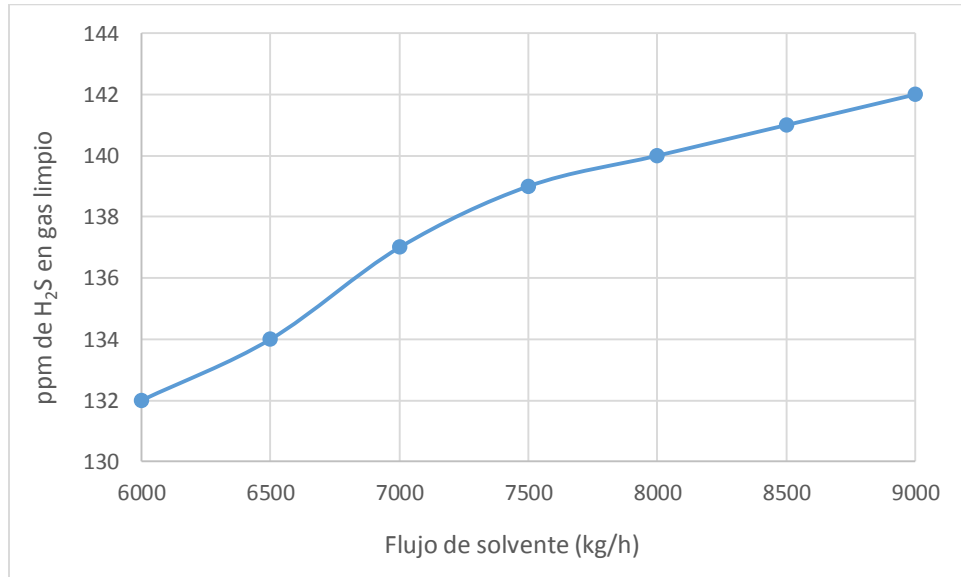


Figura 3.4: Análisis del comportamiento del H₂S contenido en el gas de salida producto a la variación del flujo de solvente en la alimentación.

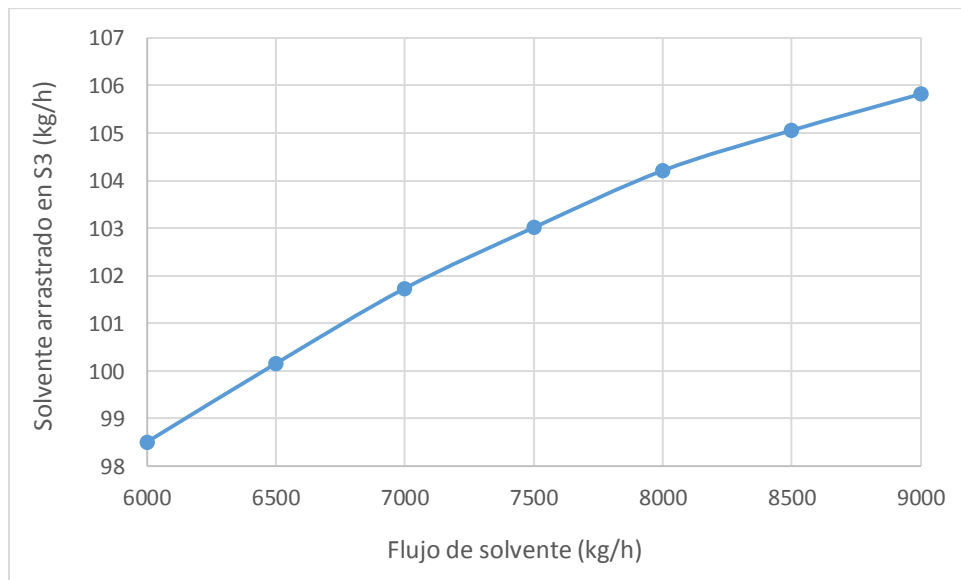


Figura 3.5: Análisis del comportamiento del flujo de solvente que se arrastra en la corriente S3 producto de la variación en el flujo de solvente alimentado.

Se observa en la figura 3.4 que al disminuir el flujo de solvente que se alimenta a la torre hasta valores permisibles por el sistema de trasiego existe una disminución en el contenido de H₂S que sale en la corriente gaseosa por el tope. Para analizar este comportamiento es necesario aclarar que el estudio se realiza sin variar la composición del solvente ni en el contenido de H₂S en el gas a la entrada de la torre. Por lo que al disminuir el flujo de solvente que ingresa a la columna la pendiente de la línea de operación disminuye para mantener constante las dos composiciones que no se modifican (x₂ y y₁). La línea de operación sufre un desplazamiento hacia abajo lo que favorece de este modo la remoción. Esto se refleja en la composición de H₂S en la corriente gaseosa de tope.

A continuación se muestra de forma gráfica lo expuesto anteriormente.

Tabla 3.3: Líneas de operación para flujos de 6000 y 8400 kg/h respectivamente.

Flujos (kg/h)	X ₁	Y ₁	X ₂	Y ₂
6000	0,2438	0,04603	0,002004	8,3·10 ⁻⁵
8400	0,017294	0,46025	0,002004	9,501·10 ⁻⁵

Si se grafica cada una de las rectas para los diferentes flujos se obtiene:

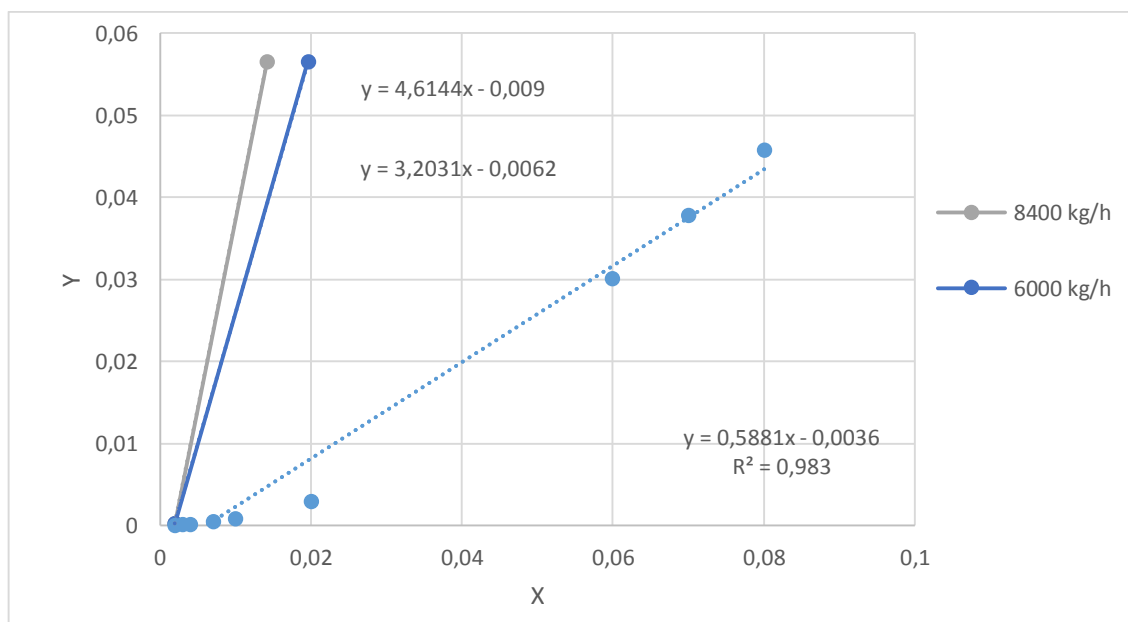


Figura 3.6: Líneas de operación para los flujos de 8400 y 6000 kg/h respectivamente

