



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN

*DESARROLLO DE UN MODELO DE ENDULZAMIENTO DE GAS AMARGO
MEDIANTE UNA SOLUCIÓN DE METILDIETANOLAMINA, UTILIZANDO LA TORRE
CON EMPAQUE ESTRUCTURADO EXISTENTE EN EL LABORATORIO
EXPERIMENTAL MULTIDISCIPLINARIO DE INGENIERÍA QUÍMICA*

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA:

EDGAR BONIFACIO REYES MORENO

ASESOR: M. en I. ARTURO ORTEGA DIAZ

CUAUTITLÁN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO 2013



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTO APROBATORIO

DRA. SUEMI RODRÍGUEZ ROMO
DIRECTORA DE LA FES CUAUTITLÁN
PRESENTE

ATN: L.A. ARACELI HERRERA HERNÁNDEZ
Jefa del Departamento de Exámenes
Profesionales de la FES Cuautitlán.

Con base en el Reglamento General de Exámenes, y la Dirección de la Facultad, nos permitimos a comunicar a usted que revisamos la: Tesis

Desarrollo de un modelo de endulzamiento de gas amargo mediante una solución de metildietanolamina, utilizando la torre con empaque estructurado existente en el laboratorio experimental multidisciplinario de Ingeniería Química

Que presenta el pasante: Edgar Bonifacio Reyes Moreno
Con número de cuenta: 405059029 para obtener el Título de: Ingeniero Químico

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

ATENTAMENTE
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPÍRITU"
Cuautitlán Izcalli, Méx. a 29 de Abril de 2013.

PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO

	NOMBRE	FIRMA
PRESIDENTE	Dr. Ricardo Paramont Hernández García	
VOCAL	I.Q. Elvia Mayen Santos	
SECRETARIO	M. en I. Arturo Ortega Díaz	
1er. SUPLENTE	I.Q. Paula Álvarez Fernández	
2do. SUPLENTE	M. en C. Pedro López Fajardo	

NOTA: los sinodales suplentes están obligados a presentarse el día y hora del Examen Profesional (art. 127).

HHA/pm

DEDICATORIA

A mis padres por toda su dedicación y esfuerzo que día con día me han demostrado, por todos los valores y principios que me inculcaron y principalmente por enseñarme a lo largo de todos estos años que cuando se quiere se puede a pesar de cualquier circunstancia, que dios los bendiga hoy y siempre los amo.

A mi tía Florentina Moreno[†], esto también es para usted y a pesar de que ya no esté con nosotros hoy y siempre la llevare en mis pensamientos y en mi corazón aquí esta lo prometido tía gracias por a ver creído siempre en mí.

AGRADECIMIENTOS

A ti dios porque en el mundo y en la vida estas presente, te doy gracias por cuanto soy, cuanto puedo y cuanto recibo es un regalo tuyo.

Con todo respeto y dedicación a toda mi familia a mis padres principalmente y a toda mi familia en general la que vive aquí en México y la que vive en Veracruz, que siempre han estado ahí para apoyarme incondicionalmente y alentarme a que las cosas se pueden cuando uno se lo propone.

A Victoria mi madre por todo su amor que siempre me ah brindado, su apoyo incondicional, por todo su esfuerzo que todos los días demuestra, por ser una guerrera que nunca se rinde y siempre lucha contra todo, esto es para ti mama que dios te bendiga por ser la mejor madre del mundo y que siempre te siga dando las fuerzas como hasta ahora para seguir adelante, nunca olvides que te amo.

A Bonifacio mi padre por ser mi mayor ejemplo para salir adelante, por creer en mí, porque tu mano dura sirvió para poder valorar las cosas y poder diferenciar las cosas buenas de las malas y por ser la persona que eres, un guerrero que nunca se ha rendido que siempre ha sabido cómo solucionar las cosas por muy difíciles que parezcan, gracias por ser mi padre que dios te bendiga hoy y siempre y nunca olvides que algún día quiero ser como tú te amo papa.

A Laura mi hermana por su ejemplo como hermana mayor , porque siempre me enseñaste que con disciplina y esfuerzo uno puede llegar a donde uno quiera, por tu paciencia, por aguantar mi carácter y por siempre estar ahí apoyándome gracias chap por todo.

A toda mi familia de Veracruz pero muy en especial a mis Padrinos Natividad y Celso por a ver sido parte de esto desde mi infancia porque a ustedes también les debo parte de mi educación gracias por siempre apoyarme y por a ver creído siempre en mí, dios se los tiene bien agradecidos con esa hermosa hija Claudia Roció y esa hermosa Nieta Emily, gracias también a ustedes hermosas dios los bendiga y no olviden que amo a esa hermosa familia Gutiérrez Moreno.

A mi tía Dominga, a mi prima María Fernanda y a la familia Sánchez Moreno por su apoyo incondicional y comprensión, por siempre tener el agrado de saber convivir con nosotros y hacerme sentir que somos una hermosa familia los quiero por eso y mucho más.

A Citlalli Ortiz Torres , por a verme enseñado tantísimos valores como persona, a que cuando uno se esfuerza y se dedica las cosas poco a poco se van dando y poniendo en su lugar , dios se encarga de ponerte en el camino las mejores cosas o las que más uno desea y tú siempre has sabido disfrutarlas día con día, gracias por todas tus enseñanzas ERES una gran persona y siempre voy a estar agradecido, siempre te llevare en mi corazón dios te bendiga en todas las cosas que hagas y sé que de lo demás tú te encargas de hacerlo bien.

A todos mis mejores amigos de la universidad y los que siempre han estado conmigo que no cabe duda que de cada uno de ellos aprendí tantísimas cosas, muchas gracias en especial a mis amigos Liliana Alfaro, Luis Hernández, Diego García, Antonio Molina, Marcelo, Sergio Santiago, Juan Jiménez, Christopher, Adriana, Ivette, Citlalli, Edgar Sandoval, Yesica Cerón, Daniela Córdova, Juan Valdez y su familia, Edgar Díaz, a la Generación 32 y sobre todo y muy en especial a la Generación 34 gracias por todo lo aprendido.

A el M. en I. Arturo Ortega Díaz mi asesor de tesis, por su paciencia y por sus conocimientos que pudo a verme transmitido gracias por a verme ayudado a concluir con este trabajo.

A todos mis profesores con los que tuve la oportunidad de tomar clases con ellos, por todos sus conocimientos adquiridos gracias.

Y muy en especial a mi mayor casa de estudios a la Universidad Nacional Autónoma de México, en especial a la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán por estar completamente orgulloso de ser sangre azul y piel dorada.

¡Gracias! a todos ustedes.

INDICE

CAPITULO 1. OBJETIVOS

1.1 Objetivo general.....	7
1.2 Objetivos particulares.....	7

CAPITULO 2. INTRODUCCIÓN

2. Introducción.....	8
----------------------	---

CAPITULO 3. ABSORCIÓN DE H₂S EN SOLUCIÓN DE MDEA

3.0 Absorción de H ₂ S en solución de MDEA.....	10
3.1 Sistema de dos componentes.....	12
3.2 Sistema de multicomponentes.....	13
3.3 Soluciones líquidas ideales.....	14
3.4 Soluciones líquidas no ideales.....	14
3.5 Diseño de empaques y torres empacadas.....	16
3.6 Empaques estructurados.....	16
3.7 Contacto entre el líquido y el gas.....	23
3.8 Hidráulica de columnas empacadas.....	27

CAPITULO 4. GENERALIDADES DE UN PROCESO DE SEPARACIÓN

4. Generalidades de un Proceso de Separación.....	29
4.1 Absorción Química.....	30
4.2 Absorción Física.....	30
4.3 Procesos que abarca la Industria Química.....	31
4.3.1 Proceso de endulzamiento regenerativo.....	31
4.3.2 Proceso de absorción con solventes Químicos.....	31
4.3.3 Proceso de absorción con soluciones de sales alcalinas.....	32
4.3.4 Proceso de absorción con solventes físicos.....	33

4.3.5 Proceso de absorción-oxidación con líquidos.....	34
4.4 Proceso de endulzamiento para el gas amargo.....	35
4.4.1 Componentes.....	37
4.5 Clasificación de los gases.....	40
4.5.1 Gas húmedo.....	40
4.5.2 Gas seco o gas pobre.....	40
4.5.3 Gas amargo.....	40
4.5.4 Gas dulce	40
4.5.5 Gas natural asociado.....	40
4.5.6 Gas no asociado.....	40
4.5.7 Gases ácidos.....	40
4.6 Proceso de endulzamiento.....	41
4.6.1 Absorción química.....	41
4.6.2 Absorción física.....	42
4.6.3 Destilación criogénica.....	42
4.7 Selección de la solución de alcanolamina.....	43
4.7.1 Monoetanolamina (MEA).....	43
4.7.2 Dietanolamina (DEA).....	44
4.7.3 Trietanolamina(TEA).....	44
4.7.4 Metildietanolamina(MDEA).....	45
4.8 Endulzamiento por absorción con reacción.....	47
4.9 Proceso de Girbotol.....	49
4.10 Solventes.....	49
4.11 Solventes químicos.....	49
4.12 Platos de soporte.....	50
4.13 Retención del líquido.....	50

4.14 Distribución del líquido.....	50
4.15 Mala distribución.....	50
4.16 Efectos terminales.....	51
4.17 Área interfacial.....	51
4.18 Solubilidades y equilibrios.....	51
4.19 Balance de materia.....	53
4.19.1 Valor límite de Gs/Ls.....	54

CAPITULO 5. SIMULACIÓN EN BASE A DATOS EXPERIMENTALES

5.0 Simulación de una torre absorbadora en base a los datos experimentales reportados en el artículo “Solubilidad de H₂S y CH₄ en Soluciones Acuosas en Metildietanolamina”	58
5.1 Condiciones de operación.....	58
5.2 Diagrama de flujo de proceso.....	60
5.3 Grafica de la curva de equilibrio.....	61
5.4 Calculo para obtener la línea de operación.....	64
5.4.1 Balance de materia y energía.....	64
5.4.2 Resumen de los datos de operación.....	70
5.5 Caída de presión.....	71

CAPITULO 6. CONCLUSIONES

6. Conclusiones.....	77
Bibliografía.....	79
Anexos.....	81

CAPITULO 1.

OBJETIVOS

1. Objetivos

1.1 OBJETIVO GENERAL

Simular la separación de Sulfuro de Hidrogeno (H_2S), de un Gas Amargo utilizando una solución de METILDIETANOLAMINA (MDEA), en una torre con empaque estructurado de Sulzer, utilizando datos experimentales reportados en el artículo. “**Solubilidad de H_2S y CH_4 en Soluciones Acuosas en Metildietanolamina**”, de Fang-yuan Jou y demas^[5]. Para obtener la curva de equilibrio que se empleará en la simulación.

1.2 OBJETIVOS PARTICULARES

- 1.2.1 Analizar nuevamente el comportamiento del proceso de separación de H_2S que se lleva a cabo en una torre de absorción esta vez empleando una hoja de cálculo de Excel.
- 1.2.2 Analizar el comportamiento del proceso de separación de Sulfuro de Hidrogeno (H_2S) que se lleva a cabo en una torre de absorción empleando el software de simulación de procesos PROII^[19].
- 1.2.3 Corroborar los resultados obtenidos en las simulaciones realizadas para el proceso de endulzamiento de gas amargo, mediante la hoja de cálculo de Excel, un Simulador de Procesos PROII y el programa SULCOL de Sulzer para torres empacadas, para la torre existente en el laboratorio experimental multidisciplinario de Ingeniería Química (LEM).

CAPITULO 2. INTRODUCCIÓN

Introducción

En la actualidad los procesos de separación han cobrado una gran importancia debido a la demanda que se tiene de los procesos resultantes de ellos, un combustible que ha surgido en el petróleo durante los procesos de refinación donde se ha transformado en mezclas de hidrocarburos ligeros, formados principalmente por componentes de azufre y metano.

Sin embargo debido a que se encuentran en depósitos naturales subterráneos vienen acompañados de diversas impurezas o contaminantes, entre los cuales están los gases ácidos H_2S y CH_4 , que tienen por consecuencia diversos tipos de dificultades en su operación tales como la corrosión en líneas (hablando de materiales), su distribución y el incremento de la toxicidad en los gases emitidos durante su combustión.

Para la remoción o eliminación de estos compuestos ácidos de gas se utilizan sistemas como la absorción utilizando un solvente selectivo. El gas alimentado se denomina “gas amargo”, el producto “gas dulce” y el proceso se conoce generalmente como “endulzamiento”.

El aumento de la demanda del gas amargo proveniente del petróleo crudo obligado a mejorar el proceso de endulzamiento, incrementando la producción del gas dulce y disminuyendo los costos de operación. Estudios realizados en esta área se encaminan a la reducción de pérdidas de aminas, mediante la manipulación de las variables operativas e implementación de dispositivos, obteniendo excelentes resultados en el ahorro de costos sin alterar la calidad de endulzamiento.

Estos estudios nos dicen que el mejor método para incrementar la capacidad y mejorar la eficiencia en las unidades de endulzamiento de gas amargo es mediante la utilización de una mezcla de aminas. Actualmente este enfoque está dirigido hacia las aminas secundarias y terciarias, particularmente sobre el uso de mezclas de dietanolamina (DEA) y metil-dietanolamina (MDEA) para llevar a cabo la separación H_2S-CH_4 principalmente.

Este trabajo aborda el comportamiento uno de los aspectos más determinantes como es la simulación de la torre. Ya que para ello se realiza una recopilación de datos del artículo de solubilidad de H_2S-CH_4 ^[5], en soluciones acuosas con los modelos y correlaciones desarrolladas para evaluar cada uno de los fenómenos involucrados en la simulación.

Los datos seleccionados del artículo nos proporcionar datos suficientes para la creación de nuestra curva de equilibrio así como la línea de operación de los cuales nos va a permitir calcular las relaciones molares, presiones parciales y fracciones molares.

Una de las operaciones unitarias más comunes es aquella donde se presentan procesos químicos de separación de gases, siendo este el caso de la absorción.

Es de gran importancia el uso de estas separaciones en donde es raro el proceso químico que no requiera de ellas, ya sea en la purificación inicial de las materias primas o en la separación final de los productos.

CAPITULO 3. ABSORCIÓN DE H₂S EN SOLUCIÓN DE MDEA

3. Absorción de H₂S en solución de MDEA

En este capítulo hablaremos acerca de las operaciones de transferencia de masa, una de ellas muy conocida como absorción, eliminación o desorción de gases.

La absorción de gases es una operación en la cual una mezcla de gases es puesta en contacto con un líquido con el propósito de disolver uno o más componentes del gas y para proveer una solución de este en el líquido. Por ejemplo el gas obtenido a partir del coque que sale de un horno es lavado con agua para remover el amoníaco y con aceite para remover los vapores de benceno y tolueno. Así como el sulfuro de hidrogeno que es removido del gas o de los hidrocarburos ligeros por lavado con varias soluciones de Metildietanolamina (MDEA), en la cual es una amina en donde es absorbido el sulfuro de hidrogeno.

Tales operaciones requieren de transferencia de masa de una sustancia a partir de la corriente del gas al líquido. Cuando la transferencia de masa ocurre de forma opuesta, la operación es llamada desorción, que vendría siendo básicamente lo mismo.

Generalmente estas operaciones solo se utilizan para la recuperación o eliminación del soluto. Una buena separación del soluto entre sí, son las técnicas de destilación fraccionada.

Mediante ello es necesario considerar las características que puedan presentarse, como el equilibrio de los sistemas gas-líquido. Estas características deben de ser consideradas primeramente como operaciones particulares que se van a encontrar en equilibrio y luego generalizar los resultados a otras operaciones.

Suponiendo que una cantidad fija líquida se coloca en un recipiente cerrado junto con una mezcla gaseosa y aire, todo esto se mantendrá a temperatura y presión constante; comenzamos a observar que la cantidad de mezcla gaseosa es más soluble que la del líquido, por tanto una parte de las moléculas del gas se transfieren a las del líquido, cruzando la superficie de las dos fases, de tal manera que una parte de las moléculas del gas regresan a su estado original con una rapidez proporcional a la de su concentración en el líquido. Conforme más gas entre al líquido y mayor sea el aumento de concentración de gas en el líquido, llegará un momento en que la rapidez con la cual el gas entre al líquido será exactamente igual a la que lo abandone, esto será cada vez más uniforme y por tanto existirá un EQUILIBRIO DINÁMICO; aun cuando las moléculas de gas continúen transfiriéndose de una fase a otra, la transferencia neta desciende a cero.

Supongamos que el estado del equipo se encuentra ya dentro de un equilibrio y si ahora le inyectamos una nueva cantidad de gas dentro de ella, después de cierto tiempo obtendremos una serie nueva de concentraciones al equilibrio, estas serán mayores a las obtenidas anteriormente, pero de esta forma podemos obtener la relación total de las concentraciones en el equilibrio por ambas fases, el gas si lo designamos como sustancia A, las concentraciones en el gas y en el líquido serán, (y_A y x_A) en fracción mol, respectivamente darán una curva de distribución en el equilibrio como la que se muestra en la (Figura 1).

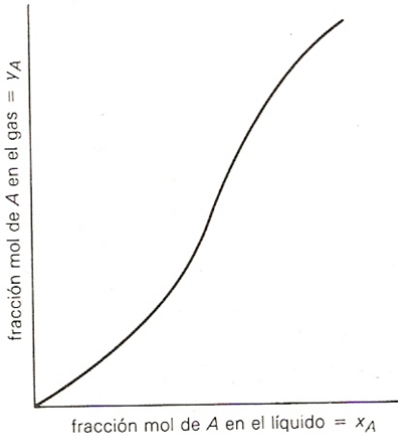


Figura 1. Distribucion en el Equilibrio de un soluto entre una fase gaseosa y una líquida a temperatura constante. Treybal, 2007^[22].

El análisis de las formas características de las curvas en el equilibrio para diferentes situaciones y la influencia de las condiciones como temperatura y presión de operación deben efectuarse cuando se estudien las operaciones unitarias individuales. Aquí les mostramos dos series comunes que se presentan en todos los sistemas donde ocurren distribuciones entre dos fases insolubles.

- Donde encontremos un sistema de equilibrio, no encontraremos difusión neta de los componentes entre las fases.
- Y cuando un sistema no este en equilibrio, la difusión de los componentes entre las fases sucede de tal forma que sistema alcanza una condición de equilibrios.

3.1 Sistema de dos componentes

Hablando de una cierta cantidad de un gas con un líquido no volátil llegan al equilibrio de la forma que se mencionó anteriormente, las concentraciones resultantes del gas disuelto en el equilibrio recibe en nombre de solubilidad del gas a la temperatura y presión predominante.

Hablando de solubilidades de cualquier gas va a depender de la temperatura y depende de la forma descrita por la LEY DE VAN'T HOFF, para el equilibrio móvil, si se aumenta la temperatura de un sistema en equilibrio, ocurrirá un cambio durante el cual se presenta una absorción de calor, en la mayoría de los casos, la solubilidad decrece al aumentar su temperatura.

A una temperatura fija la solubilidad en la concentración se incrementa de la misma manera con la presión, un ejemplo es esa grafica donde la curva A (figura 2), la cual esta va a mostrar la solubilidad del agua a 30⁰ C.

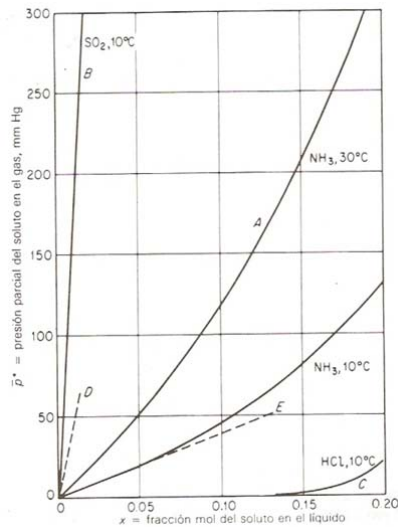


Figura 2. Solubilidades de gases en agua gas-líquido. Treybal, 2007^[22].