Con vista a que se observe mejor el comportamiento de la remoción se realiza una ampliación de la figura 3.6 en el intervalo de operación.

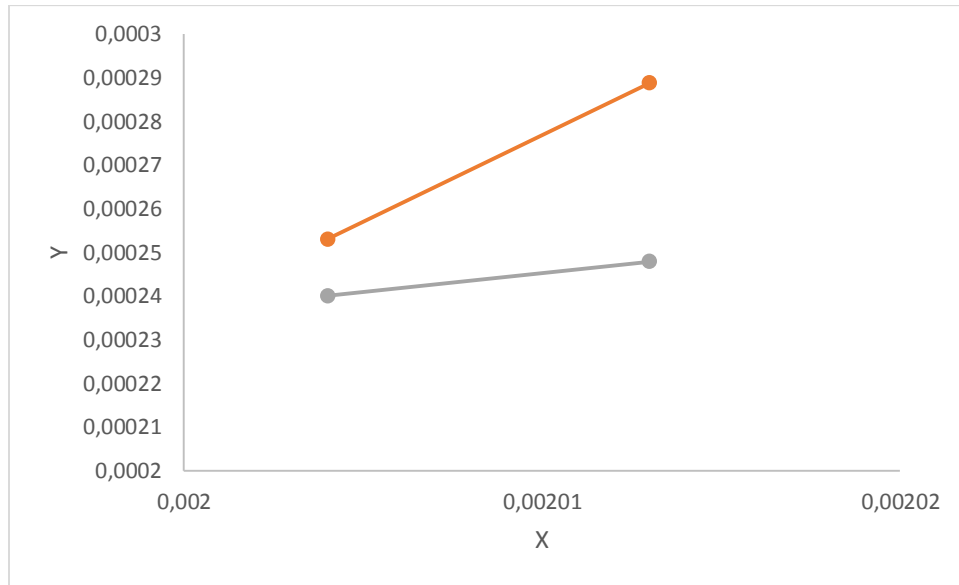


Figura 3.7: Ampliación realizada a la figura 3.6 para observar con precisión la remoción existente en los ejes coordenados.

Se analiza además en la figura 3.4 que disminuye el arrastre de solvente por la corriente S3, correspondiente al gas limpio que abandona el sistema. Debido a que si se opera con mayor flujo de solvente sin variar la cantidad de gas que ingresa a la torre será mayor el escape de solvente (MDEA+H₂O), esto ratifica las condiciones actuales de operación. Lo que demuestra que con sólo una disminución del flujo de solvente en la alimentación hasta los valores permisibles por el sistema de trasiego se puede reducir la pérdida del mismo en un 6,3%.

Según datos proporcionados por la dirección de operaciones de la refinería, el costo del solvente empleado para llevar a cabo la absorción en el mercado internacional es de 3,87 CUC/kg y el precio del agua es 1,50 CUC/ m³.

Con la disminución del flujo de solvente que se alimenta a la torre a 6000 kg/h, lo cual es admitido por el sistema de trasiego, se logra ahorrar 0,17 CUC/h por este concepto, lo cual representa para una planta que opera 300 d/a un ahorro de 1080 CUC/año. (Ver anexo 9)

Se propone la disminución del flujo de solvente alimentado al valor de 6000 kg/h, debido a que se logra la menor cantidad de solvente arrastrado por la corriente de tope, lo que lleva a un ahorro por reposición del mismo en la planta regeneradora. Existe además bajo estas condiciones una mayor remoción del componente H₂S.

- **Variante 3**

En la tabla 3.6 se muestran los valores de ppm de H₂S y arrastre de solvente en la corriente S3 con flujo de MDEA en la alimentación de 6000 kg/h con una composición de 0,007 mol de H₂S/ mol de MDEA.

Tabla 3.6: Principales parámetros de la torre con una alimentación de 6000 kg/h de solvente.

Flujo de MDEA sucia (kg/h)	ppm H₂S	Arrastre de solvente (kg/h)
6000	152	97,8

Se puede plantear que al contar con un solvente con mayor contenido de sulfuro de hidrógeno se obtiene un aumento de 20 ppm en el contenido de éste en el gas de salida de la torre absorbadora, aunque no sobrepasa los límites establecidos para la operación (< 200 ppm). Esto se debe a que la capacidad de remoción de la torre no se varía y si se ingresa mayor fracción del componente a eliminar, saldrá entonces más de éste en el efluente gaseoso. En cuanto al arrastre de solvente por el tope de la torre no se observa un aumento significativo, puesto que al realizar el cambio de 0,002 a 0,007 mol H₂S/ mol MDEA, apenas la variación es en el orden de 0,7 kg/h.

- **Variante 4**

Tabla 3.7: Principales parámetros de la torre cuando trabaja con gas y amina sucios respectivamente.

Flujo de MDEA sucia (kg/h)	ppm H₂S	Arrastre de solvente (kg/h)
6000	158	98,44

Se puede plantear que aun cuando el gas se incorpore a la torre con una fracción elevada de H₂S, se logra cumplir con las condiciones establecidas para la operación y se mantiene también una disminución de la pérdida de solvente en la corriente de tope. Esta variante de estudio ratifica que es factible técnicamente disminuir el flujo de solvente alimentado a la torre a 6000 kg/h, lo que garantiza de este modo el cumplimiento de las condiciones de operación para todas las variantes.