A diferentes gases y diferentes líquidos estas van a producir curvas diferentes de solubilidad, las cuales pueden ser ordinariamente determinadas experimentalmente para cada sistema.

En el caso de la curva B (figura 2), cuando las presiones de equilibrio de un gas a una concentración de líquido es alta, el gas citado será relativamente insoluble en el líquido, al mismo tiempo si esta es baja como en la curva C, la solubilidad será alta. Esto es básicamente si las concentraciones del gas son suficientemente solubles en el líquido.

3.2 Sistema de multicomponentes

Cuando en una mezcla de gases se pone en contacto con un líquido la solubilidad en el equilibrio de cada gas, será independiente de la de los demás, siempre y cuando el equilibrio dentro las presiones parciales sean dentro de las mezclas gaseosas. Un ejemplo es el que se muestra en la curva "A", (figura 2), la cual describe una solubilidad del amoníaco en agua, cuando el amoníaco está diluido con aire puesto que es insoluble en agua. Dentro de esta condición el trabajo experimental para obtener los datos necesarios de solubilidad se reduce considerablemente. Si varios componentes son solubles, estas serán aplicables únicamente si los gases que se van a disolver son indiferentes a la de los líquidos, esto sucederá en el caso de las soluciones ideales.

3.3 Soluciones líquidas ideales

Cuando una fase líquida se considera ideal, las presiones parciales en el equilibrio de un gas pueden ser calculadas teóricamente sin la necesidad de un análisis experimental.

Hablando de soluciones ideales tenemos contemplado diferentes características muy significativas:

- Al mezclarse un componente las fuerzas intermoleculares de atracción y repulsión no varían, permanecen constantes.
- El volumen de la solución varía con respecto a su composición “variación lineal”.
- Cuando se mezclan las soluciones no hay absorción, sin embargo hablando de gases disolviéndose en el líquido, el criterio de este calor no incluye el calor condensado del gas al líquido.

En realidad no llegan a existir soluciones ideales, las mezclas tienden a ser solo ideales como límite, ya que las condiciones ideales requieren de que las moléculas de cada componente sea iguales a su tamaño, estructura y naturaleza química, tal vez la forma más simplificada que llegue a poseer estas características podrían ser los isómeros ópticos que provengan de compuestos orgánicos.

Cuando la mezcla de una fase gaseosa en equilibrio con una solución líquida ideal, sigue también la ley de los gases ideales, la presión parcial p^* de un soluto gaseoso “A”, decimos que es igual a valor del producto de presión de vapor “P” a una misma temperatura y su fracción mol (x), estamos hablando por tanto de la Ley de Raoult.

$$\bar{p}^* = p \quad (1)$$

La naturaleza del solvente líquido no se toma en consideración excepto para establecer la idealidad de la solución y su solubilidad de un gas en solución, ya que en cualquier solvente siempre es el mismo. La Ley de Raoult es aplicada para altas presiones mayores a 1 atm.

3.4 Soluciones líquidas no ideales

La ecuación de la Ley de Raoult en esta ocasión no va a servir ya que daría resultados completamente erróneos. La línea D (Fig. 2), como un ejemplo, la presión parcial calculada del amoníaco en equilibrio con solución de agua a 10°C, suponiendo que la Ley de Raoult sea aplicable. La línea recta E, así mismo nos presenta el dato de amoníaco agua a 10°C muy por encima de la fracción mol de 0.06 en el líquido; por tanto la ecuación de tal línea vendría siendo:

$$y^+ = \frac{p^+}{p_t} = mx \quad (2)$$

Dónde:

m = es una constante.

Hablando en estos términos decimos que esta ecuación es la Ley de Henry, y es aplicable para diferentes valores de “m” para cada uno de los gases de la (figura 2), a un rango mínimo de concentración del líquido. Si la ley de Henry no es aplicable para algún amplio rango de concentración, esto se puede deber a la interacción química con el líquido o con disociaciones electrolíticas, como en el caso del amoniaco en agua o la condición no ideal en la fase gaseosa.

Para darnos cuenta en donde se presentan vapores por debajo de la temperatura critica, hay presiones que aproximadamente el 50% de valor de saturación, a una temperatura predominante, esto es siempre y cuando no haya acción química en el líquido. En cualquier caso, “m” se debe establecer experimentalmente, para eso en la (figura 3), se muestran los datos para las soluciones de amoniaco agua; estos datos cumplen un amplio rango de concentraciones y temperaturas.

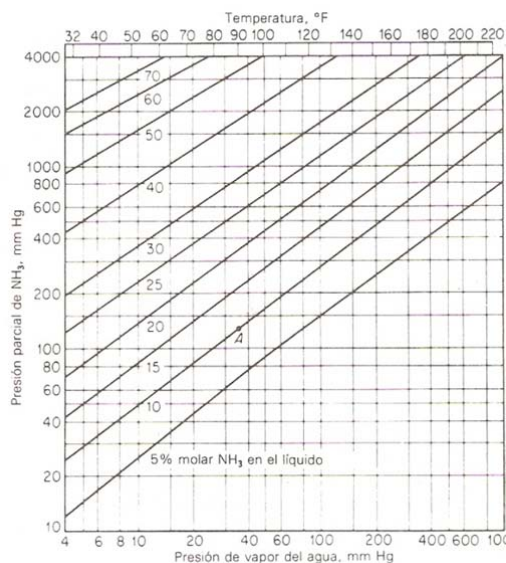


Figura 3. Grafica de las sustancias de referencia para la solubilidad de gases. El sistema amoniaco-agua, agua como referencian. Treylbal, 2007^[22].

Las coordenadas son logarítmicas, por otra parte la abscisa está marcada con la presión de vapor de una sustancia de referencia adecuada; en este caso agua. Los puntos están graficados en donde las temperaturas correspondientes para las presiones de vapor de la sustancia de referencia y la presión del soluto son iguales. Como ejemplo, a 32.2 °C la presión de vapor del agua es de 36mmHg y la presión parcial del amoniaco para una solución al 10 % en mol es 130mmHg, estas presiones están localizadas en el punto A de la (Figura 3).

Una propiedad importante de estas graficas es su capacidad para proporcionar datos de entalpia.

NOTA: como en pocas excepciones, las líneas para composición constante del equilibrio son rectas.

3.5 Diseño de empaques y torres empacadas

Para llevar a cabo estas operaciones se requiere de un equipo cilíndrico vertical llamado COLUMNA. Este equipo contiene dispositivos internos para efectuar el contacto gas-líquido, este puede ser una TORRE que contenga PLATOS, o una TORRE que contenga EMPAQUES (del tipo ALEATORIO o ESTRUCTURADOS), los cuales tienen una función muy importante en estas operaciones disfuncionales.

Durante varias décadas el uso de las columnas empacadas fueron diseñadas para aplicaciones limitadas como en sistemas corrosivos o de columnas de diámetros pequeños, (ya que esto depende de la superficie interfacial entre el líquido y el gas), por otra parte la superficie del empaque esta relacionado por unidad de volumen de espacio empacado.

3.6 Empaques estructurados

Los **empaques estructurados** en su forma actual fueron introducidos, a mediados de 1960 a partir del trabajo experimental de los hermanos ZULSER, en Suiza (Huther, 1966; Billet, 1969) en un material de malla y de hojas metálicas de diferentes tipos, mostrando características muy atractivas de operación, particularmente presentando una mayor capacidad y eficiencia, y una menor caída de presión y líquido retenido, que con respecto a platos y empaques aleatorios. Hablando de estos factores se puede decir que hay una disminución de costos de operación dando como resultado una mejor separación, alto rendimiento y un bajo consumo de energía.

Con todo lo mencionado anteriormente, surgió la necesidad de idear nuevas correlaciones y modelos que involucren parámetros Físicoquímicos y Geométricos, con la idea de ver el comportamiento de ventajas y desventajas que ofrece el EMPAQUE ESTRUCTURADO para la aplicación de estas torres.

Sus principales variables que participan en estos modelos son: caída de presión, líquido retenido y transferencia de masa, las dos primeras pueden darnos el diámetro de la torre y la última la altura del empaque y a su vez la altura de la torre.

A continuación se muestran tres modelos (Figura 4), donde se muestra figuras, tipos y canales para un empaque estructurado.

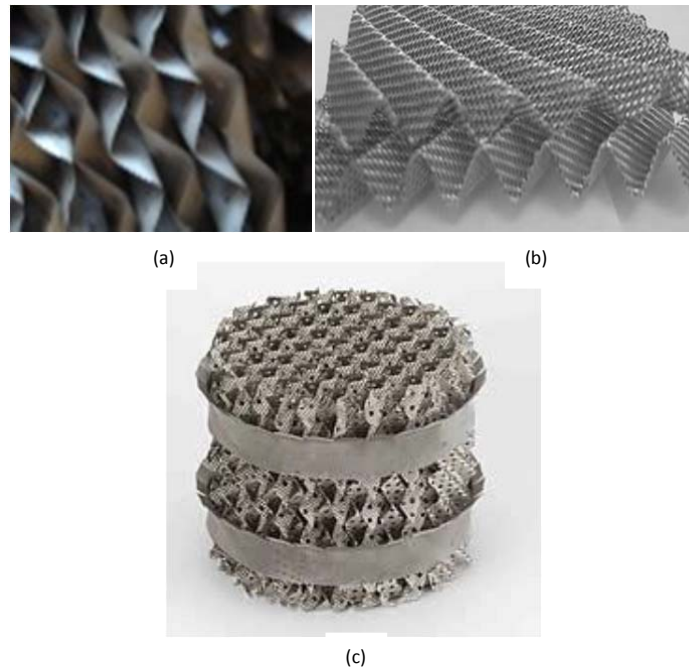


Figura 4. (a) Segmento de empaque estructurado tipo Mellagrid (cortesía de Sulzer ChemTech México); (b) Formas del empaque tipo canal y parámetros geométricos de lámina; (c) Empaque Mellapak 250X/250Y.

Las láminas tienen una corrugación que generalmente tiene un ángulo de 45° con respecto a la horizontal, no obstante existen ciertos sistemas que necesitan otros ángulos, como ejemplo para sistemas viscosos se necesita un ángulo de 60° . Cada lamina es rotada 90° con respecto a la lámina vecina, la unión de varias laminas mediante esta configuración da como resultado la formación de paquetes o elementos que pueden ser de forma cilíndrica o rectangular, de manera que el vapor y el líquido periódicamente cambian de dirección en la intersección de los elementos y en la torre sobre múltiples divisiones y redistribuciones.

Para diversos tipos de diámetros existen alturas que dependen de dicho diámetro como por ejemplo para diámetros pequeños tenemos un aproximado usualmente arriba de 15mm y para diámetros grandes a más de 300mm.

La colocación permite una estructura ordenada de canales formados por un sistema de pasajes triangulares libres a partir de los huecos de las corrugaciones.

Los empaques estructurados en general tienen mayor eficiencia y capacidad y presentan una menor caída de presión por plato teórico que los empaques al azar, sin embargo la eficiencia de los empaques estructurados disminuyen rápidamente al aumentar la presión o la velocidad del líquido.

Como ya anteriormente se habló, se trata de una columna que se utiliza con frecuencia en la absorción de gases, como se presenta el esquema de la (figura 5), que nos presenta las entradas de los líquidos, el distribuidor del líquido, la salida del líquido y la entrada del gas por la parte inferior de la torre.

El gas que contiene el soluto o gas rico, entra en el espacio de distribución situado debajo del empaque y asciende a través de los orificios del empaque en contracorriente con el flujo del líquido. Aquí podemos darnos cuenta cómo es que el empaque proporciona una gran área de contacto entre el líquido y el gas.

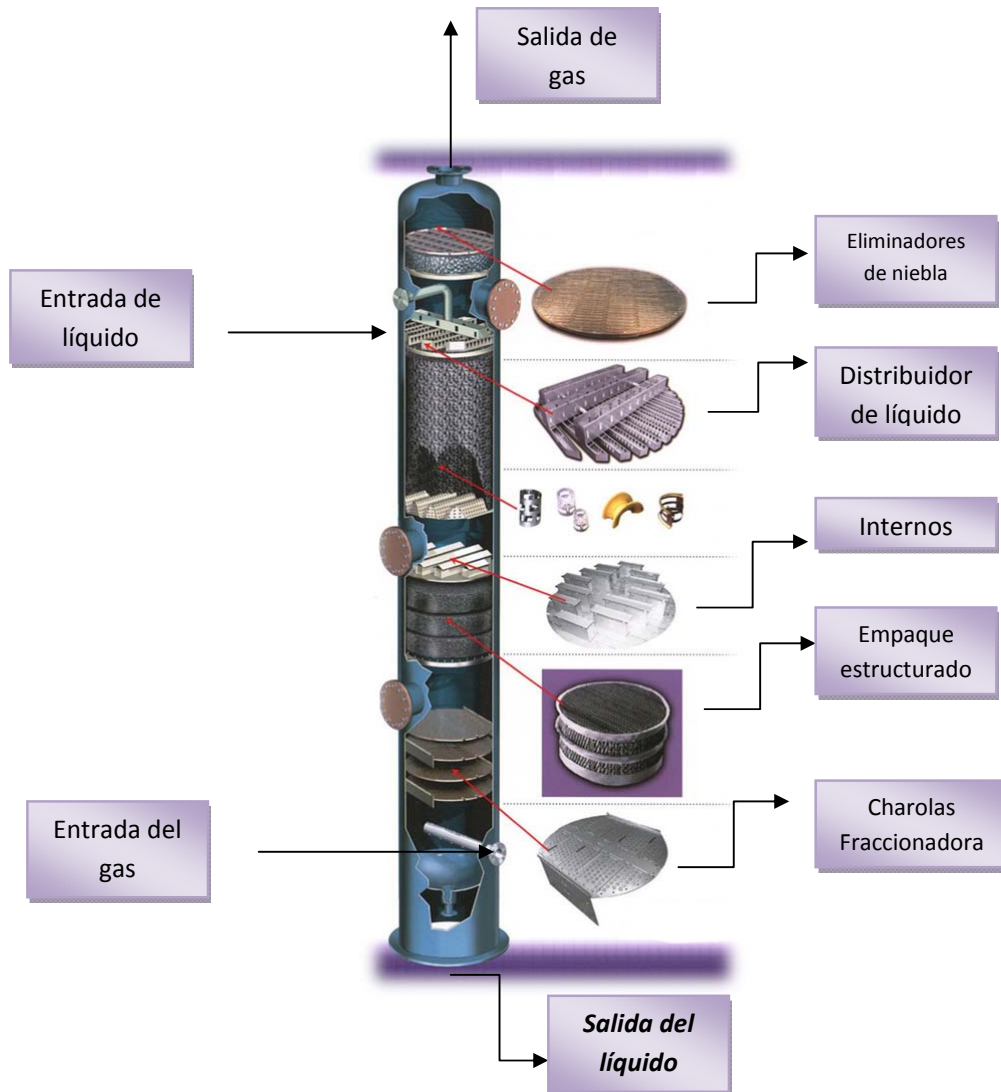


Figura 5. Torre empacada

Los empaques de la torre se dividen en tres principales tipos:

- Aquellos que son cargados de forma aleatoria en la torre, los que son colocados a mano y aquellos que se conocen como empaques ordenados o estructurados.
- Los empaques aleatorios son los que consisten en unidades de 6 a 75 mm o 3 in en su dimensión mayor.
- La mayoría de los empaques aleatorios de las torres se construyen con materiales baratos e inertes, tales como arcilla, porcelana o diferentes plásticos. A veces se utilizan anillos metálicos de pared delgada, de acero o aluminio. Se alcanzan altos espacios vacíos (porosidad del lecho), de tal forma que se entrelazan para dar lugar a las estructuras abiertas con una porosidad de 60 a 90%.

Algunas características particulares de los empaques se presentan a continuación:

- Las monturas de cerámica Berl y los anillos Rascing son los tipos de empaque más antiguos y por tanto ya no son tan usados en la actualidad.
- Las monturas Intalox son similares a las monturas Berl, pero la forma impide que las piezas queden demasiado juntas, y esto aumenta la porosidad del lecho.
- Las monturas del SúperIntalox tiene una pequeña variación con respecto al borde, esto se encuentra disponible en plástico o cerámica.
- Los anillos Pall están hechos de metal delgado con porciones de la pared inclinada hacia dentro o de plástico con ranuras en las paredes y costillas rígidas dentro.
- Los empaques Hy-pakmetálicos y Flexirings (no ilustrado) son similares en forma y funcionamiento en los anillos metálicos Pall.
- Los lechos de anillos Pall tienen alrededor de 90% de fracción de huecos y una ligera caída de presión.
- El nuevo IMTP de Norton (Intalox Metal Packing-empaque de torres metálicas Intalox), esta se presenta como una estructura muy abierta y una caída de presión más baja que la de los anillos Pall.
- Empaque estructurado el nuevo estilo de embalaje incorpora una modificación patentada para el extremo inferior y superior de cada elemento de relleno. El ángulo de corrugación en relación a la vertical se reduce gradualmente a cero en ambos extremos de cada hoja. Esta modificación de diseño del ángulo de corrugación provoca un cambio suave y constante de la dirección de flujo. El resultado es una reducción en la caída de presión y en la fuerza de cizallamiento entre el gas y la fase líquida, y una reducción de la velocidad del gas.

Mostrándose a continuación en la (Tabla 1 y 1.1), que muestran algunas características de los empaques.

TABLA 1. Características de empaques para torres. Mc Cabe.2002^[9].

Tipo	Material	Tamaño nominal, in	Densidad global*, lb/ft ³	Área total, *ft ² /ft ³	Porosidad ϵ	Factores de empaque $F_p f_p$
Anillos Rasching	Cerámica	½	55	112	0.64	580 1.52
		1 ½	42	58	0.74	155 1.36
		1 ½	43	38	0.73	95 1.0
		2	41	28	0.74	65 0.92
Anillos Pall	Metal	1	30	63	0.94	56 1.54
		1 ½	24	39	0.95	40 1.36
		2	22	31	0.96	27 1.09
	Plástico	1	5.5	63	0.90	53 1.36
		1 ½	4.8	39	0.91	40 1.18
						240 1.58
Monturas Berl	Cerámica	½	54	142	0.62	110 1.36
		1	45	76	0.68	65 1.07
		1 ½	40	46	0.71	2002.27
Monturas Intalox	Cerámica	½	46	190	0.71	92 1.54
		1	42	78	0.73	52 1.18
		1 ½	39	59	0.76	40 1.0
		2	38	36	0.76	22 0.64
		3	36	28	0.79	60 1.54
Monturas Súper Intalox	Cerámica	1	-	-	-	30 1.0
		2	-	-	-	41 1.74
IMTP	Metal	1	-	-	0.97	24 1.37
		1 ½	-	-	0.98	18 1.19
		2	-	-	0.98	45 1.54
Hy-Pak	Metal	1	19	54	0.96	291.19
		1 ½	-	-	-	18 1.36
		2	14	29	0.97	26 1.09

Tabla 1.1 Características de los empaques estructurados. Fair, James. 1990^[6].