- **Variante 5**

Debido a que el flujo mínimo de operación de la torre al ser evaluada por la metodología propuesta por Treybal 1999 arroja un valor de 4300 kg/h se realiza una simulación con valores por debajo de 6000 kg/h (valor mínimo del sistema de trasiego). A continuación en la tabla 3.8 se muestra lo expuesto:

Tabla 3.8: Simulación con valores por debajo del admisible por el sistema de trasiego

Flujo (kg/h)	ppm de H₂S en gases salida	Arrastre de solvente (kg/h)
4500	124	92,18
5000	127	94,31
5500	130	96,70

Se aprecia que aun disminuyendo el flujo de solvente hasta valores próximos a los críticos según la evaluación de la columna, existe un comportamiento favorable en cuanto a las ppm de H₂S y el arrastre de solvente en los gases de salida ya que existe

una disminución en estos parámetros al reducir el flujo en S1. Por los que se propone realizar cambios en el sistema de trasiego hasta el valor de 4500 kg/h, que es el valor de flujo que reporta menor pérdida de solvente y menor concentración de H₂S; ahorrándose por este concepto 1008 CUC/año.

3.5 Conclusiones parciales del capítulo 3

1. El modelo de simulación que se obtiene en el *software CHEMCAD v.6* se ajusta de forma adecuada al caso base pues no se obtienen errores relativos por encima del 10%, con excepción del flujo total de la corriente de gas limpio.
2. La evaluación de la torre rellena permite definir su altura total siendo de 28,1 m, que es 4,9 m por debajo de la instalada actualmente, lo que corrobora la posibilidad de utilizar la misma para las condiciones actuales.
3. Con el cambio de solvente de DEA a MDEA en la torre se logra aumentar la remoción en un 37,5 %, lo que ratifica la alta selectividad del solvente MDEA para la remoción de H₂S.
4. Con la disminución del flujo de solvente a la entrada de la torre absorbidora hasta valores permisibles por el sistema de trasiego (6000 kg/h) se obtiene una remoción favorable por debajo del valor normado (200 ppm) y una disminución en cuanto a la pérdida de solvente en la corriente de gases que abandonan la torre.
5. Para la operación de la torre bajo condiciones críticas de la planta regeneradora de aminas se obtiene 152 ppm de H₂S y 98 kg/h de solvente arrastrado en la corriente de gases limpios que abandonan la torre.
6. Cuando se manipula un gas con fracciones de H₂S por encima de los establecidos para la operación de la torre, se obtiene resultados favorables en cuanto a las ppm del componente a la salida en S3, así como el arrastre de solvente.
7. Con un cambio en el sistema de trasiego es posible operar la columna con un flujo de solvente de 4500 kg/h, reduciendo la pérdida de solvente en 6,3 kg/h y la concentración de H₂S en 8 ppm.
8. Se demuestra que la columna está operando con flujos de solvente muy por encima de lo que requieren las condiciones actuales, lo que implica un gasto por concepto de consumo de solvente de 1008 CUC/a.

Conclusiones

1. Se realiza la evaluación de la torre absorbadora T-01-304, obteniéndose un sobrediseño en la altura de la misma de 4,9 m con respecto a la columna real instalada.
2. Con la utilización del solvente de diseño (DEA) no se logran valores adecuados de H_2S (< 200 ppm) en los gases de salida de la torre.
3. La utilización del solvente MDEA permite un aumento en la remoción del sulfuro de hidrógeno del 61,5 %.
4. La disminución del flujo de solvente a la entrada de la torre absorbadora hasta valores permisibles por el sistema de trasiego (6000 kg/h) disminuye en 6,3 % la pérdida de solvente en la corriente de gases que abandonan la torre sin afectar la remoción.
5. Si se modifica el sistema de trasiego es posible operar la columna con un flujo de solvente de 4500 kg/h, reduciendo la pérdida de solvente en 6,3 kg/h y la concentración de H_2S en 8 ppm.
6. La columna está operando con flujos de solvente muy por encima de lo que requieren las condiciones actuales, lo que implica un gasto por concepto de consumo de solvente de 1008 CUC/a.

Recomendaciones

1. Realizar un estudio de factibilidad técnica-económica con vistas al cambio del sistema de trasiego para la alimentación de la torre T-01-304.
2. Utilizar el sobrediseño de altura de la torre como retenedores de líquido, con vistas a disminuir la pérdida de solvente por el tope del sistema.

Bibliografías consultadas

- Abkhiz, V. (2014). *Comparison of amine solutions performance for gas sweetening*. Gas Engineering Department, Petroleum University of Technology. Ahwaz, Irán.
- Alvarado C. J. (2013). Diseño de una columna de absorción para la neutralización del gas clorpirifos etil en la producción de películas plásticas para fundas de banano en la planta 2 de la empresa Yanber S.A. San José, Costa rica
- Álvarez, C. (2007). Optimización de la Unidad Despojadora de Aguas Agrias (T-2590) de la Gerencia Complejo Barrancabermeja mediante la aplicación de herramienta de simulación. ECOPETROL. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Santander. Colombia.
- Aspen Technology, Inc. (2015). *Aspentech*. Recuperado a partir de <http://www.aspentech.com/products/aspentech-engineering/>
- Barrios, O. et. al. (2011). Simulación y control de una columna de absorción continua rellena con anillos tipo Rasching a través del software SIMULATROL 6000. Revista Ingeniería UC, 18(2), pp. 35-43.
- Erdmann, E. (2012). Endulzamiento de gas natural con aminas. Simulación del proceso y análisis de sensibilidad paramétrico. Instituto tecnológico de Buenos Aires. Argentina.
- Ferrer M. L (2013). Revisión de los absorbentes químicos en post-combustión y comparativa del requerimiento energético en los absorbedores para diferentes configuraciones. Escuela de Ingeniería. Universidad de Zaragoza. España.
- Ferrera-Cerrato, R. (2006). Procesos de biorremediación de suelo y agua contaminados por hidrocarburos del petróleo y otros compuestos orgánicos. Revista Latinoamericana de Microbiología. Vol. 48, No.2, pp.179-187.
- Garcell Puyáns, L. R. (2002). Procesos de separación con operaciones de transferencia de masa en sistemas gas-líquido. Facultad de Ingeniería Química, Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente.
- Geankoplis, C.J. (1998). Procesos de transporte y operaciones unitarias (3era ed.). México: Compañía Editorial Continental, S.A. DE C.V.
- Gibrán, W. y Pacho, J.D. (2006). Optimización de una torre de absorción en una planta de endulzamiento de gas natural. Tecnol. Ciencia Ed. (IMIQ), 21(1).