	Flexipak2	Gempak2A	Intalox2T	Montz B1 200	Mellapak250 Y	Sulser BX
Área Específica (m⁻¹)	223	223	220	200	250	500
Fracción vacía	0.93	0.95	0.97	0.94	0.95	0.99
Angulo de corrugación (°) con respecto a la horizontal	45	45	45	45	45	60
Altura de corrugación (m)	0.0125	0.0122	0.0104	0.0149	0.0119	0.0064
Lado de corrugación (m)	0.0177	0.0180	0.0223	0.0250	0.0171	0.0088
Base de corrugación (m)	0.0250	0.0268	0.0390	0.0399	0.0241	0.0128

Los empaques al azar son aquellos que simplemente se arrojan a la torre durante su instalación y que se dejan caer en forma aleatoria, en tiempos más remotos se utilizaban materiales como rocas, grava o pedazos de coque, ya que estos materiales resultaban más baratos y fáciles de conseguir, pero con un problema mayor que debido a sus pequeñas superficies y malas características con respecto al flujo de fluidos no se podía llegar a obtener datos interesantes o eficientes para el control del mismo. En la actualidad hay tipos más comunes como se muestra en la **(Figura 6)**, donde se muestran los anillos Rasching, que están conformados por cilindros huecos, cuyos diámetros van desde 6 a 100mm (1/4 a 4 in) o más.

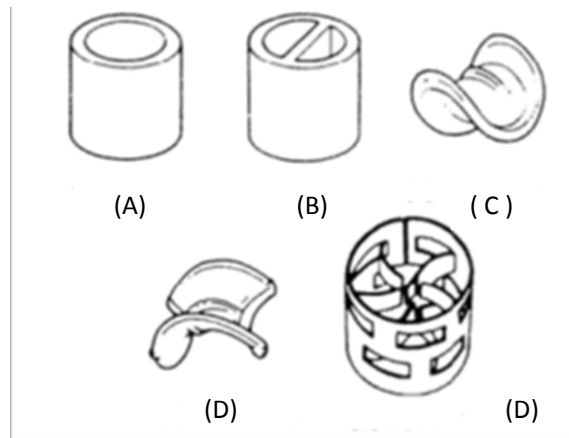


Figura 6. Empaque comunes en torres: a) anillos Rasching ; b) anillo plástico Lessing ; c)montura Berl ; d) montura de cerámica Intalox ; e) Anillo Metalico Pall. Mc Cabe, 2002^[9].

Estos materiales de porcelana útiles para poner en contacto a la mayoría de los líquidos, con excepción de alcalis y ácido fluorhídrico; de carbón que es útil excepto en atmosferas altamente oxidantes, de metales o de plástico.

Los empaques regulares ofrecen las ventajas de una menor caída de presión para el gas y un flujo mayor, las rejillas o mallas de madera no son tan caras y se utilizan con frecuencia cuando se requiere volúmenes vacíos grandes, como en los gases que llevan consigo el alquitrán de los hornos de coque, o los líquidos que tienen partículas sólidas en suspensión.

En la(Figura7), se muestran algunos empaques regulares.

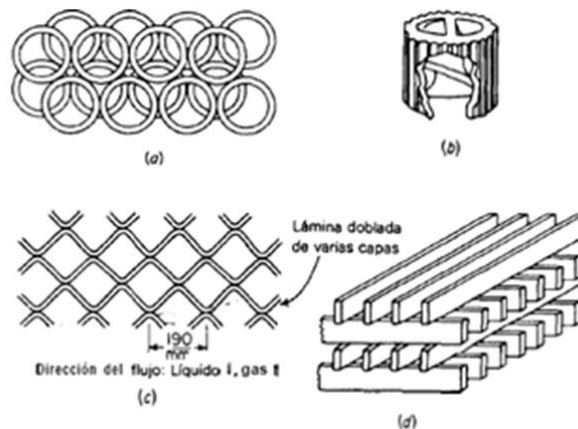


Figura 7. Empaques regulares o amontonados. Treybal, 2007^[22].

3.7 Contacto entre el líquido y el gas

El líquido una vez distribuido en la parte superior del empaque fluye en forma de una película delgada sobre la superficie del mismo durante todo el recorrido de descenso a través de la torre. En realidad las películas tienden a aumentar de espesor en algunos lugares y a disminuir en otros, esta debido a la forma en el que el líquido se agrupa en pequeñas corrientes y fluye a lo largo de la trayectoria localizada a través del empaque. En especial cuando se registran bajas velocidades del líquido, una buena parte de la superficie del empaque puede estar seca, o con más frecuencia cubierta por una película estacionaria de líquido. El nombre de este efecto del cual estamos hablando se llama canalización y es la principal razón del mal funcionamiento de las grandes torres empacadas. En estos casos la canalidad es más grave en torres con empaques ordenados por ello casi no se utilizan, la canalización es menos grave, en empaques aleatorios. En torres de tamaños moderados la canalización se minimiza si el diámetro de la torre es al menos ocho veces el diámetro del empaque.

Si la relación entre el diámetro de la torre y el diámetro del empaque es inferior de ocho a uno, el líquido tiende a desplazarse hacia afuera del empaque y descender por la pared de la columna.

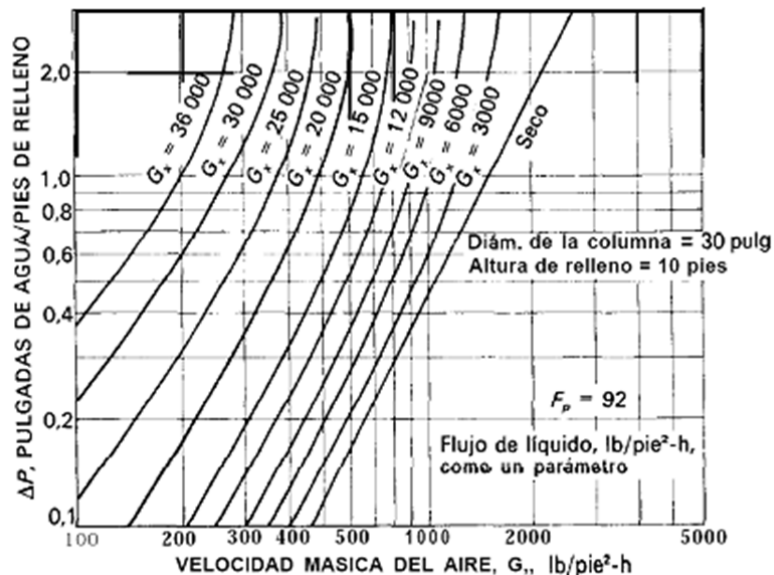


Figura 8. Caída de presión en una torre empacada para sistemas aire-agua con monturas intalox de in ($1\ 000\ \text{lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{h} = 1.356\ \text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$; $1\ \text{in}\ \text{H}_2\text{O}/\text{ft} = 817\ \text{pa}/\text{m}$). Mc Cabe, 2002^[9].

DONDE:

G_x =Velocidad másica del líquido [=] lb/ft²-s

G_y = Velocidad másica del gas [=] lb/ft²-s

F_p = Factor de relleno [=] ft⁻¹

ρ_x = Densidad del líquido [=] lb/ft³

ρ_y = Densidad del gas [=] lb/ft³

M_x = Viscosidad del líquido [=] Cp

G_c =Factor de proporcionalidad de la ley de Newton 32, 174 ft lb/lb-S²

En esta ocasión muestra algunos datos típicos de la caída de presión en una torre empacada, la caída de presión por unidad de longitud (o profundidad) del empaque se debe a la fricción del fluido. Se grafica en coordenadas logarítmicas frente a la velocidad del flujo del gas G , expresada en masa de gas por hora y por unidad de área de la sección transversal, G está relacionada con la velocidad superficial del gas por medio de $G_y = u_0 \rho_y$, donde ρ es la densidad del gas como se muestra en la (Figura 8). Cuando el empaque está seco la línea que se obtiene es recta y tiene una pendiente del orden 1.8. Por consiguiente, la caída de presión aumenta con la velocidad elevada a una potencia de 1.8. Si el empaque está irrigado con el flujo constante de líquido, la relación entre la caída de presión y la velocidad del flujo del gas sigue al principio una línea paralela a la del empaque seco. La caída de presión es mayor que en la caída del empaque seco, debido a que el líquido en la torre reduce el espacio disponible para el flujo de gas. Para velocidades moderadas del gas la línea para el empaque irrigado tiene una pendiente cada vez más pronunciada, debido a que el gas impide el flujo descendente del líquido en forma que aumenta la retención de este con la velocidad de flujo de gas. El punto en el que la retención del líquido comienza a aumentar, hecho que se aprecia por un cambio de la pendiente de la línea de la caída de presión, recibe el nombre de **punto de carga**. Es poco probable obtener el valor exacto para el punto de carga.

Al aumentar todavía más la velocidad la caída de presión se incrementa aún más rápido y las líneas se hacen casi verticales cuando la caída de presión es del orden de 2 a 3 in, de agua por pie de empaque (150 a 250 mm de agua por metro). En determinadas regiones de la columna, el líquido se transforma en una fase continua y se dice que la columna está inundada. Es evidente que la velocidad del gas en una columna empacada en operación debe ser inferior a la velocidad de inundación. Sin embargo, a medida que se aproxima la inundación, la mayor parte o toda la superficie de empaque se humedece, aumentando el área de contacto entre el gas y el líquido. El diseñador debe escoger una velocidad suficientemente distante a la velocidad de inundación para garantizar una operación segura, pero no tan baja que se requiera de una columna más pequeña.

Bajar la velocidad del diseño hace que se incremente el diámetro de la torre sin mucho cambio a la altura requerida a partir de que bajas velocidades de gas y líquido lleva a una reducción proporcional cercana a la velocidad de transferencia de masa. Uno de los beneficios de la baja velocidad de gas es el decremento de la caída de presión, por el costo de energía consumida que no es por lo común un factor importante en la optimización del diseño. También es posible diseñar torres empacadas con base a una caída de presión definida por unidad de altura del empaque. La velocidad de inundación depende en forma importante del tipo y tamaño del empaque y la velocidad másica del líquido.

Los efectos de la velocidad del líquido y el tamaño del empaque se vuelven más pronunciados en las velocidades másicas del líquido.

Las primeras versiones de estas correlaciones incluían una línea de inundación por encima de la línea para $\Delta P = 1.5 \text{ in H}_2\text{O/ft}$ de empaque, pero estudios recientes estiman la inundación a caídas de presión de solo 0.7 a 1.5 in H₂O/ft para empaques de 2 o 3 in. Una ecuación empírica para el límite de la caída de presión es :

$$In_{\text{undación}} = 0.115 F_p^{0.7} \quad (3)$$

Dónde:

$In_{\text{undación}}$ = caída de presión en la inundación, in H₂O/ft de empaque

F_p = factor de empaque, adimensional.

La ecuación (1) se utiliza para factores de empaque desde 10 hasta 60. Para valores mayores de F_p , la caída de presión en la inundación se toma como 2.0 in. H₂O/ft.

La velocidad de inundación de muchos empaques estructurados comerciales se muestran en la (figura 9).

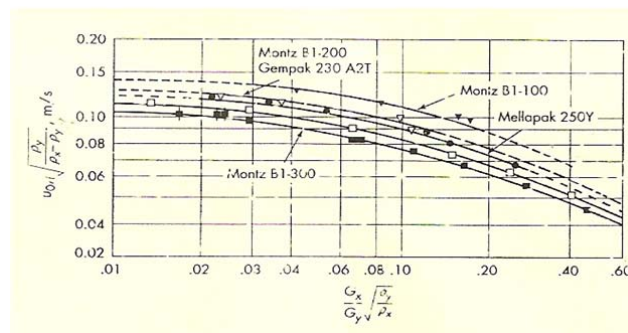


Figura 9. Velocidad de inundación en empaques estructurados. Mc Cabe, 2002^[9].

Es posible predecir la caída de presión en empaques estructurados, a partir de algunas ecuaciones bastantes complicadas ideadas por Fair y Bravo^[6]. Pero existe relativamente poca información experimental disponible. Las torres que contienen empaques estructurados se diseñan mejor en colaboración con el fabricante de empaque. Spiegel y Meier^[18], afirma que la mayoría de los empaques estructurados alcanzan su capacidad máxima a una caída de presión de alrededor de 1 000 (n/m²)/m, (1.22 in * H₂O por ft), y a una velocidad de vapor de 90 y 95% de velocidad de inundación.

Aunque la anterior expresión fue desarrollada para empaques convencionales, usando un apropiado factor de empaque (Fp), puede ser empleada en empaques estructurados.

Hablando del modelo de Stichlmair-Bravo-Fair^[6], se obtiene una expresión para determinar la caída de presión en el punto de inundación (indicada por el subíndice i), en empaques estructurados:

$$\left(\frac{\Delta P}{\rho_L g}\right)_i^{-2} = \frac{40\left(\frac{2+c}{g}\right)h_L}{1-g+h_L\left[1+20\left(\frac{\Delta P}{\rho_L g}\right)_f^2\right]} - \frac{186h_L}{g-h_L\left[1+20\left(\frac{\Delta P}{\rho_L g}\right)_f^2\right]} \quad (4)$$

Donde:

c= constante, sin dimensiones

g= constante gravitacional

h_L= liquido retenido de bajo del punto de carga

ΔP= caída de presión por altura empacada

ρ_L= densidad del liquido

Gualito observa de los datos de MacNulty y Hsieh^[10], una relación lineal entre la velocidad superficial del líquido y el valor de la caída de presión en la inundación opuesta al modelo de Stichlmair-Bravo-Fair. Gualito^[6] obtiene una correlación de esta observación para determinar la caída de presión en la inundación:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{INUNDACION} = 15000 + 65000u_{LS} \quad (5)$$

Dónde:

ΔP= Caída de presión, Pa o Bar.

u_{LS}= Velocidad superficial del líquido, m/s.

ΔZ= Diferencia de altura empacada, m.

Cuando esta expresión es aplicada, los valores de la caída de presión en la inundación

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{INUNDACION}$, esta dentro de un rango de 1540 y 3300 Pa/m

3.8 Hidráulica de columnas empacadas

La caída de presión del gas que fluye hacia arriba del empaque, a contracorriente del líquido, se ve representado en la (Figura 10).

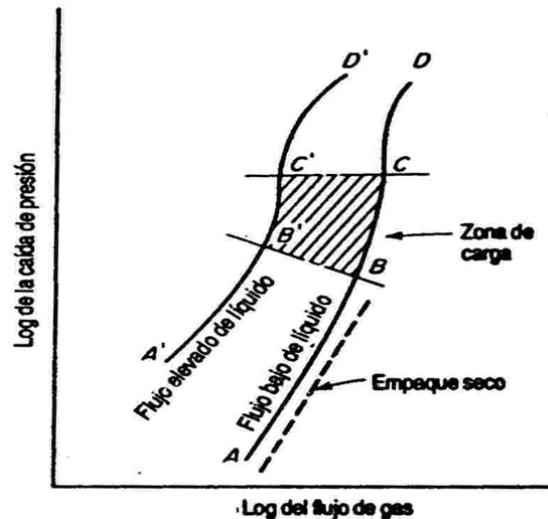


Figura 10. Características de caída de presión de columnas empacadas.

A pequeños flujos de líquido, la sección transversal abierta del empaque no difiere mucho de la del empaque seco, la caída de presión es consecuencia que pasa a través de un conjunto de aberturas de tamaños y ubicaciones variables en el lecho. Como se puede observar en la región AB de la figura 10, la caída de presión es aproximadamente proporcional al cuadrado de la velocidad del gas.

Con mayores flujos de líquido, la sección transversal abierta es menor, como consecuencia de la presencia del líquido, y una porción de energía de la corriente de gas utilizada para soportar un aumento en la cantidad del líquido presente en la columna, región "A y B". Todos los flujos del líquido alcanzan una zona en la cual la caída de presión es proporcional a una potencia del flujo de gas superior a 2; la zona se denomina región de carga, esquematizado en la figura 10 el incremento de la caída de presión se debe a la rápida acumulación del líquido en el volumen de espacios vacíos presentes en el empaque.

Si se aumenta la retención del líquido, se puede producir uno de los posibles cambios. En el caso de que el empaque se componga principalmente por superficies extendidas, el diámetro de orificios se haría tan pequeño que la superficie del líquido resultaría continua a través de la sección la columna, es decir, en la parte superior del empaque la inestabilidad en la columna se produce al mismo tiempo que la evaluación de un cuerpo líquido de fase continua en la misma.

Por otro lado, la caída de presión aumenta drásticamente con un cambio ligero en el flujo de gas, y este fenómeno es conocido como inundación.

La superficie del empaque no es continua, se presenta una inversión de fases y el gas burbujea a través del líquido. En este caso, la columna no es inestable y puede hacer que regrese al funcionamiento continuo de fase gaseosa, solo reduciendo el flujo de gas de la misma forma que en la inundación, la caída de presión aumenta rápidamente conforme de va produciendo la inversión de fases.

CAPITULO 4. GENERALIDADES DE UN PROCESO DE SEPARACIÓN

4. Generalidades de un proceso de separación.

El gas amargo es un recurso no renovable, que debido a sus características se le ha dado una amplia gama de aplicaciones que van desde lo doméstico hasta las diversas ramas industriales. Para que este combustible pueda ser utilizada es conveniente que pase por un proceso de purificación que es denominado “endulzamiento”, el cual consiste en la absorción de estos contaminantes mediante el empleo principal de un solvente, ya que el gas como es extraído de los yacimientos, que contienen algunos compuestos indeseables, como el Sulfuro de hidrogeno (H_2S), Dióxido de carbono (CO_2), entre otros los que ocasionan contaminación, corrosión y restan poder calorífico al gas.

La creciente demanda del gas amargo ha conducido a la explotación de yacimientos cuyo contenido en compuestos indeseables es a menudo elevado, por lo que es necesario endulzar (eliminación de CO_2 y H_2S), las corrientes del gas amargo para que puedan ser utilizadas en la industria. Las principales técnicas de endulzamiento por absorción de un gas en un solvente determinado son los siguientes:

4.1 Absorción química: El cual es un proceso que se basa en la absorción regenerativa con solventes orgánicos en reacción de equilibrios con gases ácidos. El gas amargo en la alimentación se pone en contacto a contracorriente con el solvente proveniente de la columna de absorción, y sale como gas dulce, producto del domo de la misma.

4.2 Absorción física: El cual se basa preferentemente en una absorción física de los gases mediante un solvente orgánico, el gas se pone en contracorriente con el solvente pobre o regenerado en una columna de reabsorción, y sale gas dulce producto por el domo de la misma.

Uno de los procesos más importantes en la purificación del gas amargo es la eliminación de gases ácidos por absorción química con soluciones acuosas de alcanolaminas, esencialmente, la monoetanolamina (MEA) y dietanolamina (DEA), las cuales son consideradas como no selectivas para CO_2 y H_2S ya que absorben a ambos las concentraciones de MEA y DEA que normalmente se usan son de 15 y 30% en peso, respectivamente.

4.3 Procesos que abarcan la industria química:

4.3.1 Proceso de endulzamiento regenerativo:

Involucrando procesos con agentes líquidos que se involucran en la recirculación de una solución a contra corriente gaseosa. Los procesos con agentes solidos de endulzamiento emplean un lecho a través el cual el gas amargo fluye para extraerle los componentes ácidos.

4.3.2 Proceso de absorción con solventes químicos: El cual se basa en las absorciones regenerativa con solventes orgánicos en reacción de equilibrio con gases ácidos (Figura 11).

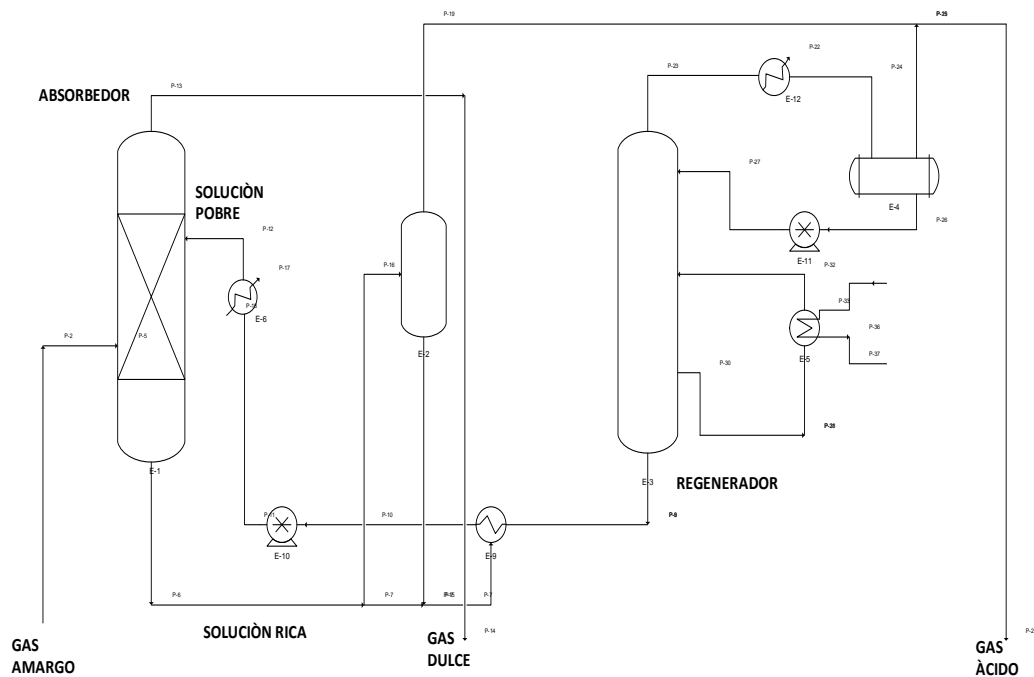


Figura 11. Proceso de absorción con solventes químicos. Leyva,2009^[24].

El gas amargo en la alimentación se pone en contacto a contracorriente con el solvente proveniente de la columna de absorción, saliendo por el domo como gas dulce. El solvente generado se introduce por el domo de la columna a una temperatura igual o ligeramente mayor que la de la entrada del gas y sale por el fondo de la columna ya como solvente rico en gases ácidos. Este solvente intercambia calor con el solvente regenerado. Después del proceso de intercambio de calor, el solvente rico se alimenta al regenerador; los gases ácidos se resorben en la columna regeneradora, la cual está equipada con un re-hervidor de vapor saliendo como gas saturado y saturado con vapor de agua.

Este pasa por un condensador en donde el vapor de agua se condensa y se recircula a la columna regeneradora. El solvente regenerado, esencialmente de gases ácidos, pasa por el fondo del regenerador a través del intercambiador de calor, una bomba de recirculación y un enfriador de solventes, antes de enviarse nuevamente al absorbedor.

4.3.3 Proceso de absorción con soluciones de sales alcalinas:

Basándose en una absorción química regenerativa de sales orgánicas alcalinas en reacción de equilibrio con gases ácidos (Figura 12).

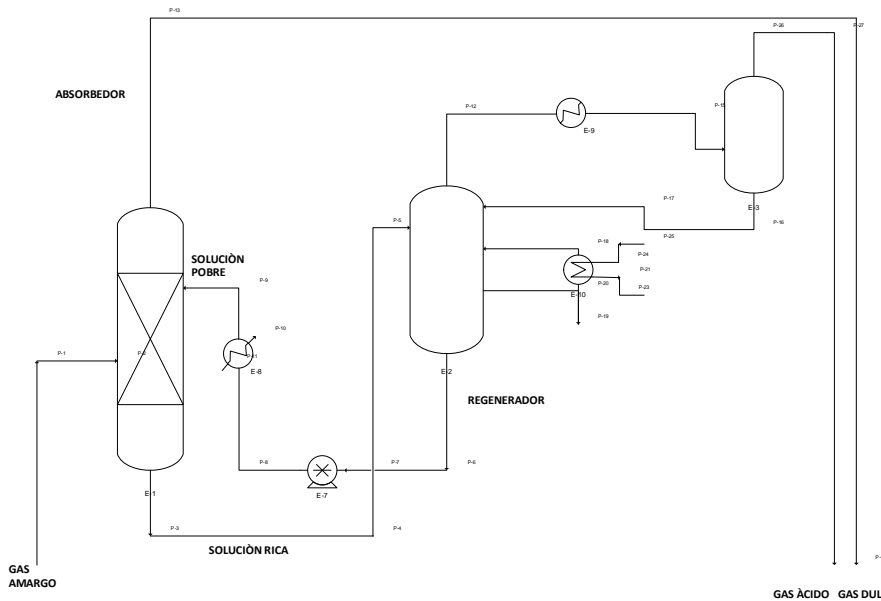


Figura 12. Proceso de absorción con soluciones de sales alcalinas. Leyva, 2009^[24].

El gas amargo alimentado se pone en contacto a contracorriente con la solución pobre regenerada, en una columna de absorción y sale como gas dulce producto por el domo de la misma. La solución regenerada se introduce por el domo de la columna a una temperatura igual o ligeramente más alta que la de la entrada del gas, con un aproximado de 100°C y sale por el domo de la columna como una solución rica de gases ácidos. Esta solución rica es enviada a la columna de regeneración; los gases ácidos se desorben.

Esta mezcla se pasa por un condensador en donde el vapor de agua se condensa y se recircula a la columna regeneradora, mientras que el gas ácido producto queda disponible para el procesamiento de recuperación de azufre.

La solución regenerada esencialmente libre de gases ácidos, se envía mediante una bomba de recirculación, al enfriador de solvente pobre, que depende de la temperatura de alimentación de gas amargo, de donde finalmente pasa a la columna de absorción. En este proceso es

conveniente utilizar algunas veces aditivos especiales que activen la solución absorbente, con lo que aumenta la velocidad de absorción y por lo tanto la economía del proceso.

4.3.4 Proceso de absorción con solventes físicos:

Los procesos con disolventes físicos se disuelven los gases ácidos a presiones altas y se regeneran de estos gases mediante una disminución de la presión en una de las etapas como el siguiente proceso (Figura 13).

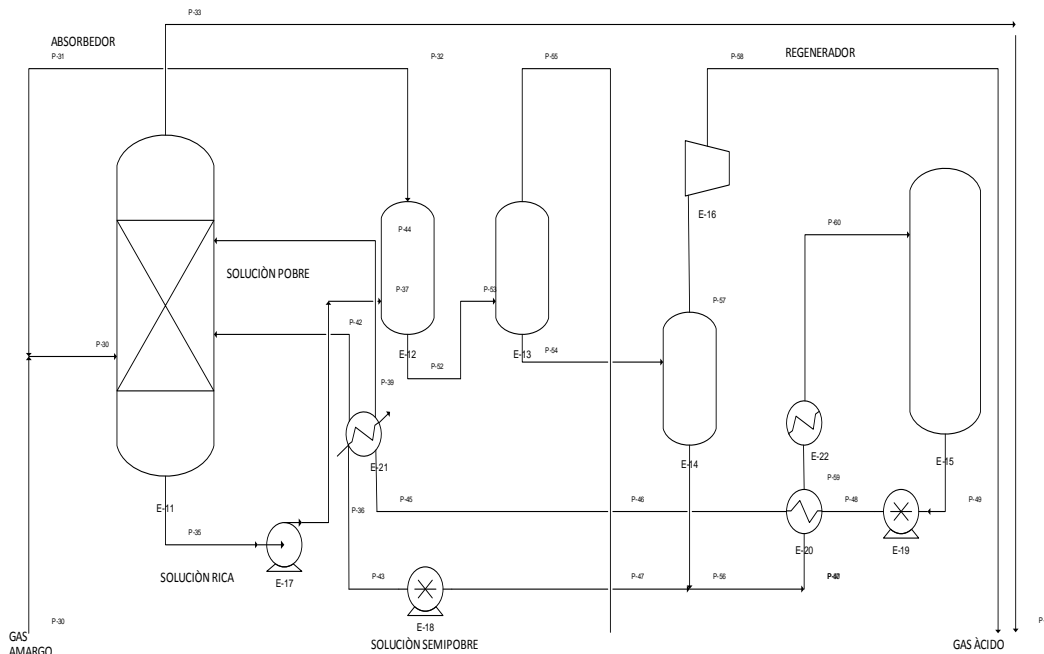


Figura 13. Proceso de absorción con solventes físicos. Leyva, 2009^[24].

Muchos de estos solventes muestran un grado de solubilidad para el H_2S mayor que para el CO_2 y disuelven otros compuestos orgánicos sulfurados variando gradualmente su concentración. Este tipo de procesos se basa preferentemente en una absorción física de los gases ácido mediante un solvente orgánico. El gas amargo se pone en contacto a contracorriente con el solvente pobre regenerado en una columna de reabsorción, y sale gas dulce producto por el domo de la misma ya mencionado con anterioridad. El solvente rico se pasa a una sección de regeneración por reducción de presiones que generalmente consta de varias etapas (dos o más) de reducción a diferentes presiones, con el objetivo de absorber los gases.

4.3.5 Proceso de absorción-oxidación con líquidos:

Este tipo de proceso se basa en la absorción química regenerativa de H_2S mediante una solución de sales orgánicas o una mezcla de estas con un solvente orgánico. El gas amargo en la alimentación se pone en contacto a contracorriente, con una solución pobre o regenerada en una columna de absorción, y sale como gas dulce producto del domo de la misma. La solución rica que deja el absorbedor pasa por un calentador de vapor con el fin de proporcionar el calor necesario para la desorción y la oxidación del producto de reacción del H_2S con la solución absorbente. El solvente así regenerado se envía a un tanque de mezcla con el fin de homogenizar la solución pobre que se envía mediante una bomba de recirculación al domo del absorbedor principal (Figura 14).

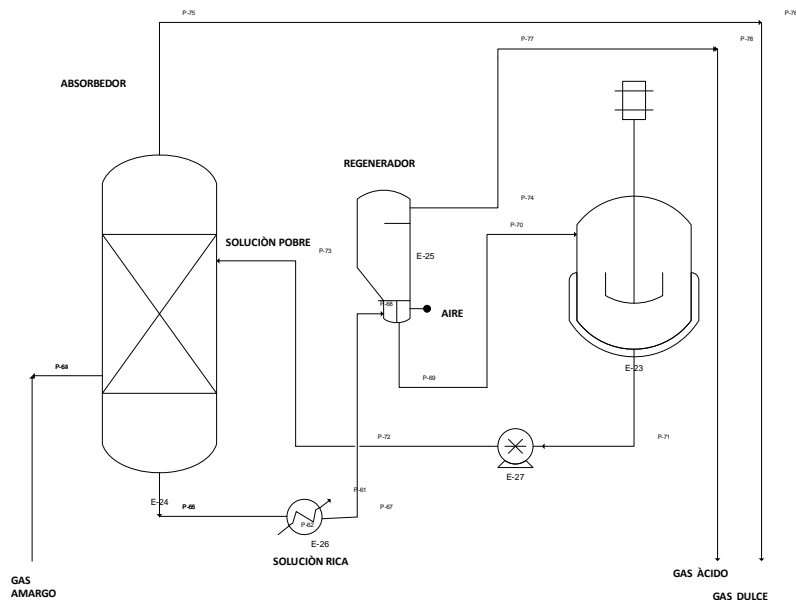


Figura 14. Proceso de absorción-oxidación con líquidos. Leyva, 2009^[24].

La necesidad de reducir en las plantas industriales los costos operativos y aumentar la producción dentro de los estándares de calidad que rige el mercado, han llevado al desarrollo de nuevos procesos y a optimizar los yacimientos ya establecidos.

El aumento de la demanda de gas amargo obliga a mejorar los procesos de endulzamiento, con el incremento de la producción del gas dulce y la disminución de costos de operación. Estudios realizados en esta área se encaminan a la reducción de pérdidas de amina, mediante la operación de variables operativas e implementación de dispositivos, obteniéndose grandes resultados en el ahorro de costos sin alterar la capacidad ni la calidad de endulzamiento.

Con el paso del tiempo, las exigencias en el aspecto ambiental cada vez se vuelve más rigurosa por lo cual los procesos cada vez tienen que responder con dichas exigencias. Este tipo de normatividades no solo se limitan al gas combustible sino a cualquier tipo de combustible como puede ser; gasolina, diésel, turbosina, gas combustible, LPG, entre otros.

Algunos procesos eliminan los gases ácidos hasta un rango por partes por millón, pero no son económicos cuando la concentración del gas ácido es muy alta. Otros procesos no resultan económicos para tratar grandes volúmenes de gas.

La función de estas plantas es la de reducir a un mínimo el contenido de los gases ácidos (H_2S y CO_2) para permitir el uso del gas como combustible. En el desarrollo de este proceso se estudia el proceso de Girboltol, que se usa como medio absorbente en una solución de metil-dietanolamina (MDEA), en la cual obtenemos excelentes resultados, comparadas con otras soluciones que se utilizan en otros métodos.

Se realizarán dichas investigaciones acerca de la difusión del H_2S en metano (CH_4), para esta parte se tocará el punto ya mencionado del proceso de endulzamiento de gas amargo. Y también se dará una amplia explicación acerca de la investigación muy interesante acerca de la solubilidad del H_2S en MDEA.

Ya que es gracias a su grandiosa selectividad por el H_2S reaccionando químicamente mediante la transferencia como es en el caso de cualquier otra amina comúnmente utilizada.

4.4 Proceso de endulzamiento para el gas amargo

El gas amargo es una mezcla de hidrocarburos, por lo general gaseosos, presentes de forma natural en depósitos subterráneos, la mayor producción del gas amargo la compone el metano, aunque también contiene en cantidades variables, hidrocarburos de dos o más carbonos. A su vez el gas amargo puede presentar impurezas de menores cantidades, como el dióxido de carbono, ácido sulfúrico, nitrógeno, vapor de agua. La proporción de contaminantes en el gas amargo es especificada de acuerdo a su formación geológica y puede tener variaciones en base a la región donde se encuentre.

Cuando el gas contiene una fase gaseosa, se dice que es un gas húmedo, amargo e hidratado; amargo por los componentes ácidos que contiene, húmedo por las presencias de hidrocarburos líquidos e hidratados por la presencia de agua que arrastra de los yacimientos.

Existen diversas denominaciones que se le dan al gas, por lo general se asocian a los compuestos que forman parte de su composición (**Tabla 2**), es decir cuando el gas tiene índices de H_2S en cantidades por arriba de 4ppm/ft^3 (gas), se dice que es un gas amargo y cuando dicha cantidad está por debajo de 4ppm/ft^3 (gas), se dice que es un gas dulce.

Tabla 2. Principales contaminantes del gas

CONTAMINANTE	FORMULA
Sulfuro de hidrogeno	H ₂ S
Dióxido de carbono	CO ₂
Vapor de agua	H ₂ O
Dióxido de azufre	SO ₂
Oxido de nitrógeno	NO _x
Metano	CH ₄
Compuestos orgánicos de cloro	COVCL
Compuestos orgánicos de fluor	COVF
Nitrógeno	N ₂
Monóxido de carbono	CO
Sulfuro de carbonilo	COS
Disulfuro de carbono	CS ₂
Compuestos orgánicos de azufre	COS ₂
Acidocianhídrico	HCN

El proceso de endulzamiento consiste en eliminar el gas ácido presentes en las corrientes de gases y/o líquidos amargos que se reciben de diferentes plantas.

La eliminación de los gases ácidos o “endulzamiento de gas amargo” puede llevarse a cabo mediante diversos procesos, caracterizados principalmente por el tipo de absorbente que se emplea.

El contaminante más común y problemático en la industria del gas es, el H₂S, debido a las propiedades toxicológicas y corrosivas, se ha dispuesto un estricto control sobre la concentración en el gas combustible, el cual debe contener un máximo de 30 ppm para su concentración. El olor de H₂S es muy molesto y cada vez más restrictivas las leyes en materia de contaminación del aire que requieren la eliminación de los componentes del azufre antes de alimentar gas al sistema de distribución.

Por esto, el eliminar gases ácidos es el objetivo de las plantas endulzadoras de gas, en particular cuando se trata del gas que se utiliza para autoconsumo como combustible en los complejos de compresión dentro de las plataformas marinas.

En el gas amargo, la cantidad de H₂S presente puede variar dependiendo de la planta de la cual provenga, estos compuestos del azufre eliminados se convierten por lo general en azufre elemental a través de la planta recuperadoras de azufre, las cuales aprovechan el H₂S contenido en el gas ácido, productos de las plantas endulzadoras, para producir azufre elemental mediante modificaciones, siendo los procesos de endulzamiento de gas, el método por lo cual se extrae aproximadamente la mitad de la producción mundial de azufre elemental.

El azufre uno de los materiales más importantes en la industria de los procesos químicos y la mayor aplicación de este elemento es la producción de H_2S , el cual, es un agente para la formación de sulfatos y para la sulfonación, que se emplea en muchas industrias tales como: la de fertilizantes, jabones y detergentes, cueros y hojalata, refinación del petróleo y teñido de telas. Es importante tener en cuenta que en las especificaciones del gas ácido que se manda a las plantas recuperadoras de azufre, debe minimizar el contenido de hidrocarburos, para evitar sobre diseño de la planta y operaciones inadecuadas en la misma.

4.4.1 Componentes

Cada gas tiene su propia composición, es decir, dos pozos de un mismo yacimiento puede tener una composición diferente entre sí. También la composición del gas varía conforme al yacimiento va siendo explotado, en base a eso, debe haber un análisis periódico al gas que va siendo extraído para evitar problemas operacionales entre otros.

Cuando el gas amargo es extraído de los yacimientos presentan impurezas, las cuales hay que eliminar ya que pueden provocar daños al medio ambiente o pueden provocar corrosión en los equipos.

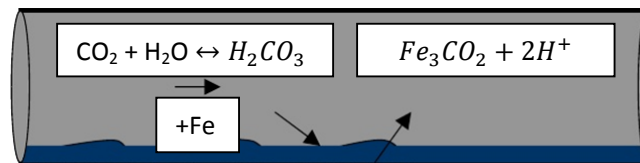
Los gases ácidos H_2S y CO_2 forman soluciones ácidas en presencia de agua libre y a temperaturas altas lo que agrava la corrosión de las paredes metálicas del sistema que lo procesa o lo transporta provocando los procesos llamados "SULFUR STRESS CRACKING" y picaduras por la presencia de hidrógeno molecular desprendido del H_2S , por lo que se requiere reducir su contenido en el gas combustible hasta cantidades mínimas.

El H_2S se debe de eliminar de las corrientes de gas por su efecto tóxico y corrosivo en presencia del aire y el CO_2 por su efecto corrosivo en presencia del agua, por la disminución del poder calorífico del gas y por qué provoca congelamiento en las tuberías, en la (tabla 3) nos presentan los efectos que produce la concentración de H_2S en el aire.

Tabla 3. Efecto que produce la concentración de H₂S en el aire:

Concentración del aire (%)	Concentración del aire (ppm),v	Efecto
0.00002	0.2	Olor perceptible y desagradable.
0.001	10	Limite máximo permitido exposición 8 horas.
0.01	100	Dolor de cabeza, mareos, náuseas, vomito, irritación de ojos y garganta, parálisis olfativa en periodo de 8-15 min.
0.016	150	Parálisis olfativa casi instantánea.
0.025	250	Exposición prolongada causa efecto pulmonar.
0.06	600	Perdida de equilibrio y conocimiento.
0.07	700	Parálisis respiratoria.
0.10	1000	Parálisis respiratoria instantánea y muerte.