- Guillén P. R. (2006). Guía de introducción para la simulación de procesos en CHEMCAD para estado estacionario.
- Gutiérrez Demis, M. *et. al.* (2007). Columnas de absorción. Balances de materia y energía. Universidad Nacional del Callao. Escuela profesional de Ingeniería Química. Perú.
- Han, L., y Perozo, M. P. (2014). Mejoras en la preparación de soda del sistema de lavado cáustico de la planta de olefinas I del complejo "Ana María Campos". Rafael Urdaneta, Maracaibo, Venezuela.
- Henao, C. y Vélez, J. (2002). Manual del laboratorio diseño de procesos químicos - Uso del paquete de simulación HYSYS. *Process*. UPB. Medellín.
- Henly, E. J. y Seader, J. D. (2000). Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química. México D.F., México: Reverté Ediciones, S.A. de C.V.
- Huttenhuis, P.G. (2009). *The Acid Gas Solubility in Aqueous N-Methyldiethanolamine. Experiments and Thermodynamic Modelling. University of Groningen, Enschede, the Netherlands.*
- Jiménez Cárdenas, A. (2014). Desarrollo de un modelo matemático para el pronóstico del funcionamiento de un generador de vapor de un solo paso. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Matanzas. Cuba
- Kent, R. L. y Eisenberg, B. (1976). *Better Data for Amine Treating. Hydrocarbon Processing.*
- Martínez, S y Hugo, V. (2000). Simulación de Procesos en Ingeniería Química. Plaza y Valdés Editores, México, Tamaulipas.
- McCabe, W. *et. al.* (1991). Operaciones unitarias en Ingeniería química (4^{ra} ed.). Madrid, España: McGraw-Hill Interamericana de España.
- McGraw Hill. (2009). *Conclusions and Recommendations for thermo models.* Recuperado a partir de www.chemstations.net
- Medina, M. A. (2011). Análisis técnico-económico para la selección de un proceso de endulzamiento del gas natural producido por técnicas de inyección de vapor. Universidad Del Zulia, Maracaibo, Venezuela.
- Misari, M.C. y Orihuela, E. S. (2011). Evaluación del efecto del tipo de relleno (anillo Raschig y montura Berl de cerámico) sobre el factor de reacción en la

absorción química del dióxido de carbono puro con hidróxido de sodio en la columna de absorción. Universidad Nacional del Centro del Perú, Huancayo Perú.

- Montes de Oca, L. (2007). Desarrollo de un modelo de simulación para la evaluación de una caldera recuperadora de calor usando un simulador de procesos. Tesis en opción al título de Master en Termoenergética Industrial. Centro de Estudio de Combustión y Energía. Matanzas, Cuba.
- Morero, B. y Campanella, E. (2012). Simulación del proceso de absorción química con soluciones de aminas para la purificación de biogás. Instituto de desarrollo tecnológico para la industria química. Universidad Nacional del litoral. Santa Fe. Argentina.
- Muñecas, V. M. Á. (2005). Caracterización y tratamiento del crudo de petróleo. Ingeniería Química, pp. 87-93.
- Nagpal, S. (2010). *Designing a selective MDEA tail-gas treating unit: Following these protocols will enhance sulfur recovery efficiency. Hydrocarbon Processing, 89(1), 43.*
- Pacheco, H. S. (2006). Evaluación del software para la simulación de procesos químicos.
- Patil, P. (2006). *Prediction of CO₂ and H₂S solubility in aqueous MDEA solutions using an extended Kent and Eisenberg Model. Centre for Process integration. School of Chemical Engineering and Analytical Science. University of Manchester.*
- Polasek, J. (1992). *Using Mixed Amine Solutions for Gas Sweetening. Bryan Research and Engineering, Inc. Texas.*
- Polasek, J., y Bullin, J. (2009). *Selecting Amines for Sweetening Units. Department of Chemical Engineering, Texas A&M University, College Station, Texas.*
- PRO/II. (2007). *United States of America: Invensys Systems, Inc.*
- Ramírez, M. C. (2005). Desarrollo de módulos de simulación de procesos en Ingeniería química. Universidad de el Salvador, Ciudad Universitaria. El Salvador.

- Rebolledo-Libreros, M.E. (2004). *Gas solubility of H₂S in aqueous solutions of N-methyldiethanolamine and diethanolamine with 2-amino-2-methyl-1-propanol at 313, 343 and 393 K in the range 2.5-1036 kPa*. Programa de Ingeniería molecular, Instituto Mexicano del petróleo. Área de investigación en termofísica. DF México.
- Reinoso, B. D. (2014). Estudio de procesos para la captura de CO₂ desde el gas asociado de petróleo y fuentes fijas de combustión para utilizarlo en recuperación.
- Rosales. J.B. (2004). Diseño de una planta de endulzamiento de gas natural con aminas reformuladas. Zulia, Maracaibo, Venezuela.
- Salazar Cuaila, J. L. (2012), Evaluación de la eliminación de CO₂ y H₂S por endulzamiento de biogás usando soluciones acuosas de alcanolaminas. Instituto Tecnológico y de estudios superiores de Monterrey, Campus Toluca, California.
- Sánchez, A. G. et. al. (2012, agosto). Simulación de la ozonación de agua residual en una torre empacada. Revista cubana de Química, XXIV (2), 166-174.
- Scenna, N. J. (1999). Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. Universidad Tecnológica Nacional. Argentina.
- Treybal, R. E. (1999). Operaciones de Transferencia de Masa (2da Edición)
- Usagaua, R. R. y Cepero, L. P. (2010). Modelación Matemática de la Torre T-304 usando el CHEMCAD. Camilo Cienfuegos, Matanzas.
- Vásquez R. W. (2013). Simulación de la unidad de tratamiento de gas combustible con aminas de la refinería estatal de Esmeraldas. Universidad Central de Ecuador. Facultad de Ingeniería química.
- Viera B. R. *et.al.* (1988). Modelación matemática para ingenieros químicos. Editorial pueblo y educación.
- Zavaleta O. J. (2007). Balances de materiales en columnas de absorción. Universidad del Callao. Perú.

Anexos

Anexo 1

Inundación y caída de presión en columnas rellenas.

Fuente (Treybal, 1999)

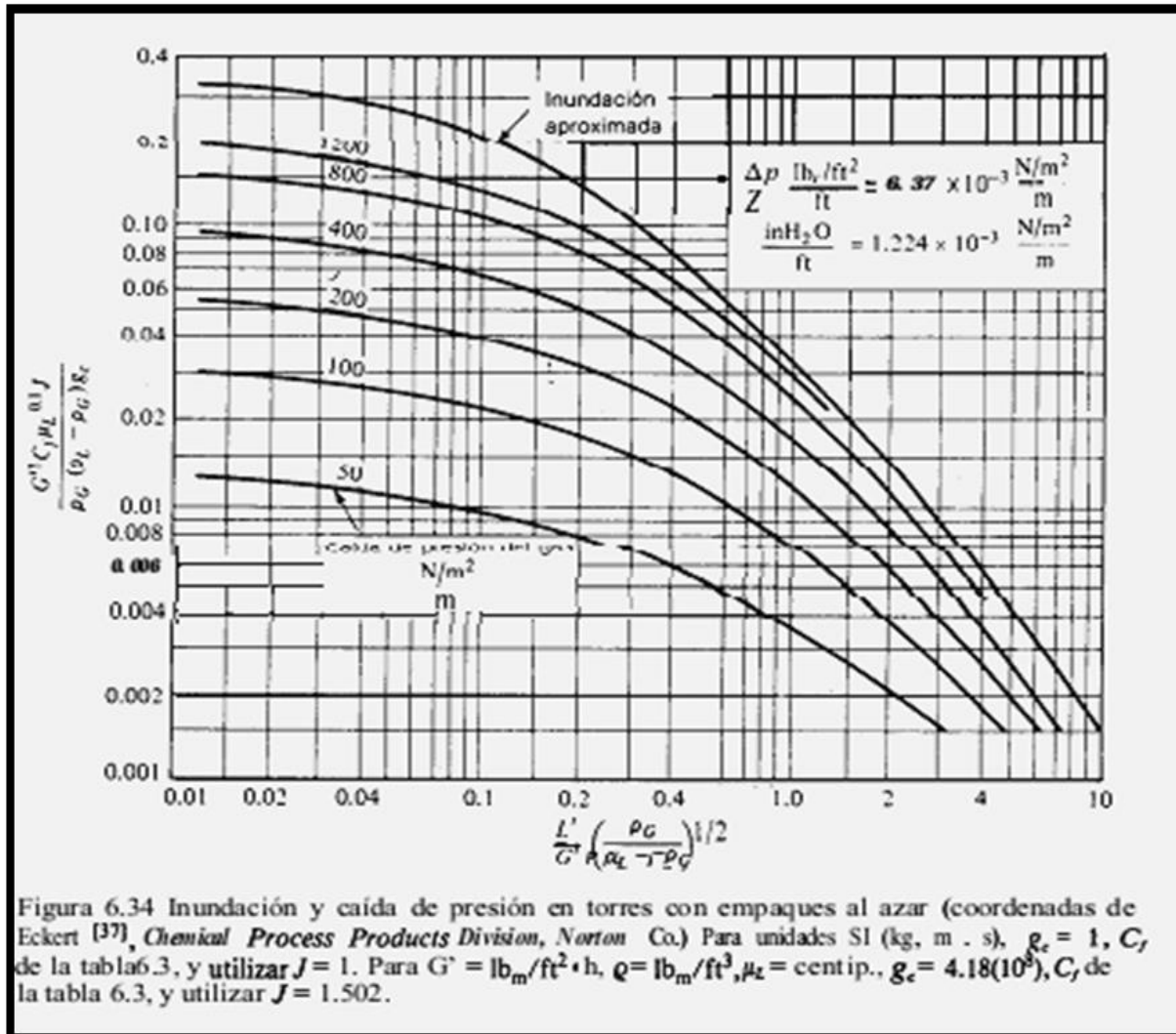


Figura 6.34 Inundación y caída de presión en torres con empaques al azar (coordenadas de Eckert [37], *Chemical Process Products Division, Norton Co.*) Para unidades SI (kg, m . s), $g_c = 1$, C_p de la tabla 6.3, y utilizar $J = 1$. Para $G' = \text{lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$, $q = \text{lb}_m/\text{ft}^3$, $\mu_L = \text{centip.}$, $g_c = 4.18(10^8)$, C_p de la tabla 6.3, y utilizar $J = 1.502$.

Anexo 2

Tabla 1.2: Estructura molecular de algunas alcanolaminas de tratamiento de gas.

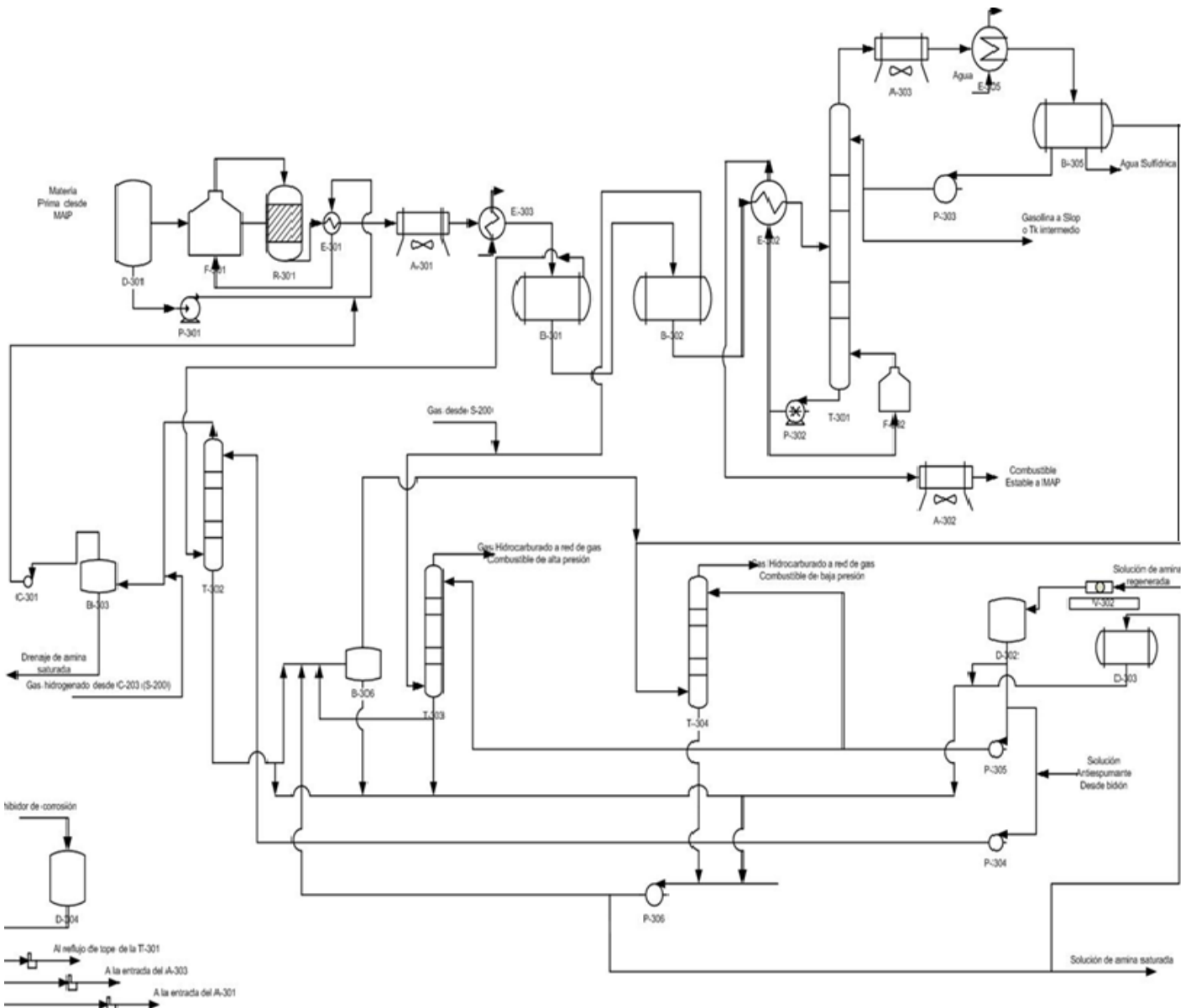
Aminas primarias	
Monoetanolamina (MEA)	$C_2H_4OH - NH_2$
Diglicolamina (DGA)	$HOC_2H_4OC_2H_4 - NH_2$
Aminas secundarias	
Dietanolamina (DEA)	$C_2H_4OH - N - C_2H_4OH$ $ $ H
Disopropanolamina (DIPA)	$C_3H_5OH - N - C_3H_5OH$ $ $ H
Aminas terciarias	
Trietanolamina (TEA)	$C_2H_4OH - N - C_2H_4OH$ $ $ C_2H_4OH
Metildietanolamina (MDEA)	$C_2H_4OH - N - C_2H_4OH$ $ $ CH_3