El CO₂ dependiendo de las presiones de trabajo presenta un efecto de corrosión en las tuberías de proceso. En presiones parciales menos a 7 psi la corrosión que se presenta es baja, entre 7 y 30 psi la corrosión es moderada y mayor a 30 psi la corrosión es severa. El CO₂ en presencia del agua forma ácido carbónico el cual reacciona con el hierro de la tubería formando Fe₃CO₂ reduciendo el diámetro de las tuberías, como se muestra en la (Figura 15).


Figura 15. Efectos del H₂S y del CO₂ en las tuberías.

Entre los problemas que se pueden tener por la presencia de H_2S y CO_2 en aguas se puede mencionar.

- Toxicidad del H_2S
- Corrosión en presencia del H_2S y CO_2
- En la combustión se puede formar SO_2 que también es altamente y corrosivo
- Disminución del poder calorífico del gas
- Promoción en la formación de hidratos
- Cuando el gas se va a someter a proceso criogénicos es necesario remover el CO_2 porque de lo contrario se solidifica.

Los compuestos sulfurados (sulfuros de carbonilo y sulfuros de carbono) tienen olores bastantes desagradables y tienden a concentrarse en los líquidos que se obtienen en las plantas de gas.

Petróleos Mexicanos, utiliza el gas dulce con diferentes aplicaciones: como gas combustible, así como fuente de obtención de materias primas para su desarrollo de la industria petroquímica, (la que se basa en los compuestos derivados del etileno, propileno y xileno).

PEMEX genera el gas dulce a partir de la eliminación de los gases ácidos presentes en el gas amargo proveniente de la planta de refinería.

Cuando el gas amargo es extraído de los yacimientos presenta impurezas, las cuales hay que eliminar ya que pueden provocar daños al medio ambiente o puede provocar corrosión en los equipos como ya se ha mencionado (Figura 16). Por lo regular el gas se compone de hidrocarburos con punto de ebullición bajo. El metano es el principal constituyente, presentando un punto de ebullición de $-154^{\circ}C$, el etano con $-89^{\circ}C$ y puede estar presentes en cantidades de hasta 10%, el propano $-42^{\circ}C$ representando un 3%. A su vez el butano, pentano, hexano y octano también pueden estar presentes.

La composición del gas puede ser expresada tanto en fracción mol, fracción volumen o fracción peso de sus componentes, aunque también puede ser expresada en por ciento mol, por ciento volumen o por ciento peso representada en la (Tabla 4).

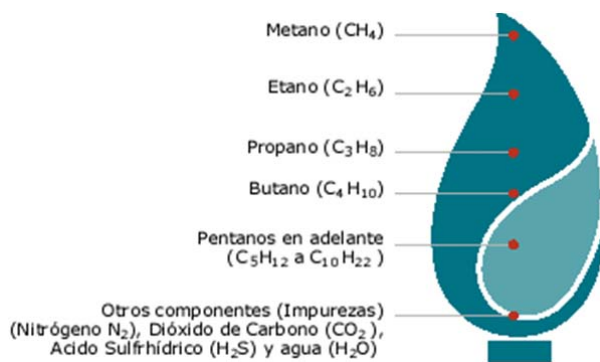


Figura 16. Componentes del Gas Amargo

Tabla 4. Algunos de los componentes del gas amargo ,Seminario de Ing, 1950^[16].

HIDROCARBURO	FORMULA	RANGO (%mol)
Metano	CH ₄	50-92
Etano	C ₂ H ₆	5-15
Propano	C ₃ H ₈	2-14
Butano	C ₄ H ₁₀	1-10
Pentano	C ₅ H ₁₂	0-5
Nitrógeno	N ₂	0-10
Acido sulfúrico	H ₂ S	0-6
Dióxido de carbono	CO ₂	0-5

4.5 Clasificación de los gases

En base a la cantidad de hidrocarburos e impurezas presentes en la composición del gas, este se puede clasificar en los siguientes grupos:

4.5.1 Gas húmedo: Contiene principalmente metano, así como otros hidrocarburos los cuales son licuables a temperatura y presión ambiente, también puede contener vapor de agua.

4.5.2 Gas seco o gas pobre: Contiene cantidades pequeñas de hidrocarburos diferentes al metano, presenta un poder calorífico de 100 BTU/ft³, a menos que se encuentren presentes cantidades significativas de gases que no sean hidrocarburos los cuales no son licuables a temperatura y presión ambiente y este gas no contiene vapor de agua.

4.5.3 Gas amargo: Contiene impurezas de H₂S y CO₂, estos compuestos se denominan amargos.

4.5.4 Gas dulce: Se producen por la eliminación de los compuestos amargos mediante el proceso de endulzamiento de gas natural

4.5.5 Gas natural asociado: Es el gas que se encuentra asociado en el yacimiento junto con el petróleo crudo.

4.5.6 Gas no asociado: El gas que se obtiene cuando el yacimiento no tiene petróleo crudo.

4.5.7 Gases ácidos: Al H₂S y CO₂ se denominan gases ácidos del gas amargo. De muchos campos de donde ya es extraído el gas, la presencia de estos compuestos es elevada, los cuales le dan la denominación de "gas amargo" al gas natural .

Cuando este compuesto es separado de gas natural mediante el endulzamiento, es enviado a plantas recuperadoras de azufre, en donde es vendido en forma líquida para sus diversas aplicaciones.

4.6 Proceso de endulzamiento

Las condiciones del gas a tratar son:

- Concentración de impurezas.
- Temperatura y presión disponible.
- Volumen de gas a procesar.
- Composición de hidrocarburos.
- Selectividad de los gases ácidos por remover.
- Especificaciones del gas ácido residual.

En la actualidad existen diferentes tecnologías mediante la cual es posible la remoción del H₂S y CO₂ del gas amargo.

Existen 7 procesos diferentes, los cuales pueden ser empleados para la remoción de las impurezas o también para el proceso de endulzamiento del gas natural. Estos procesos son los siguientes:

- Absorción química (procesos de aminas o también procesos de girbotol).
- Absorción física (solventes)
- Absorción/oxidación
- Permutación por membrana
- Adsorción
- Destilación criogénica

Las tres tecnologías principales que predominan en el mercado: son la absorción química con soluciones acuosa de alcanolaminas, la absorción física y destilación criogénica.

4.6.1 Absorción química

Emplea soluciones de alcanolaminas para remover el CO₂ de la corriente del gas. La absorción con soluciones acuosas de alcanolaminas es la tecnología comercial más utilizada para la eliminación de H₂S y CO₂ de corrientes gaseosas que contenga.

Históricamente, la MEA y DEA se han utilizado con mayor frecuencia en este tipo de plantas utilizan Diglicolamina (DGA) y Disopropanolamina. Esta tecnología seguiría aun en uso durante muchos años, sin embargo en la actualidad existen alcanolaminas que ofrecen ventajas para la purificación de las corrientes gaseosas contaminadas con gases ácidos, por ejemplo la MDEA, 2-amino-2-metil-1-propanol (AMP) y mezclas de MDEA con MEA y DEA, con las cuales en algunos casos se han obtenido consumos menores de energía, mayor capacidad de absorción, selectividad, menor corrosión y menos tendencia a la formación de espuma y ensuciamiento.

4.6.2 Absorción física

En este proceso los solventes empleados son glicoles u otros solventes orgánicos donde la interacción con el CH_4 no es tan fuerte en comparación con las alcanolaminas, sin embargo se requiere de una menor cantidad de energía en la regeneración de los solventes.

4.6.3 Destilación criogénica

El CH_4 es licuado, reduciendo así la temperatura de la corriente del gas natural. Este tipo de proceso es considerado llamativo debido a que el gas natural puede ser transportado como gas natural licuado, lo cual reduce el volumen cerca de 600 veces el volumen original.

Los procesos de endulzamiento por absorción de alcanolaminas presenta principalmente la operación de absorción, la cual es una operación unitaria en la cual los componentes solubles de una mezcla de gas son disueltos en un líquido. La operación inversa se denomina desorción, la cual es empleada cuando se requiere transferir los componentes volátiles de una mezcla líquida a un gas. Estas operaciones se realizan generalmente en torres verticales que en su interior contienen platos, empaques u otros dispositivos que aumentan el contacto entre ambas fases, las cuales fluyen a contracorriente.

Entre los factores más importantes para las operaciones de absorción y desorción se tienen los siguientes:

- La velocidad, composición, temperatura y presión del gas a la columna.
- La recuperación requerida de los solutos.
- La elección del disolvente.
- La presión y la temperatura de operación de la columna.
- La velocidad mínima del disolvente.
- Numero de etapas de equilibrio.
- Efecto de calor y los requerimientos de enfriamiento.
- Tipos de absorvedor
- Dimensiones de la torre.

En la elección del disolvente se debe asegurar que este sea lo más compatible con el soluto y que sus pérdidas sean mínimas, esto es con el fin de conseguir un proceso lo más económico posible.

En una torre de absorción la corriente gaseosa circula en contra corriente con el líquido. El contacto entre las dos fases produce la transferencia del soluto del gas al líquido, al presentar mayor afinidad de este por el disolvente. En este tipo de operaciones se busca que el contacto entre ambas corrientes sea lo mayor posible, tomando en cuenta que el tiempo en el que se dé el contacto sea suficiente para que los solutos puedan pasar en la mayor parte posible de una fase a otra.

4.7 Selección de la solución de alcanolamina

La selección de la solución de alcanolamina se ve influenciada principalmente por las condiciones de la presión y temperatura a las cuales es posible tratar las corrientes de gas. También entran en este aspecto, la composición de la corriente a purificar y los requerimientos de pureza deseados. Tomando en cuenta que al seleccionar la solución de amina se debe de tomar en cuenta el grado de remoción de los gases ácidos. En los procesos de absorción química con alcanolaminas es preferible que la solución a emplear presente una alta selectividad de H₂S.

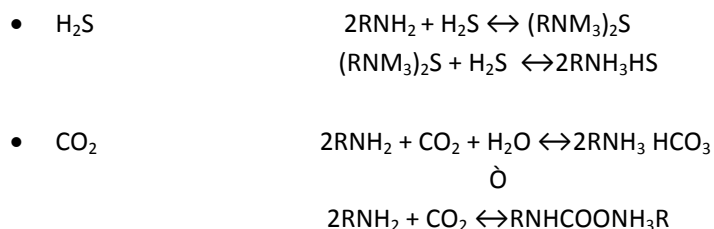
Las aminas se han convertido en sustancias químicas muy importantes ya que estas son empleadas como solventes en los procesos de endulzamiento del gas natural. En un inicio la MEA era más utilizada en cualquier aplicación de endulzamiento, posteriormente fue sustituida por la DEA ya que los resultados eran mejores. En los últimos años el uso de MDEA, así como la mezcla de aminas ha tenido gran influencia, esto es debido al grado de selectividad que presenta para la remoción de los gases ácidos.

4.7.1 Monoetanolamina (MEA)

El proceso que emplea MEA ha tenido un excelente historial para el tratamiento del gas. De las diferentes aminas, la MEA es la base más fuerte que reacciona más rápidamente con los gases ácidos, otra de sus ventajas que tiene es su gran estabilidad, mínima degradación térmica, factibilidad para recuperarse de soluciones contaminadas, mayor capacidad de absorción de gases ácidos por unidad de peso o de volumen.

Sus principales desventajas consisten en que reacciona irreversiblemente con el sulfuro de carbonilo y di-sulfuro de carbonilo con los que forma compuestos no regenerativos que ocasionan pérdidas de solución y formación de sólidos que aumentan más su presión de vapor.

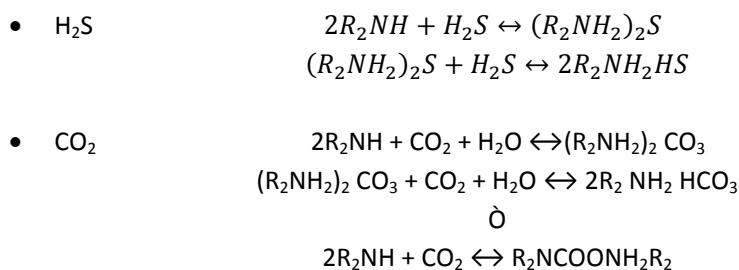
Aunque el proceso con MEA se considera no selectivo y la velocidad de absorción del CO₂ en MEA es menos que la del H₂S, el CO₂ se absorberá casi totalmente cuando la remoción del H₂S se lleve a cabo.



4.7.2 Dietanolamina (DEA)

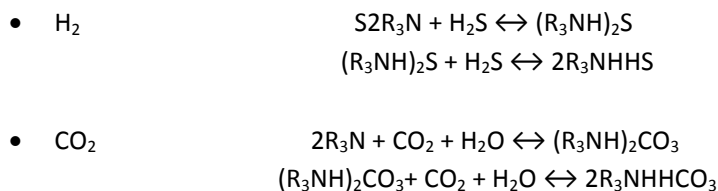
Las soluciones acuosas de DEA han sido empleadas por varios años en las plantas de endulzamiento de gas natural, cuyas corrientes de alimentación contienen apreciables cantidades de gases ácidos. Debido a que las alcanolaminas secundarias presentan poca reactividad con el COS y CS₂, a la vez que los productos de sus reacciones no son corrosivos; la DEA es una buena elección para purificar el gas con este tipo de contaminantes.

La baja presión de vapor que la DEA presenta hace que se pueda emplear en operaciones de baja presión, donde las pérdidas por vaporización son relativamente nulas, sin embargo la principal desventaja de la DEA es que reacciona de forma irreversible con el CO₂, dando lugar a productos de degradación que provoca problema de corrosión.



4.7.3 Trietanolamina (TEA)

La solución acuosa de trietanolamina (TEA) fue la primera que se utilizó en los procesos de endulzamiento, pero hoy en día ha sido desplazada por la MEA o la DEA. Haciendo una comparación de la TEA con respecto a la MEA o la DEA, se tiene que la TEA reacciona menos con los gases ácidos, su capacidad para absorber gases ácidos por galón de solución es menor, es menos estable y no reduce el contenido de H₂S a las especificaciones requeridas. Su ventaja principal es el hecho de que es selectiva hacia el H₂S.

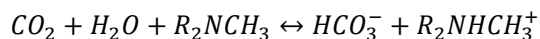
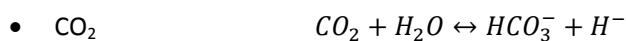
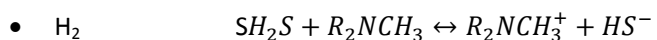


Donde: R= C₂H₄OH

4.7.4 Metil-dietanolamina MDEA

Es considerada una alcanolamina de nueva generación debido a su gran selectividad que presenta de H₂S aún con la presencia de CO₂. La MDEA puede absorber H₂S de forma selectiva bajo condiciones de operación apropiada, resultando en tiempos de contactos cortados. A su vez, la baja presión de vapor de esta amina, le permite ser empleada en concentraciones superiores al 60% en masa sin pérdidas considerables por evaporación. Además, la MDEA es altamente resistente a la acción térmica y degradación química, presenta bajos requerimientos energéticos para su regeneración, se considera muy poco corrosiva y tiene calores bajos de reacción con los gases ácidos.

Esta selectividad se debe a que la MDEA, que no tiene un átomo de hidrógeno unido a los dos de Nitrógeno y por tanto no puede reaccionar directamente con el CO₂ para formar carbonato. Sin embargo, si reacciona directamente con H₂S instantánea a través del mismo mecanismo de transferencia de protones que se producen cuando H₂S reaccionan con las alquilaminas.



A continuación se presentan en la (Tabla 5), algunas propiedades de las diferentes aminas:

Tabla 5. Propiedades de las aminas, Leyva, 2009^[24].

	MEA	DEA	TEA	MDEA
Apariencia	Líquido coloreado de olor amoniacal Higroscópico.	Líquido coloreado viscoso.	Líquido viscoso de color amarillo	Líquido claro
Peso Molecular	61.08	105.14	149.19	119.16
P. de ebullición	170°C	269° C con descomposición	360° C	240° C
P. de fusión	10.5 °C	28° C	21.2° C	
Flash point	93.5 °C	152° C	179° C	127° C
Densidad g/cm³	1.018 a 20/4	1.019 a 30/20	1.1258 a 20/20	1.043
P. de vapor , mmhg	6 a 60°C	5 a 138° C	10 a 205° C	0.01 a 20° C
Peligro	La exposición puede causar daño a la salud, por vía oral, intraperitoneal y subcutánea.	La exposición puede causar daño a la salud por vía oral.	Al calentarse se descompone emitiendo vapores tóxicos de NO ₃ .	Desconocido, datos no suficientes y sin experiencias restringidas.
Peligro de fuego	Al exponer al calor o flama	Al exponerse al calor o flama	Al exponerse al calor o flama	Al exponerse al calor o flama
Combatir fuego con:	Espuma de alcohol y productos químicos.	Espuma de alcohol, agua y CO ₂	Espuma de alcohol o CO ₂	Espuma de alcohol o CO ₂
Reacciona con:	Ácido acético, ácido acrílico, acrilonitrilo, ACL, HNO ₃ y H ₂ SO ₄	Puede reaccionar vigorosamente con materiales oxidándolos	Puede reaccionar vigorosamente con materiales oxidándolos	Puede reaccionar vigorosamente con materiales oxidándolos

La selectividad de las alcanolaminas hacia los gases ácidos es una identificación del grado de remoción que puede obtenerse para un gas ácido cuando están presentes dos o más. El uso de

una alcanolamina selectiva, por ejemplo MDEA, en plantas de tratamiento de gases contaminados con H_2S y CO_2 que pueden presentar las siguientes ventajas.

- El uso de una alcanolamina selectiva permite absorber preferentemente uno de los gases ácidos durante la corrida principal, de tal manera que para un volumen de gas a tratar y a las mismas condiciones de operación, la circulación de la alcanolamina selectiva será menor comparada con una no selectiva.
- Los requerimientos de energía para regenerar la alcanolamina están en función de los moles de ácido absorbido y del calor de reacción del H_2S y CO_2 con la alcanolamina.
- Entre mayor sea el volumen del gas ácido absorbido, mayor es el flujo de disolventes y más energía se necesitara.
- El calor de reacción para las alcanolaminas selectivas generalmente es menor que el de las no selectivas, por lo que la disminución en la circulación que se alcanza al usar las alcanolaminas selectivas, se obtiene que , el consumo de energía en el paso de regeneración de la alcanolamina, también disminuya.

Estos factores impactan en el tamaño del sistema de regeneración, reduciéndose tanto los costos de capital, como los de operación y mantenimiento.

4.8 Endulzamiento por absorción con reacción

A lo largo de este trabajo hemos ido mencionando el contacto del gas amargo con los solventes que atrapan selectivamente los compuestos ácidos y tienen como propósito endulzarlo, dentro de los solventes empleados existen dos tipos, los físicos y los químicos.

Cuando se utilizan soluciones alcanolaminas como solventes , se denominan **Procesos Químicos** debido a que las bases reaccionan con los gases ácidos para reducir altas concentraciones de H_2S y CO_2 a niveles muy bajos.

Existen diversos procesos de endulzamiento de gas amargo basados en principio de absorción o desorción, los cuales difieren en el tipo de solvente utilizado.

Los más utilizados en nuestro país son:

- El girbotol
- El alkazid
- El seabord

Entre otros estas soluciones debido a su alta eficiencia de absorción del H_2S y aunado a su bajo costo de regeneración nos lleva a la conclusión de estos tres, el método más empleado para el proceso es el de GIRBOTOL.

4.9 Proceso de Girbotol

Este proceso es un método de absorción por aminas, un proceso donde logramos eliminar H₂S y CO₂ de una mezcla gaseosa.