Tabla 1.3: Datos y condiciones típicas de operación de aminas. (Polasek y Bullin, 2009)

	AMINAS			
	MEA	DEA	DGA	MDEA
Solución fuerte ,%	15 - 20	25 - 35	50 - 70	20 - 50
Gas ácido, mol/mol	0,3 - 0,35	0,3 - 0,35	0,3 - 0,35	ilimitado
Habilidad para absorber H₂S	no	Bajo condiciones limitadas	no	Bajo la mayoría de las condiciones

Anexo 3

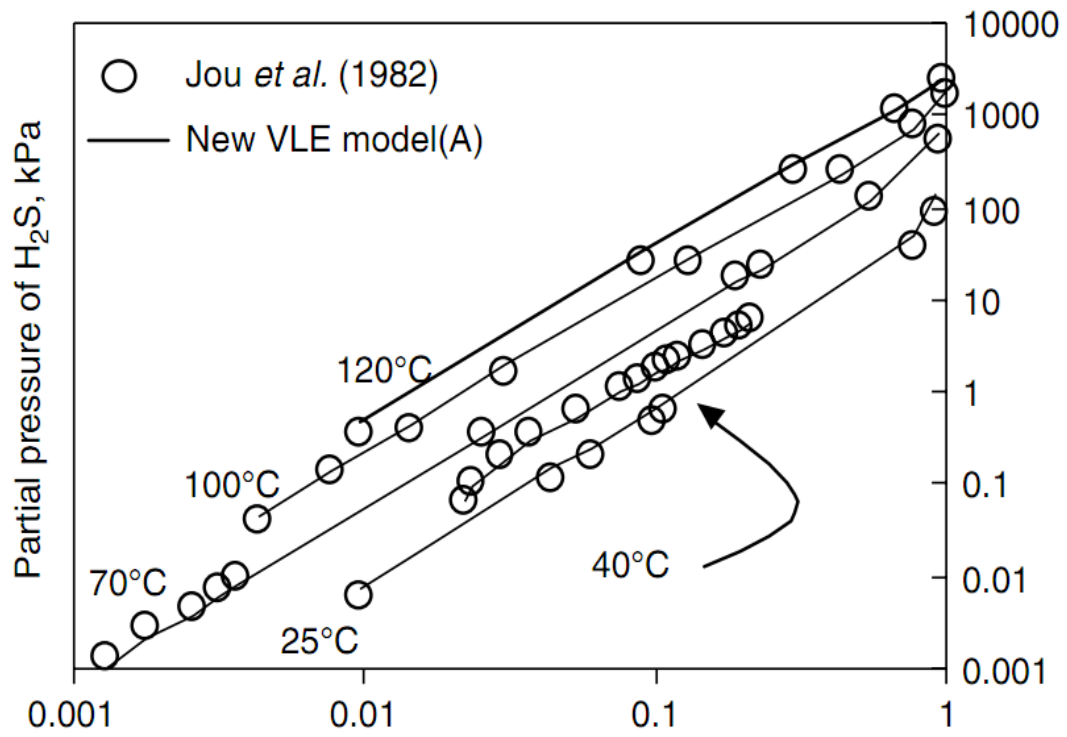
Diagrama de flujo tecnológico de la planta de Tratamiento de gases. Sección 300-1



Anexo 4

Curvas de equilibrio MDEA - H₂S para diferentes temperaturas.

Fuente: Patil, P (2006).



Anexo 5

Metodología de Shulman, H. L. *et al.*, 1957 para el cálculo de coeficientes volumétricos de transferencia de masa.

Fase gaseosa:

$$\frac{F_G \cdot S_{cg}^{2/3}}{G} = 1,195 \cdot \left[\frac{d_s \cdot G'}{\mu''_{gas} \cdot (1 - \varepsilon_o)} \right]^{-0,36} \quad \text{Ec.1}$$

- Determinación de los parámetros involucrados

$$\mu''_{gas} = \mu_{gas} \cdot 2,42$$

Número de Schmidt para fase gaseosa

$$S_{cg} = \frac{\mu''_{gas}}{\rho_{gas} \cdot D_g}$$

Fase líquida

$$\mu''_{liq} = \mu_{liq} \cdot 2,42$$

$$S_{cl} = \frac{\mu''_{liq}}{\rho_{liq} \cdot D_l}$$

En la sección correspondiente a relleno Anillos tipo Raschig Cerámicos, de la Tabla 6.4: Retención líquida en torres rellenas, página 196 (Treybal, 1999) se plantean algunas expresiones útiles para la determinación del coeficiente volumétrico para esta fase.

Tabla 6.4. Retención líquida en torres rellenas *

$\phi_s = \phi_o + \phi_s$ $\phi_{cr} = \phi_{cr} + \phi_{cr}$ $\phi_o = \phi_{cr} H$

Relleno	Tamaño nominal pulg	d_s , pie	ϕ_s	Agua (temperaturas normales)	μ''_{L} , centipoise	H
Anillos Raschig Cerámicos	0,5	0,0582	$6,85(10^{-3}) \mu_L^{0,61} \sigma^{0,28} d_s^{1,21} \rho_L^{0,27}$	$\phi_{cr} = \frac{2,25(10^{-3}) L^{\beta}}{d_s^2}$	<12	$\frac{0,897 L^{-0,37} \mu_L^{0,12}}{\rho_L^{0,24} (0,1183 L^{0,430} - 1)} \left(\frac{\sigma'}{73} \right)^{0,000 - 0,000 \log L}$
	1	0,1167		$\phi_{cr} = \frac{0,00104}{d_s^{1,21}}$		
	1,5	0,1740			$\beta = 0,965 d_s^{0,278}$	
	2	0,238				

$$d_s = 0,238 \text{ m}$$

Tabla 6.4 pag.196

$$\beta = 0,965 \cdot d_s^{0,376} \quad \text{Tabla 6.4 pag.196}$$

$$\phi_{tw} = \frac{2,25 \cdot 10^{-5} \cdot L'^{\beta}}{dS^2}$$

$$\phi_{sw} = \frac{0,00104}{dS^{1,21}}$$

$$\phi_{ow} = \phi_{tw} - \phi_{sw}$$

$$\phi_s = \frac{6,85 \cdot 10^{-5} \cdot \mu_{liq}^{0,02} \cdot \sigma^{0,99}}{dS^{1,21} \cdot \rho_{liq}^{0,37}}$$

$$H = \frac{0,897 \cdot L'^{0,57} \cdot \mu_{liq}^{0,13}}{\rho_{liq}^{0,84} \cdot (0,1183 \cdot L'^{0,43} - 1)} \cdot \left(\frac{\sigma}{73}\right)^{0,925 - 0,262 \cdot \log L'}$$

$$\phi_o = \phi_{ow} \cdot H$$

$$\phi_t = \phi_o + \phi_s$$

Para determinar el área interfacial se va a la tabla 6.3 del (Treybal, R. E., 1999), que se muestra a continuación y se toman los datos necesarios.

Relleno	Tamaño pulg.	Intervalo de L' lb/h pie ²	m	n	ρ
Anillos Raschig	0,5	500-1,500	8,200	$3,15(10^{-4})L' - 0,30$	-1,04
		1,500-4,500	9,32	$0,151(10^{-4})L' + 0,148$	-0,111
	1	500-1,500	0,274	0	0,552
		1,500-4,500	463	$0,528(10^{-4})L' - 0,0793$	-0,47
	1,5	500-1,500	1,82	$0,675(10^{-4})L' - 0,1013$	0,274
		1,500-4,500	4,85	$0,148(10^{-4})L' - 0,022$	0,140
	2	500-1,500	0,401	0	0,481
		1,500-4,500	0,95	0	0,362

Siendo Anillos Raschig 2 pulg, con un intervalo de $L = 1500 - 4500 \text{ lb/h pie}^2$ se seleccionan los valores numéricos de m, n y p

La velocidad superficial másica del gas se rectifica con la expresión siguiente:

$$G' = G' \cdot \left(\frac{0,075}{\rho_{gas}} \right)^{0,5}$$

La superficie interfacial específica se determina con la expresión siguiente:

$$a_A = a_{Aw} \cdot \frac{\phi_0}{\phi_{0W}}$$

$$a_{Aw} = m \cdot G'^n \cdot L^p$$

Determinación del espacio vacío de operación:

$$\varepsilon_0 = \varepsilon - \phi_t$$

$$\varepsilon = 0,74 \rightarrow \text{Porosidad del lecho}$$

La porosidad del lecho viene dada en la tabla 6.2 pag.188: Características de rellenos volcados al azar. Treybal, 1999

Tabla 6.2 Características de rellenos volcados al azar *

Relleno	Tamaño nominal, pulg									
	¼	⅜	½	⅝	¾	1	1¼	1½	2	3½
Anillos Raschig	1,000	750	640	380	255	160	125	95	65	37
Cerámica: **	0,73	0,68	0,63	0,68	0,73	0,73	0,74	0,71	0,74	0,78
	240	155	111	100	80	58	45	38	28	19

Luego se determina el coeficiente de transferencia de masa en fase gaseosa, despejando de la ecuación 1

Es necesario la conversión de este coeficiente a coeficiente volumétrico como muestra la expresión siguiente:

$$F_{GA} = F_G \cdot a_A$$

Se determina el coeficiente de transferencia de masa en fase líquida despejando de la ecuación que se muestra a continuación:

$$\frac{K_L ds}{D_L} = 25,1 \cdot \left(\frac{dsL'}{\mu_{liq}} \right)^{0,45} \cdot Sc_L^{0,5}$$

Se convierte este coeficiente para llevarlo a volumétrico, afectándolo por la superficie interfacial específica como se muestra a continuación:

$$K_{LA} = K_L \cdot a_A$$

Haciendo uso de la tabla 3.1: Relaciones entre los coeficientes de transferencia de masa que se encuentra en el Capítulo III, Treybal, 1999, se podrán realizar las conversiones pertinentes de los coeficientes involucrados.

Ecuación de velocidad		Unidades de coeficiente
Contradifusión equimolar	Difusión de A a través de B que no se difunde	
<i>Gases</i> $N_A = k'_G \Delta p_A$	$N_A = k_G \Delta p_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{\text{Tiempo (área) (presión)}}$
$N_A = k'_v \Delta y_A$	$N_A = k_v \Delta y_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{\text{Tiempo (área) (fracción molar)}}$
$N_A = k'_c \Delta c_A$	$N_A = k_c \Delta c_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{\text{Tiempo (área) (moles/vol)}}$
	$W_A = k_Y \Delta Y_A$	$\frac{\text{Masa transferida}}{\text{Tiempo (área) (masa A/masa B)}}$
Conversiones		
$F = k_G p_{BM} = k_v \frac{p_{BM}}{P_t} = k_c \frac{p_{BM}}{RT} = \frac{k_Y}{M_B} = k'_G P_t = k'_v = k'_c \frac{P_t}{RT} = k'_c c$		
<i>Líquidos</i> $N_A = k'_L \Delta c_A$	$N_A = k_L \Delta c_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{\text{Tiempo (área) (moles/vol)}}$
$N_A = k'_x \Delta x_A$	$N_A = k_x \Delta x_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{\text{Tiempo (área) (fracción molar)}}$
Conversiones		
$F = k_x x_{BM} = k_L x_{BM} c = k'_L c = k'_L \frac{P}{M} = k'_x$		

Para la fase gaseosa:

$$F_{GA} = k_{ya} \cdot \frac{p_{BM}}{P_T}$$

Donde:

$$p_{BM} = \frac{(P_{B1} - P_{B2})}{\ln\left(\frac{P_{B1}}{P_{B2}}\right)}$$

Las presiones parciales (p_{A1} p_{A2}) son determinadas por la ley de Dalton

$$p_{A1} = y_{a1} \cdot P_T$$

$$p_{A2} = y_{a2} \cdot P_T$$

Luego como la suma de las presiones parciales de los componentes involucrados es igual a la presión total del sistema (presiones aditivas), se puede calcular las presiones parciales para B

$$p_{A1} + p_{B1} = P_T$$

Despejando se obtiene:

$$P_{B1} = P_T - P_{A1}$$

Análogo para 2

$$P_{B2} = P_T - P_{A2}$$

Utilizando las conversiones de la tabla 3.1 se obtiene:

$$F_{GA} = k_{ya} \cdot \left(\frac{p_{BM}}{P_T}\right)$$

Despejando se obtiene:

$$k_{ya} = F_{GA} \cdot \left(\frac{p_{BM}}{P_T}\right)^{-1}$$

Para la fase líquida

$$k_{xA} \cdot x_{BM} = k_{LA} \cdot x_{BM} \cdot C$$

$$k_{xA} = k_{LA} \cdot C \quad \rightarrow \quad C = \frac{\rho_{liq}}{M_{liq}}$$