Ya sea MEA, DEA, TEA o MDEA, estas aminas la mayor parte son orgánicas altamente básicas, se deja de fluir por pasos estrechos a través de una torre donde se pone en contacto directo con el H₂S y CO₂, para absorberlos del gas que se desea purificar, la cual va subiendo por la torre.

La amina contaminada ya sea con H₂S o CO₂ se lleva desde el fondo de la torre a un extractor con vapor en donde fluye a contracorriente con el líquido, la cual tiene la función de extraer estos compuestos de la amina. Después de esto la amina se regresa a la parte superior de la torre de absorción.

El método donde se emplea la MDEA es uno de los más usados en la industria petrolera, para la purificación de los gases naturales y de refinería, para la recuperación de H₂S para la fabricación de azufre. La eliminación de CO₂ se hacen normalmente con MEA.

Tabla 6. Métodos de purificación. Pérez, 1982^[12].

Proceso	Reacción	Regeneración
Seaboard	$\text{NaCO}_3 + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{NaHCO}_3 + \text{NaHS}$	Desprendimiento de H ₂ S por inyección de aire.
Carbonato al vacío	$\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{NaHCO}_3 + \text{NaHS}$	Desprendimiento de H ₂ S por el vapor de agua.
Thylox	$\text{Na}_4\text{As}_2\text{S}_5\text{O}_2 \rightarrow \text{Na}_4\text{As}_2\text{S}_6\text{O} + \text{H}_2\text{S}$	Conversión en S y Na ₄ As ₂ S ₅ O ₂ por oxidación con aire.
Fosfato	$\text{K}_3\text{PO}_4 + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{KHS} + \text{K}_2\text{hpo}_4$	Desprendimiento de H ₂ S por el vapor de agua.
Alkazid	$\text{RCHNH}_2\text{COONa} + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{RCHNH}_2\text{COOH} + \text{NaHS}$	Desprendimiento de H ₂ S por el vapor de agua.
Fenolato	$\text{NaOC}_6\text{H}_5 + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{OH} + \text{NaHS}$	Desprendimiento de H ₂ S por el vapor de agua.
Girbotol	$2\text{RNH}_2 + \text{H}_2\text{S} \rightarrow (\text{RNH}_3)_2\text{S}$	Desprendimiento de H ₂ S por el vapor de agua.

4.10 Solventes

Hay dos clases de solventes más utilizados en los procesos de endulzamiento, los físicos y los químicos.

A continuación se enlistan algunas de las consideraciones que se deben tomar en cuenta para elegir el tipo de solvente con el que se puede trabajar este proceso de endulzamiento.

- Presión y temperatura de operación
- La cantidad de gases contenido y los que se desean remover.
- La selectividad y las especificaciones del gas a tratar.
- Eliminación de los gases ácidos (recuperación de azufre, e incineración).
- Contaminantes en el gas de entrada (oxígeno y compuestos de azufre).
- Preferencias del cliente (capital y costos de operación, eficiencia del combustible, costos del solvente, etc.).

4.11 Solventes Químicos

Los solventes químicos, por lo general, son alcanolaminas en solución acuosa que reacciona química y reversiblemente con los gases ácidos, por consiguiente, al elevar la temperatura se puede recuperar el solvente.

Las aminas son compuestos derivados de Amoniaco (NH_3), son bases orgánicas donde uno, dos o tres grupos alquilo que pueden ser sustituidos en lugar de los hidrógenos, en el amoniaco para dar aminas primarias, secundarias y terciarias, respectivamente.

Las aminas se dividen en primarias (MEA y Diglicolamina), secundarias (DEA), y terciarias (MDEA, TEA), dependiendo del número de sustituciones que se hagan sobre el nitrógeno.

Las aminas se han convertido en sustancias químicas muy importantes ya que son empleadas como solventes en los procesos de endulzamiento de gas amargo. En un inicio la MEA era la más utilizada en cualquier aplicación de endulzamiento, después fue sustituida por la DEA ya que daba mejores resultados. En los últimos años el uso de la MDEA así como las mezclas de aminas han ganado popularidad. El uso de estas aminas depende de su grado de selectividad para la remoción de los contaminantes ácidos.

El uso de las mezclas de alcanolaminas ha demostrado tener excelentes características de absorción, así como una capacidad de carga elevada, velocidades de reacción superiores y de las cuales requieren menor energía para la recuperación de solventes.

4.12 Platos de soporte

La principal finalidad de un soporte de empaque es la de retener el lecho, sin provocar una restricción excesiva del flujo de gas ni la del líquido, pero también sirve para la distribuciones las dos corrientes. Si no se diseña cuidadosamente el plato de soporte, este puede llegar a provocar una inundación prematura de la columna.

Consecuentemente, el diseño del plato de soporte afecta directamente la caída de presión de la columna y al intervalo de la operación estable.

4.13 Retención del líquido

Para la retención del líquido en columnas empacadas se tienen identificados tres modos.

- Estático: La cantidad del líquido que permanece en el empaque mojado completamente y, en seguida drenado.
- Total: la cantidad del líquido en el empaque, en condiciones dinámicas.
- Operacional: cantidad del líquido que se atribuye al funcionamiento y se mide experimentalmente como la diferencia entre la retención total y la estática.

4.14 Distribución del líquido

La distribución inicial uniforme del líquido en la parte superior en el lecho es de suma importancia para el funcionamiento adecuado de la columna. Esto se lleva a cabo mediante un dispositivo que extiende el líquido de una manera uniforme sobre la parte superior del empaque

4.15 Mala distribución

Cuando no existe una distribución uniforme de las fases en una columna empacada esto se debe a que:

- El distribuidor del líquido no divide uniformemente el líquido en la sección transversal de la columna.
- El líquido se desplaza más fácilmente hacia la pared que en sentido opuesto. La canalización que se da como resultado a lo largo de la pared se puede acentuar a causa del vapor que se condensa por las pérdidas de calor de la columna.
- La geometría del empaque que inhibe la distribución lateral.
- Variaciones de espacios que son causa de que el empaque se instala inadecuadamente.
- La columna no cuenta con una alineación vertical.

El efecto de la mala distribución sobre la eficiencia de transferencia de masa es importante, pero no se cuenta con los métodos capaces de predecir la cantidad de canalización. Los efectos de dispersión lateral son muy parecidos a los de canalización.

4.16 Efectos terminales

El análisis de la eficiencia de transferencia de masa de una columna empacada debe tomar en cuenta la transferencia que tiene lugar fuera del lecho, es decir, en los extremos de las secciones empacadas. El gas entrante puede ponerse en contacto con el líquido de salida por debajo del plato de soporte del fondo, y el gas de salida puede entrar en contacto con el líquido de algunos tipos de distribuidores.

4.17 Área Interfacial

El área efectiva de contacto entre gas y líquido es la que se presenta en el proceso de intercambio de masa de gas y líquido. Esta área puede ser inferior que el área de entre cara real, a causa de las zonas estancadas en que el líquido llega a la saturación y ya no participa en el proceso de transferencia.

El área efectiva no es lo mismo que el “área mojada”. A pesar de que el flujo de película de líquido por la superficie del empaque contribuye, el área efectiva incluye contribuciones de goteos y burbujas de gas.

4.18 Solubilidades y equilibrios

Al poner en contacto un gas con un líquido en el que es soluble, las moléculas del gas pasan al líquido formando una disolución con aquel, y al mismo tiempo las moléculas disueltas en el líquido tienden a volver a la fase gaseosa, estableciéndose un equilibrio dinámico entre las moléculas del gas que pasan a la disolución y las que retornan a la fase gaseosa.

La solubilidad del gas en el líquido es función de la naturaleza de ambos componentes, de la temperatura, de la presión parcial de gas en la fase gaseosa y de que la concentración del gas disuelto en el líquido. La influencia en la temperatura sobre la solubilidad viene dada por la ley de Vant-Hoff del equilibrio móvil, según la cual “al elevarse la temperatura del sistema en equilibrio se verifica el proceso que va acompañado de absorción de calor”.

Las solubilidades de gases en líquidos se expresan de diferentes modos: en forma numérica, por medio de tablas, en forma de gráficos, representando presiones parciales o relaciones molares frente a concentraciones.

La solubilidad del H_2S y el CO_2 en 1.0, 2.0 y 4.28 $Kmol/m^3$ de la solución acuosa de MDEA tiende ser medida para temperaturas y gases ácidos con presiones parciales que van en un rango de 40 a 120 °C y 0.001 a 6600 kPa, respectivamente.

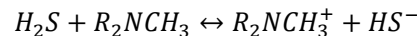
La solución acuosa de MDEA es un solvente atractivo para la eliminación selectiva de H_2S de las corrientes de proceso que contienen CO_2 . La aplicación comercial de MDEA como una solución, el tratamiento no siguió de inmediato por el alto costo de MDEA en relación con el costo de MEA y DEA que eran más bajos.

La purificación de estos gases es necesaria, debido a los siguientes factores:

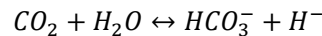
- Evitar el envenenamiento de los catalizadores.
- Permitir el uso del gas endulzado o gas natural como combustible para que no permita algún daño al equipo, ya que los materiales de construcción de estos equipos no deben ser muy costosos y deberán tener mayor tiempo de operación.

La eliminación de H₂S de los gases producidos a partir de la gasificación de carbón de coque es un área probable de uso. Aquí, la eliminación de grandes cantidades de CO₂ que no se pueden justificar económicamente.

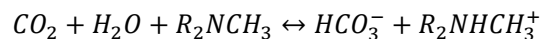
La MDEA es una amina terciaria y es más selectiva para H₂S que las aminas convencionales, tal vez como MEA, DEA. Esta selectividad se debe a que MDEA, que no tiene un átomo de hidrógeno unido a los de nitrógeno, y por tanto no pueden reaccionar directamente con el CO₂ para formar carbonato. Sin embargo, si reaccionan directamente con H₂S instantánea a través del mismo mecanismo de transferencia de protones que se produce cuando H₂S reacciona con aminas primarias y secundarias.



El CO₂ reacciona con el agua para formar bicarbonatos:



El bicarbonato se combina con la amina vía ácido base y hay una neutralización en la reacción, la cual se forma:

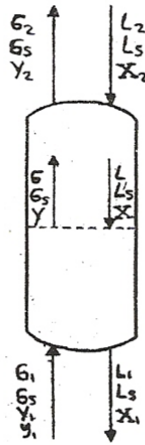


La formación de HCO₃⁻ es lenta y controla el índice de reacción del CO₂. La velocidad de absorción del CO₂ en la solución de MDEA es mucho más lento que el índice de absorción de H₂S y la eliminación selectiva de H₂S se puede lograr mediante la absorción de tamaño para dar un tiempo de residencia que permite a la mayoría de los H₂S para ser absorbidos, pero no suficiente para que reaccione el CO₂.

El proceso de MDEA es capaz de tratar las corrientes de gas ácido para eliminar 4ppm de H₂S (1/4 de grano), sin embargo, se logra una mayor selectividad cuando la especificación de H₂S en el gas purificado es relajado. Una óptima combinación de la selectividad y la eliminación de H₂S pueden ser establecidas por una gran selección adecuada de la altura de absorción, la fuerza de la solución.

Información sobre el equilibrio de solubilidad de H₂S y CO₂ en soluciones acuosas de MDEA es necesaria para el diseño y análisis de las unidades de tratamiento de MDEA.

4.19 BALANCE DE MATERIA


 Figura 17. Torre absorbidora. Treybal ,2007^[22].

En la(Figura 17.) se presenta esquemáticamente una torre de absorción con funcionamiento a contracorriente, en la cual se efectúa el contacto de las dos fases (líquido- gas).

La cantidad total de gas “G” fluye a través de la torre en sentido ascendente por unidad de tiempo (lb-mol/h) que constara de “Gs” que es flujo de alimentación del gas inerte en (lb-mol/h) . La cantidad total del líquido “L” que baja a lo largo de la torre por unidad de tiempo consta de un flujo “Ls” que se refiere al flujo de MDEA pobre [MDEA pura] en (lb-mol/h) de absorbente no volátil el cual no se difunde. Por otra parte “G” y “L” varían de uno a otro extremo de la torre, con base al cálculo de los flujos de los componentes inertes para cada componente a cada corriente, “Gs” y “Ls”, permanecerán constantes a lo largo de la torre.

La composición de la fase gaseosa se expresa en fracción mol. Las presiones parciales “P” ò relación molar “Y”, (moles de componente que se difunden por mil de componente inerte). Por otra parte la composición de la fase líquida se expresa en fracción molar, “x” o en la relación molar “X” (moles de componente que se difunde por el mol de componente inerte).

Para las fases gaseosas:

$$y = \frac{p}{p} \quad (6)$$

Y por tanto:

$$y = \frac{y}{1-y} \quad (7)$$

Ecuación para la fase líquida:

$$x = \frac{x}{1-x} \quad (8)$$

Mediante la relación de un balance de materia referido al componente a separar, entre una sección de la torre y la sección inferior se deduce que:

$$G_s (Y_1 - Y) = L_s (X_1 - X) \quad (9)$$

Y de aquí:

$$Y = \frac{L_s}{G_s} X + Y_1 - \frac{L_s}{G_s} X_1 \quad (10)$$

Esta expresión en el diagrama X-Y representa una recta que pasa por el punto (X_1, Y_1) y tiene de pendiente L_s/G_s .

Aplicando el mismo balance entre esa sección de la torre y la sección superior, resulta una ecuación equivalente a lo anterior que en el diagrama (X-Y) representa una recta que pasa por el punto (X_2, Y_2) y su pendiente también en la relación de los flujos $\left(\frac{L_s}{G_s}\right)$.

$$G_s (Y_2 - Y) = L_s (X_2 - X) \quad (11)$$

O sea:

$$Y_1 = \frac{L_s}{G_s} X_1 + Y_2 - \frac{L_s}{G_s} X_2 \quad (12)$$

Por consiguiente, se encuentra que en los puntos (X_2, Y_2) y (X_1, Y_1) , ha de pasar una recta de pendiente $\left(\frac{L_s}{G_s}\right)$, que representa las composiciones de gas y el líquido en los distintos puntos de la torre, y se denomina "LÍNEA DE OPERACIÓN".

Gráficamente se traza uniendo los puntos representativos de las concentraciones de ambas fases en los extremos de la torre.

Si en el diagrama (Y-X) se representa la CURVA DE EQUILIBRIO o CURVA CORRESPONDIENTE a las concentraciones del gas en equilibrio con el líquido, a una temperatura y presión dadas, encontramos que para la absorción la recta de operación está siempre por encima de la curva de equilibrio.

4.19.1 VALOR LÍMITE DE L_s/G_s

Hablando con respecto al costo de operación, nos interesa emplear la menor cantidad del líquido. Sin embargo, como al ser menos la cantidad del líquido empleado mayor será la concentración a su salida y en consecuencia más difícil la absorción, el cual se necesita mayor tiempo de contacto entre fases, y por consiguiente mayor altura de la torre, lo cual se traduce en un mayor costo de instalación.

En los cálculos de absorción se conoce generalmente:

- La cantidad de gas a tratar.
- La composición del gas a la entrada y a la salida de la torre.
- La composición del líquido a la entrada de la torre (X_2).

La pendiente media de la línea de operación $\left(\frac{L}{G}\right)$ es la relación entre los flujos molares de líquido y el gas. Por tanto, para un flujo de gas determinado, una reducción del flujo de líquido da lugar a una disminución de la pendiente de la línea de operación. Considerando la línea de operación ab de la (Figura 18). Supongan que tanto la velocidad del gas como las concentraciones extremas (X_1^+, Y_1) y (X_2, Y_2) , se mantienen constantes mientras que el flujo de líquido "L" disminuye. El extremo de la línea de operación se desplaza en dirección de la línea de equilibrio, y (X_2) , la concentración del líquido aumenta. La máxima concentración del líquido y la mínima velocidad de flujo del líquido posible se obtiene cuando la línea de operación toca la línea de equilibrio, tal como corresponde la línea (ab') de la (Figura 18). Para esta condición se necesita una altura infinita de la sección empacada, la diferencia de concentración para la transferencia de masa se vuelve cero en el fondo de la torre. En cualquier torre real la velocidad real del líquido tiene que ser mayor que este mínimo para conseguir el cambio especificado en la composición del gas.

En una columna de absorción en contracorriente, la relación $\left(\frac{L}{G}\right)$, es importante desde el punto de vista económico. La fuerza impulsora para la transferencia de materia es $((X_1^+, Y_1))$, que es proporcional a la distancia vertical entre la línea de equilibrio y la línea de operación en el diagrama como se presenta en la (Figura 18). Al aumentar $\left(\frac{L}{G}\right)$, se incrementa la fuerza impulsora en todas las partes de la columna excepto en la parte superior, y la columna de absorción no necesita ser más alta. Sin embargo, al utilizar más cantidad de líquido se obtiene una disolución más diluida, de la que es más difícil recuperar el soluto por desorción o eliminación.

La cantidad de líquido absorbente se queda como incógnita y su concentración a la salida, en su caso el valor límite de $\left(\frac{Ls}{Gs}\right)$ será el del coeficiente angular de la recta que pasa por (X_2, Y_2) y por el punto de la curva de equilibrio correspondiente a la concentración del gas a la entrada (X_1^+, Y_1) . El valor de esta corriente será $(Ls/Gs)_{\min}$, como se indica en la (Figura 18).

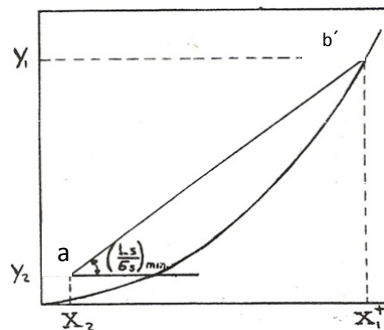


Figura 18. Línea de operación y curva de equilibrio. Treybal,2007^[22].

En el caso menos frecuente en que se conozcan las composiciones del líquido a la entrada y a la salida de la torre (X_2, X_1), la cantidad y la composición del gas a la entrada (X_1, Y_1) quedan como incógnitas la cantidad del líquido y la concentración del gas a la salida. El valor límite de $\left(\frac{L_S}{G_S}\right)$ será el del coeficiente angular de la recta que pasa por (X_1, Y_1) , y por el punto de la curva de equilibrio correspondiente a la concentración del líquido a la entrada (X_2, Y_2). El valor de este coeficiente corresponde a $\left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{\text{máx.}}$ (Fig 19).

En ambos casos, si las rectas consideradas cortan a la curva de equilibrio, el valor límite de $\left(\frac{L_S}{G_S}\right)$ sería correspondiente a la tangente a la curva de equilibrio trazada desde el punto (X_1, Y_1) o el (X_2, Y_2) .

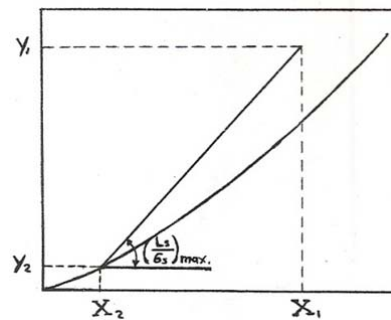


Figura 19. Línea de operación y curva de equilibrio con un 50% de disminución, Treybal, 2007^[22].

CAPITULO 5. SIMULACIÓN EN BASE A DATOS EXPERIMENTALES.

5.0 Simulación de una torre absorbedora en base a los datos experimentales reportados en el artículo “Solubilidad de H₂S y CH₄ en Soluciones Acuosas en Metildietanolamina.^[5]”.

En este capítulo se describe la simulación que se llevó a cabo en este proyecto de tesis basado en datos experimentales^[5], donde podemos encontrar una torre empacada rellena con empaque estructurado Mellapak 250Y de Sulzer, recordando que el empaque ofrece alta eficiencia en la separación, buen mojado de la superficie y baja caída de presión. Este trabajo únicamente fue propuesto teóricamente por cuestiones de seguridad, donde ponemos en contacto H₂S y CH₄ para simular un gas amargo, utilizando una mezcla acuosa de MDEA como absorbente.