Anexo 6

Tabla 3.2 Implementación del caso de estudio N°1

Fracción másica de H₂S en amina alimentada	Fracción másica de H₂S en gas limpio
0,002	0,00051
0,003	0,00114
0,004	0,0020
0,005	0,00311
0,006	0,00443
0,007	0,00597
0,008	0,00771

Anexo 7

Tabla 3.3 Implementación del caso de estudio N°2

Fracción másica de H₂S en gas hidrocarbonado	Fracción másica de H₂S en gas limpio
0,006	0,000498
0,010	0,000500
0,014	0,000502
0,018	0,000504
0,022	0,000506
0,026	0,000507
0,030	0,000509
0,034	0,000512
0,036	0,000513
0,040	0,000515

Anexo 8

Variante 2

Tabla 3.4: Resultados que reporta el simulador para la variante 2

Flujo de MDEA (kg/h)	ppm H₂S en gas limpio	Solvente (kg/h)
6000	132	98,5
6500	134	100,2
7000	137	101,7
7500	139	103,0
8000	140	104,2
8500	141	105,1
9000	142	105,8

Anexo 9

Implicaciones económicas de la implementación de las variantes 2 y 5.

Según la dirección técnica-económica de la refinería Camilo Cienfuegos el costo de la materia prima (solvente de la torre MDEA+H₂O) viene dado por:

MDEA: 3,87 CUC/kg

$$\rho_{H_2O} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

Agua: 1,5 CUC/m³

Flujo másico (kg/h)	H ₂ O (kg/h)	MDEA (kg/h)
4500	91,84	0,339
6000	98,14	0,375
8400	104,5	0,41

Cálculo del ahorro al disminuir el flujo de 8400 a 6000 kg/h.

H₂O:

$$104,5 - 98,14 = 6,36 \text{ kg/h}$$

$$6,36 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 1,5 \frac{\text{CUC}}{\text{m}^3} \cdot \frac{1}{1000} \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} = 0,01 \frac{\text{CUC}}{\text{h}}$$

Para una planta que opera 300 d/a = 7200 h.

$$0,01 \frac{\text{CUC}}{\text{h}} \cdot 7200 \text{ h} = \mathbf{72 \frac{\text{CUC}}{\text{a}}}$$

MDEA

$$0,41 - 0,375 = 0,035 \text{ kg/h}$$

$$0,035 \cdot 3,87 \text{CUC/kg} = 0,14 \text{ CUC/h}$$

$$0,14 \cdot 7200 = 1008 \text{ CUC/a}$$

Anexo 10

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: 6.Diseño- DEA Date: 06/13/2016 Time: 12:14:02

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina Reg.	Gas amargo	Gas dulce	Amina
sucia				
Temp F	127.4000*	113.0000*	117.9070	
99.6250				
Pres psia	7.1117*	9.9563*	7.1117	
9.9563				
Enth MMBtu/h	-115.38	-5.4094	-8.9168	-
111.87				
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	
0.00000				
Total lbmol/h	917.8209	132.3030	159.9069	
890.2170				
Total lb/h	19841.6035	5511.5566	5898.0430	
9455.1191				
Total std L ft3/hr	312.0408	177.7795	182.9646	
306.8558				
Total std V scfh	348293.41	50206.16	60681.23	
337818.34				
Flowrates in lb/h				
Hydrogen	0.0000	16.4803	16.4794	
0.0008				
Methane	0.0000	307.6320	307.6051	
0.0269				
Ethane	0.0000	1043.7517	1043.6450	
0.1066				
Propane	0.0000	1164.6068	1164.4907	
0.1161				
N-Butane	0.0000	714.1456	714.1007	
0.0450				
N-Pentane	0.0000	461.4478	461.4471	
0.0006				
N-Hexane	0.0000	1565.6259	1565.6259	
0.0002				
Water	15833.5996	0.0000	621.5855	
5212.0146				
Hydrogen Sulfide	39.6832	237.8666	3.0515	
274.4983				
Diethanolamine	3968.3210	0.0000	0.0115	
3968.3101				

Job Name: 6.Operation MDEA Date: 06/15/2016 Time: 22:46:45

Packed Tower Design for Tower 1

Packing factor = 65.000

Stg	Pdrop		Diameter	VapLoad	LiqLoad	%flood
	in-water/ft	psi	ft	lb/(ft2*sec)	lb/(ft2*sec)	
1	0.025	0.01451	3.940	0.071	0.422	19.862
2	0.022	0.01290	3.940	0.071	0.421	19.250

Overall :

Height	ft	32.480
HETP	ft	16.240
Pressure drop	psi	0.027
Design pressure	psia	7.681
Joint efficiency		0.850
Allowable stress	psia	13700.000
Corrosion allowance	ft	0.003
Column thickness	ft	0.000
Bottom thickness	ft	0.000

Packed Tower Design for Tower 1

Packing factor = 65.000

Stg	Pdrop		Diameter	VapLoad	LiqLoad	%flood
	in-water/ft	psi	ft	lb/(ft2*sec)	lb/(ft2*sec)	
3	0.020	0.01155	3.940	0.070	0.421	18.718
4	0.018	0.01041	3.940	0.070	0.421	18.253

Overall :

Height	ft	32.480
HETP	ft	16.240
Pressure drop	psi	0.022
Design pressure	psia	8.818
Joint efficiency		0.850
Allowable stress	psia	13700.000
Corrosion allowance	ft	0.003
Column thickness	ft	0.000
Bottom thickness	ft	0.000

Packed Tower Design for Tower 1

Packing factor = 65.000

Stg	Pdrop		Diameter	VapLoad	LiqLoad	%flood
	in-water/ft	psi	ft	lb/(ft2*sec)	lb/(ft2*sec)	
5	0.016	0.00942	3.940	0.070	0.421	17.840
6	0.016	0.00951	3.940	0.070	0.421	17.989

Overall :

Height	ft	32.480
HETP	ft	16.240
Pressure drop	psi	0.019
Design pressure	psia	9.956
Joint efficiency		0.850

Job Name: 6.Operation MDEA Date: 06/15/2016 Time: 22:46:45

Allowable stress	psia	13700.000
Corrosion allowance	ft	0.003
Column thickness	ft	0.000
Bottom thickness	ft	0.000