5.1 Condiciones de operación.

A continuación se da una breve explicación de las condiciones de operación que siguió este proyecto de tesis tal como se muestra en el diagrama de flujo del (anexo 4) que se basa en la torre de destilación diseñada, a las condiciones de la torre con empaque estructurado ya propuestas para el LEM de Ingeniería Química, así también como las condiciones de operación que se mencionan en la (Tabla 7), y que fueron seleccionadas con base a criterios de literatura para la absorción con un sistema de operación con AMINAS a una Máxima Caída de Presión de 200 (Pa/m).

Tabla 7. Máxima caída de presión para columnas empacadas aleatorias, Kister, 1992^[8].

	Operación sistema	Máxima caída de presión (Pa/m)
Absorción	Sistemas no espumantes	200-325
	Sistemas espumantes	
	CON AMINAS	200
	Carbonato caliente	200
	Secado de cloro	250
	Absorción de SO ₃	80-120
	Atmosférica	200-250
A presión	160-325	
		410-820

Antes de simular se tiene que tomar en cuentas diferentes datos de operación para poder obtener resultados eficientes como se muestran a continuación:

Flujos: Se tiene dos casos para la operación en los cuales los flujos de líquido y vapor varían. Sin embargo se deben cumplir las condiciones que se mencionan a continuación:

- La torre no debe de inundarse
- Evitar que se exceda la caída de presión

Flujo total: Todo el producto se regresa a la columna de manera que el flujo de líquido es igual al flujo de vapor dentro de la torre.

Reflujo típico: Los flujos del líquido tienen que arrojar una relación L/D cercana a 1.1 veces el flujo mínimo, el uso de vapor vivo, debe de cumplir las mismas condiciones que a reflujo típico.

Alimentación: La mezcla de alimentación del gas debe de ingresar a la columna en una proporción de 0.9100 fracción mol de metano por 0.0900 fracción mol de H₂S a 40 °C (104°F).

Presión: La presión de diseño será de 8 Kg/cm² (113.79 psia o 784.543 kPa) , ya que estas condiciones son dadas para los datos experimentales. La caída de presión máxima permisible para una columna empacada es aproximadamente $\left(200 \frac{Pa}{m}\right)$, igual a $\left(1 \frac{N/m^2}{m}\right)$ de acuerdo a la (Tabla 7).

Temperatura: Dentro de una columna tanto el líquido como el vapor están a la temperatura de operación 40°C (104°F).

5.2 Diagrama de flujo de proceso.

Con base a los diferentes datos experimentales del artículo de Solubilidad de $\text{H}_2\text{S}-\text{CH}_4$ ^[5], se escogieron las condiciones de diseño para este trabajo, tomando en cuenta la solubilidad del H_2S en solución de MDEA a 2.0 kmol m^{-3} . Este método permite el uso de grandes muestras de la fase vapor para su análisis, sin perturbar el equilibrio.

Primero se elabora un diagrama de flujo e indican las entradas y salidas del proceso:

- Entrada 1 = Gas Amargo
- Salida 2 = Gas Dulce
- Entrada 3 = MDEA Pura
- Salida 4 = MDEA Rica de Gases Ácidos (H_2S)

La siguiente figura, (Figura 20) muestra la representación de cada una de las corrientes a la entrada y salida de la torre.

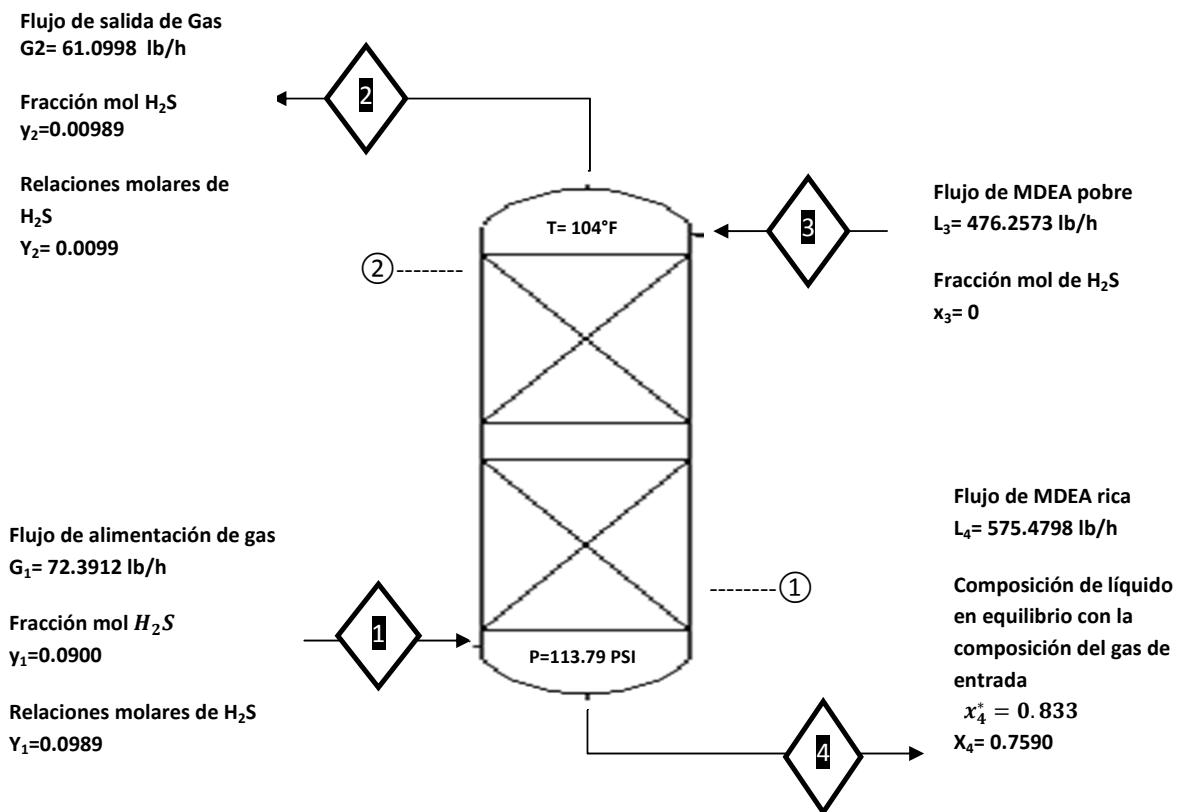


Figura 20. Esquema de la columna con sus flujos molares así como las composiciones de cada una de las corrientes.

5.3 Grafica de la curva de equilibrio.

A partir de los datos obtenidos del artículo Solubilidad de H₂S-CH₄ ^[5], se presentan en la (Tabla 8), las diferentes presiones a sus diferentes relaciones molares como a continuación se muestra.

Tabla 8. Solubilidades de H₂S en solución de MDEA 2.0 kmol m⁻³ (α , relación molar en el líquido, H₂S/MDEA), Fang Alan and Frederick, 1982 ^[5].

P_{H₂S}, kPa	α_{H_2S}
107.0	0.965
27.3	0.674
8.98	0.443
5.76	0.368
1.20	0.162
0.370	0.0871
0.171	0.0576
0.0308	0.0283
0.00871	0.0127
0.00260	0.00725

De los datos de equilibrio, en la fase gaseosa se encuentran a las presiones parciales de H₂S. Y es conveniente transformarlas a relaciones molares como los de la fase líquida y así de esta manera se comenzará a formar la gráfica en un diagrama $X \left(\frac{\text{moles } H_2S}{\text{moles MDEA}} \right)$ y $Y \left(\frac{\text{moles } H_2S}{\text{moles } CH_4} \right)$, los cuales nos indican las relaciones molares de la solución. Teniendo ya en cuenta que la presión de operación de nuestra torre es de 8 kg/cm² (784.543 kPa), y tendremos por ejemplo:

Para la Presión Parcial= 107 kPa que es nuestro primer punto en la (Tabla 8), aplicando Ecuación (6.4) tenemos:

$$y = \frac{P_{H_2S}}{P_{Total}} = \frac{107}{784.543} = \mathbf{0.136387391} \quad \frac{\text{moles } H_2S}{\text{moles Totales}} \quad \text{[Fracción molar de "y"]}$$

Dónde:

y= fracción molar

P_{H_2S} = Presión Parcial del H₂S

P_{Total} = Presión Total del sistema

Y aplicando la ecuación (7.4) obtenida de literatura.[Treybal,2007]:

$$Y = \frac{y}{1-y} = \frac{0.136387391}{1-0.136387391} = \mathbf{0.157926586} \quad \frac{\text{moles } H_2S}{\text{moles } CH_4} \quad \text{[Relaciones molares } H_2S\text{-}CH_4\text{]}$$

Dónde:

y = Fracción molar de H₂S

Y = Relación molar H₂S-CH₄

Calculando los demás valores obtenemos la siguiente (Tabla 9):

Tabla 9. Solubilidad de H₂S en solución de MDEA 2.0 kmol*m⁻³

Relaciones molares "X"	Presión parcial "X"	Fracción molar "Y"	Relaciones molares "Y"
(moles H ₂ S / moles MDEA)	P,H ₂ S(kpa)	moles H ₂ S/ moles Totales	(moles H ₂ S / moles CH ₄)
0.965	107	0.136387391	0.157926586
0.674	27.3	0.034797904	0.036052454
0.443	8.98	0.011446344	0.01157888
0.368	5.76	0.007341975	0.007396279
0.162	1.2	0.001529578	0.001531921
0.0871	0.37	0.00047162	0.000471842
0.0576	0.171	0.000217965	0.000218012
0.0238	0.0308	3.92592E-05	3.92607E-05
0.0127	0.00871	1.11022E-05	1.11023E-05
0.00725	0.0026	3.31409E-06	3.3141E-06

Y así podemos construir nuestra curva de equilibrio como se muestra a continuación (Figura 21.), Graficando las relaciones molares "X", (moles H₂S / moles MDEA) vs "Y", (moles H₂S / moles CH₄).

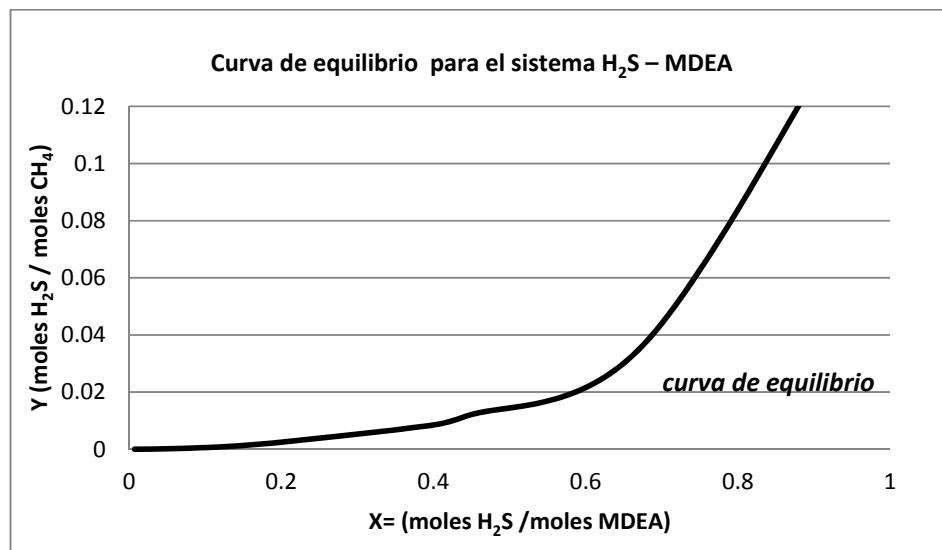


Figura 21. Curva de equilibrio en base a los datos experimentales de la solubilidad de H₂S en solución de MDEA 2 kmol m⁻³, Fang Alan and Frederick, 1982^[5].

5.4 Cálculos para obtener la línea de operación.

5.4.1 Balance de Materia

Para obtener el primer punto de nuestra línea de operación aplicamos la ecuación (7.4) y obtenemos:

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.0900}{1 - 0.0900} = \mathbf{0.0989} \quad \frac{\text{moles de } H_2S}{\text{moles } CH_4}$$

Dónde:

Y_1 "Relación molar" = Primer punto para la formación la curva de equilibrio

y_1 "Fracción molar" = De H_2S de balance real.

Considerando que en este proceso es posible absorber hasta un 90% de H_2S y un 10% de residual del H_2S alimentando y así se tiene:

$$y_2 = Y_1 * (0.1) \quad (13)$$

$$y_2 = 0.0989 (0.1) = \mathbf{0.00989} \quad \text{Cantidad de } H_2S \text{ residual}$$

Dónde:

y_2 = Cantidad de H_2S residual

De igual manera para obtener nuestro segundo punto en la gráfica aplicando la ecuación (7.4) obtenemos.

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2} = \frac{0.00989}{1 - 0.00989} = \mathbf{0.0099} \quad \frac{\text{moles } H_2S}{\text{moles } CH_4}$$

Dónde:

Y_2 "Relación molar" = Segundo punto para la formación de la curva de equilibrio

y_2 "Fracción molar" = de H_2S absorbido a la salida del domo de la torre

El flujo total del gas Metano G_s :

$$G_s = f (1 - y_1) \quad (14)$$

$$G_s = 4.1000 * (1 - 0.0900) = \mathbf{3.731} \quad \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

Dónde:

G_s = Flujo total de metano (lb mol/h)

f = Flujo molar total en (lb mol/h)

y_1 = Flujo molar de H_2S

Re arreglando la ecuación (11) obtendremos la expresión para la relación de $(Ls/Gs)_{min}$ de la manera siguiente:

$$\left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_4^* - X_3} \quad (11.a)$$

Donde X_4^* es la composición del líquido en equilibrio con la composición del gas de entrada Y_1 .

Para un caudal de gas dado, este valor de $(Ls/Gs)_{min}$ corresponde al caudal de líquido mínimo que dará la separación deseada es decir, es el caso en que el líquido que abandona la columna está en equilibrio con el gas que entra.

En nuestro caso X_4^* se calcula de la (Figura 22) como la abscisa del punto de intersección de la ordenada Y_1 y su valor es:

$$X_4^* = 0.833 \frac{lb \text{ mol } H_2S}{lb \text{ mol } MDEA}$$

Sustituyendo valores en la ecuación (11.a) tendremos:

$$\left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{min} = \frac{(0.0989 - 0.0099)}{0.833 - 0} = 0.1068 \frac{lb \text{ mol } H_2S}{lb \text{ mol } CH_4} \quad (11.b)$$

Y de la ecuación (11.a) vamos a obtener Ls_{min}

$$Ls_{min} = \frac{(0.0989 - 0.0099) * 3.731}{0.833 - 0} = 0.3986 \quad \text{MDEA sin } H_2S$$

Para 1.1 veces el mínimo:

$$\left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{op} = 1.1 \left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{min} \quad (11.c)$$

Sustituyendo la ecuación (11.c) y obteniendo Ls_{op} obtenemos:

$$Ls_{op} = 1.1 \left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{min} * Gs_{op}$$

$$Ls_{op} = 1.1 * (0.1068 \text{MDEA sin } H_2S) * 3.731 \frac{lbmol}{h} = 0.4383 \quad \text{MDEA sin } H_2S$$

Dónde:

0.1068 es la cantidad de MDEA sin H_2S y X_3 lo vamos a sacar de la ecuación (11.a):

$$\left(\frac{Ls}{Gs}\right)_{op} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_4 - X_3}$$

Despejamos X_4 :

$$X_4 = \frac{(0.0989 - 0.0099) * 3.73 + 0(0.4383)}{0.4383} = 0.757$$

Obteniendo así la Fig. 22 donde se presenta el valor de (Ls/Gs).

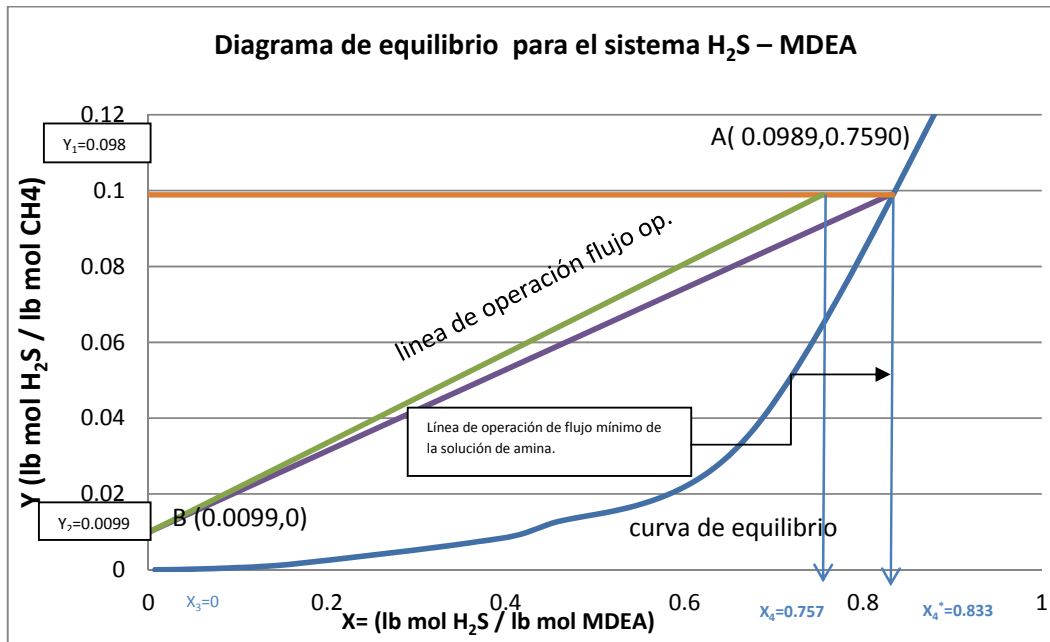


Figura 22. Diagrama de equilibrio sistema H₂S – MDEA

Resolviendo las ecuaciones obtenemos:

$$X_4^* = 0.833 \frac{\text{lb mol H}_2\text{S}}{\text{lb mol MDEA}} \text{ Línea de operación a flujo mínimo}$$

$$X_4 = 0.757 \text{ Línea de operación}$$

$$L_s = 0.4383 \quad \text{MDEA sin H}_2\text{S}$$

Dónde:

L_s = Flujo molar de MDEA entrada (3) de torre.

Y nuestra línea de operación pasará por los puntos A(0.0989, 0.555) y B(0.099, 0).

El caudal de MDEA se ha calculado en unidades molares. El peso molecular de la MDEA es de 119.1600 gr/mol, L'_s (Flujo másico de MDEA), será igual al producto de L_s (Flujo molar de MDEA), y su peso molecular:

$$L'_s = (0.4379 \text{ MDEA sin H}_2\text{S}) * (119.1600 \text{ gr/mol}) = \mathbf{52.1801} \frac{\text{lb de sol.}}{\text{h}}$$

Dónde :

L'_s = Flujo másico de MDEA entrada (3) de torre.

Para el cálculo de la cantidad de agua en la solución de amina primero encontramos que la MDEA contiene un equivalente a solución 2N por lo tanto se calcula los gramos de MDEA en un litro de solución:

$$\text{gramos MDEA} = \frac{PM}{no.eq.} * (1N) * (2) \quad (15)$$

$$\text{gramos MDEA} = \left(119.16 \frac{\text{gr}}{\text{mol}}\right) * \left(\frac{\text{mol}}{1 \text{ eq.}}\right) * \left(2 \frac{\text{eq}}{\text{lt}}\right) = \mathbf{238.32} \frac{\text{gr}}{\text{lt de solución}}$$

Dónde:

PM = Peso Molecular de la amina (MDEA)

No. eq = Numero de equivalentes

N= Numero de equivalentes disuelto por un litro de solución.

2= se refiere a los equivalentes que hay en un litro de solución

De la (Figura 23); “Densidad frente a la concentración de MDEA (% en peso), en solución acuosa” obtenemos el valor de la densidad de la mezcla (MDEA + H₂O) colocando de literatura la cual dice que es igual a 1000 gr/lt y se calcula de la siguiente manera:

$$1000\text{gr/lt} \longrightarrow 100\%$$

$$238.32 \frac{\text{gr}}{\text{lt desolución}} \longrightarrow X$$

$$X = 23.83\% \text{ de MDEA}$$

De esta manera ya teniendo el % de MDE A podemos ocupar (Figura 23), y así poder determinar la densidad real de la mezcla:

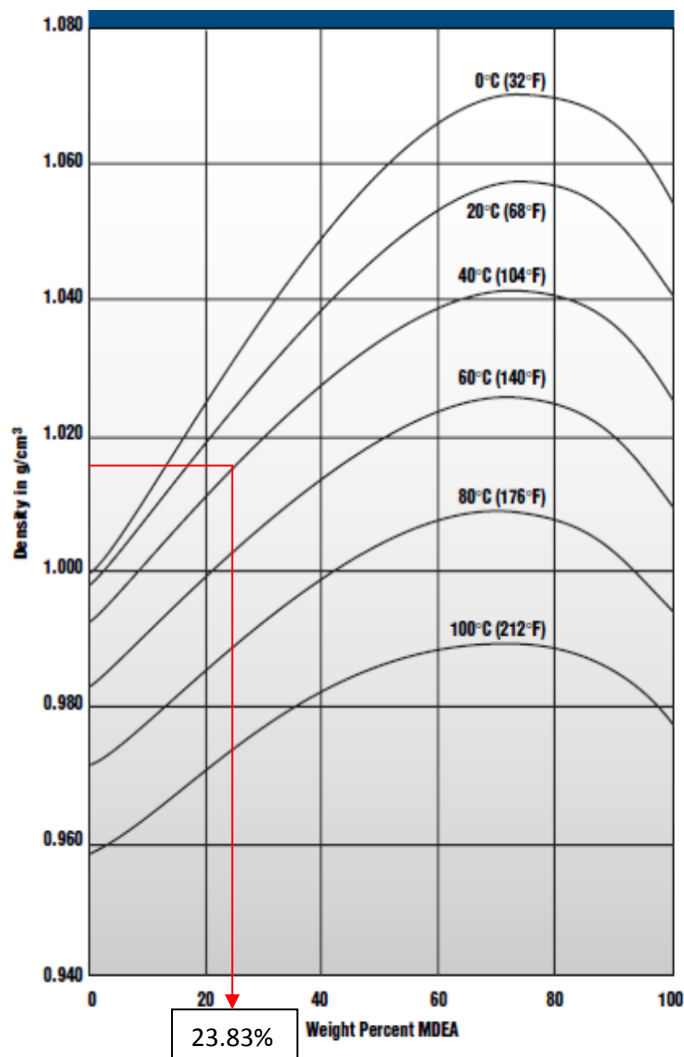


Figura 23. Grafica densidad frente a la concentración de MDEA (% en peso) en solución acuosa [Organicchemicals 2000].

Teniendo el **23.83 %** se relaciona con la temperatura de 40° C (104 °F), se intersecta la línea en la gráfica y obtenemos un valor de densidad de la mezcla H₂O-MDEA , ($\rho_{H_2O-MDEA} = 1017 \frac{gr\ sol'n}{lt\ sol'n}$) y desarrollándolo nos queda:

$$(\rho_{H_2O-MDEA}) - \left(\frac{gr\ MDEA}{lt\ sol'n} \right) = \frac{gr\ H_2O}{lt\ de\ sol'n} \quad (16)$$

$$\left(1017 \frac{gr\ sol'n}{lt\ sol'n} \right) - \left(238.32 \frac{gr\ MDEA}{lt\ sol'n} \right) = 778.68 \frac{gr\ H_2O}{lt\ de\ sol'n}$$

Dónde:

$(\rho_{H_2O-MDEA})$ = valor obtenido de (Figura 22).

$\left(\frac{gr\ MDEA}{lt\ sol'n} \right)$ = valor obtenido de (Ecuación 15)

Para obtener los gramos de MDEA , se determina a partir del flujo másico de MDEA= 127.91 lb/h (dato reportado en nuestro balance de materia MDEA rica de Gases H₂S),y es multiplicado por 454 gr (que es igual a una lb) y obtenemos el valor de **58112 gr** de MDEA y dentro de ello obtenemos los litros de solución de MDEA:

$$gr\ de\ MDEA * \frac{1lt\ de\ solución}{\frac{gr\ de\ MDEA}{lt\ de\ solución}} \quad (17)$$

$$58112gr\ MDEA * \frac{1\ lt\ de\ sol'n}{238.32 \frac{gr\ MDEA}{lt\ de\ sol'n}} = 243.84\ lt\ de\ solución\ de\ MDEA$$

Posteriormente obtenemos la cantidad de H₂O con las ecuaciones (16 y 17):

$$Cantidad\ de\ H_2O = sol'n\ MDEA * \frac{gr\ H_2O}{lt\ de\ sol'n} \quad (18)$$

$$243.84\ lt\ sol'n\ MDEA * \frac{778.68 \frac{gr\ H_2O}{lt\ sol'n}}{1\ lt\ de\ sol'n} = 189873.3312\ gr\ H_2O$$

Y teniendo el valor de la (ecuación 18)se divide entre 454 gr el valor equivalente a 1 libra y obtenemos la cantidad de H₂O que es:

$$\frac{189873.3312\ gr\ H_2O}{454\ gr} = 418.22\ lb\ H_2O$$

5.4.2 Resumen de los datos de operación

Entradas:

$$G_1 = 72.3912 \frac{lb}{h}$$

$$L_3 = [\text{fracción mol de MDEA}(X_{i_{MDEA}}) * (PM)_{MDEA}] + [\text{fracción mol del agua } (X_{i_{H_2O}})]$$

$$L_3 = \left[0.0183 \frac{lb \text{ mol de MDEA}}{h} * (119.1600 \frac{gr}{mol}) \right] + [(418.22 \text{ lb}_{H_2O})]$$

$$= \underline{420.4006 \frac{lb}{h} \text{ Flujo de MDEA pobre.}}$$

Salidas:

$$G_2 = [\text{fracción mol de metano } (X_{i_{Metano}}) * (PM)_{metano}] + [\text{fracción mol de } H_2S(X_{i_{H_2S}}) * (PM)_{H_2S}]$$

$$G_2 = (3.7310 \frac{lbmol}{h} * 16.0400 \frac{gr}{mol}) + (0.0098 * 34.00 \frac{gr}{mol})$$

$$= \underline{60.1784 \frac{lb}{h} \text{ Flujo de salida del gas}}$$

$$L_4 = [\text{fracción mol de } H_2S(X_{i_{H_2S}}) * (PM)_{H_2S}] + [\text{fracción molar de MDEA } (X_{i_{MDEA}}) * (PM)_{MDEA}] + [\text{fracción mol del agua } (X_{i_{H_2O}})]$$

$$L_4 = (0.0137 \frac{lbmoldeH_2S}{h} * 34.00 \frac{gr}{mol}) + (0.0180 \frac{lbmoldeMDEA}{h} * 119.1600 \frac{gr}{mol}) + (418.22 \text{ lb}_{H_2O})$$

$$= \underline{420.8306 \frac{lb}{h} \text{ Flujo de alimentación del gas.}}$$

5.5 Caída de presión

Se emplearon dos simuladores los cuales son el Software PROII y el software SULCOL. Este está relacionado con el tipo de material de empaque estructurado Sulzer y con datos que la compañía ya tiene como parámetros establecidos, esto nos va a servir para calcular la pérdida de presión de un gas que fluye a través de un lecho empacado.

Los flujos molares (lb mol/h), obtenidos del balance de materia en Excel se muestran a continuación para el cálculo de las caídas de presión después de diferentes corridas.

Tabla 10. Caídas de presiones totales a diferentes flujos reportadas del software SULCOL.

Total del flujo molar (lb mol/h)	Caída de presión por metro de empaque (mbar/m) Sección I	Caída de presión por metro de empaque (mbar/m) Sección II	Caída de presión total por metro de empaque (mbar/m)	Caída de presión a través de lecho empacado de la columna (mbar)	(%) de capacidad Sección I	(%) de capacidad Sección II
4.1000	0.311	1.349	1.650	3.8511	56.430	79.254
4.0000	0.303	1.258	1.561	3.6433	55.721	78.654
3.5000	0.255	0.874	1.129	2.6350	52.012	72.987
3.0000	0.203	0.635	0.838	1.9958	48.011	67.453
2.5000	0.166	0.486	0.652	1.5217	44.012	61.890
2.0000	0.137	0.366	0.503	1.1740	39.811	55.889

Tabla 10.1 Caídas de presiones totales a diferentes flujos reportadas del software PRO II.

Total del flujo molar (lb mol/h)	Caída de presión por metro de empaque (mbar/m) Sección I	Caída de presión por metro de empaque (mbar/m) Sección II	Caída de presión total por metro de empaque (mbar/m)	Caída de presión a través de lecho empacado de la columna (mbar)	(%) de capacidad Sección I	(%) de capacidad Sección II
4.1000	0.0577	0.1083	0.1661	0.3874	38.441	41.056
4.0000	0.0559	0.1049	0.1608	0.3753	38.043	40.690
3.5000	0.0473	0.0884	0.1357	0.3167	35.908	38.745
3.0000	0.0395	0.0734	0.1129	0.2635	35.512	36.534
2.5000	0.0327	0.0599	0.0926	0.2161	30.813	33.960
2.0000	0.0267	0.0480	0.0747	0.1743	27.689	30.891

La caída de presión para los flujos molares reportados en la tabla 10 y 10.1 se ven reflejados en un flujo de 4.1 lb mol/h que es considerada como el flujo máximo, es evidente que la velocidad del gas en la columna empacada en operación debe de ser inferior a la velocidad de inundación. Sin embargo, a medida que se aproxima la inundación, la mayor parte de la superficie de empaque se humedece, aumentando el área de contacto entre el gas y el líquido.

En algunas ocasiones la velocidad del gas es escogida como la mitad de la velocidad de inundación que se predice a partir de una correlación generalizada.

Después de haber estudiado los métodos existentes en la realización de este proyecto para el endulzamiento de gas amargo y que da como resultado las especificaciones de un gas dulce o con bajos contenidos de gases ácidos (H_2S y CH_4), de acuerdo a las normas establecidas para este equipo que está propuesto el diseño para absorción, se seleccionó el proceso de endulzamiento con aminas. Ahora se realiza el estudio para poder identificar los efectos que tienen algunas variables de operación, como la presión, temperatura y flujos.

Para poder realizar estos estudios se empleó un formato llamado Excel en la cual simulamos la parte de la torre endulzadora mediante un balance de materia obteniendo fracciones Molares (X_i), flujos Molares (lbmol/h) y Flujos Másicos (lb/h), para las dos entradas y las dos salidas de la torre. Con el objetivo de adentrarnos más a la simulación que podemos obtener con el software PROII y SULCOL, ya que el software a través de datos o condiciones propuestas ya nos arroja el resultado directo el cual ya da por hecho algunos datos que no son necesarios reportarlos y solo arroja los resultados obtenidos que tiene dicha absorción. A continuación mostramos los datos.

Tabla 11. Realización del balance de materia a un flujo molar de 4.1000 lbmol/h, [formato excel].

No. de corrida	1	2	3	4
	Gas amargo	Gas dulce	MDEA pobre	MDEA rica
Sustancia	H ₂ S + Metano	H ₂ S + Metano	MDEA+H ₂ O	MDEA+H ₂ O+Gas
Presion (psia)	113.79	113.79	113.79	113.79
Fase	Gas + vapor	Gas + vapor	Liquido	Liquido
Temperatura (°F)	104	104	104	104
Fraccion mol Xi				
Metano	0.9100	0.9902		
H ₂ S	0.0900	0.0098	0.0000	0.0137
MDEA			0.0183	0.0180
H ₂ O			0.9817	0.9683
Total	1.0000	1.0000	0.0183	1.0000
flujo molar (lbmol/h)				
Metano	3.7310	3.7310		
H₂S	0.3690	0.0369		0.3321
MDEA			0.4385	0.4385
H₂O			23.5556	23.5556
Total (lb mol/ h)	4.1000	3.7679	23.9941	24.3263
Flujo masica lb/h				
Metano	59.8452	59.8452		
H ₂ S	12.5460	12.5460		11.2914
MDEA			52.2573	52.2573
H ₂ O			424.0000	424.0000
Total (lb/h)	72.3912	61.0998	476.2573	487.5487
G´ y L´ (lb/ft ² *h)	529.1318		3481.1245	

Los datos reportados a continuacion son los flujos masicos totales de cada entrada en (lb/h) en las secciones.

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_3 = \dot{m}_2 + \dot{m}_4$$

$$72.3912 + 476.2573 = 61.0998 + 487.5487$$

$$548.6485 = 548.6485$$

Dando como resultado el mismo parametro lo cual quiere decir nuestro balance se encuentra en equilibrio como entradas y salidas.

Por otra parte, para poder realizar estos estudios se empleó una el software llamado PRO-II versión 8.0 en la cual simulamos la parte de la torre endulzadora (Anexo 5). El diagrama de flujo de proceso que se simuló es el que se muestra a continuación.

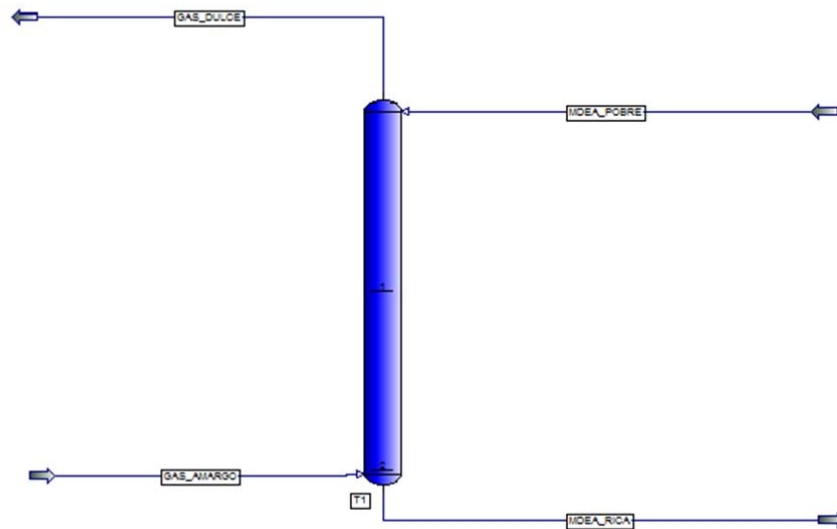


Fig. 23 Diagrama de flujo de la torre absorbidora simulada en PROII

En la (tabla 12), se observan las fracciones molares para el Sulfuro de Hidrogeno y del Metano así como la fase en la que está compuesta y la temperatura y presión en la cual está trabajando la torre:

Tabla 12. Composición y condiciones del gas amargo

COMPOSICIÓN	% mol
Temperatura °C	40.0000
Presión Kg/cm ²	8.0000
Fase	Gas
Sulfuro de Hidrogeno	0.0900
Metano	0.9100

Las caídas de presión totales deberán estimarse de manera experimental como se muestra en la (tabla 13):

Tabla 13. Resultados de nuestra simulación para endulzar gas amargo, [software PROII].

Nombre de Corriente	GAS AMARGO	GAS DULCE	MDEA RICA	MDEA POBRE
Fase	Vapor	Vapor	Liquido	Liquido
Temperatura (F°)	104.0000	113.3895	117.9007	104.0000
Presión (PSIA)	116.0000	113.7900	113.7900	113.7900
Entalpia (BTU/Hr)	0.0097	0.0083	0.0340	0.0326
Peso Molecular	17.6663	16.1725	20.0713	19.8655
Fracción Molar de Vapor	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Fracción Molar de Liquido	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Velocidad (lb mol/hr)	4.1000	3.7950	24.279	23.974
Fluidos				
Metano	3.7310	3.7269	0.0041	0.0000
H₂S	0.3690	0.0223	0.3467	0.0000
MDEA	0.0000	0.0000	0.4385	0.4385
H₂O	0.0000	0.0457	23.4898	23.5356

De esta (Tabla 13) obtenemos los flujos molares a las dos diferentes entradas y las dos diferentes salidas, teniendo relación a la (Tabla 11), observando un comportamiento similar en los dos métodos y así podemos concluir el proceso.

Tabla 14. Relación de flujos en Excel y PROII

Relación Excel

Relación PROII

<i>Flujo molar (lbmol/h)</i>	<i>Entrada 1</i>	<i>Salida 1</i>	<i>Entrada 2</i>	<i>Salida 2</i>	<i>Entrada 1</i>	<i>Salida 1</i>	<i>Entrada 2</i>	<i>Salida 2</i>
Metano	3.7310	3.7310	0.0000	0.0000	3.7310	3.7269	0.0000	0.0041
H₂S	0.3690	0.0369	0.0000	0.3321	0.3690	0.0227	0.0000	0.3467
MDEA	0.0000	0.0000	0.4385	0.4385	0.0000	0.0000	0.4385	0.4385
H₂O	0.0000	0.0000	23.5556	23.5556	0.0000	0.0457	23.5356	23.4898
Total (lbmol/h)	4.1000	3.7679	23.9941	24.3263	4.1000	3.7950	23.5356	24.279

En la (Tabla 14) nos presenta que para ambos programas la relación de flujos es la más adecuada, basándose en una relación ya antes mencionada que es la relación de H₂S/MDEA la cual nos da una idea del grado de absorción que se está llevando a cabo en esta torre. Dicha relación se debe encontrar en el rango más adecuado de valores de 4.1000 lb mol / h como flujo molar total para ambos programas. Ya que valores por arriba del límite superior nos indicaría la presencia de inundación de la torre. Ahora bien, si nos referimos a valores de valores por debajo de 2.000 lb mol / h como flujo total mínimo las caídas de presión serían muy despreciables por ser caídas de presión muy bajas lo cual sería muy poco rentable para su operación.

CAPITULO 6. CONCLUSIONES

En base a los datos experimentales reportados del artículo. “ **Solubilidad de H₂S y CH₄ en Soluciones Acuosa en Metildietanolamina**”. Se establecieron las condiciones de operación reportadas como la presión de operación de 8 kg/cm² y una temperatura de 104°F, para trazar la curva de equilibrio como diseño, los cuales se obtuvieron con los datos reportados del artículo la curva de equilibrio, para obtener las relaciones molares y así graficar la línea de operación a condiciones de los datos reportados en el artículo. Se obtuvo primero una línea de operación a flujo mínimo de la solución de amina y relacionando la línea de operación con la curva de equilibrio se propuso un exceso del 10% que equivale a (1.1 veces el mínimo) y se formó la nueva línea de operación consiguiendo la eliminación de H₂S dándose a la salida de la torre y observando que el método ocupado fue muy selectivo para la eliminación de los contaminantes de gas amargo.

Para el cálculo de caídas de presión se hizo mediante una serie de corridas en el formato Sulcol para poder determinar cuál de los flujos molares fue el más adecuado para así poder darnos cuenta que en nuestro diseño no presente inundación o exceso de presión el cual nos puede afectar en el equilibrio de gas-liquido. Cabe mencionar que en este trabajo se necesitaron caídas de presión bajas ya que el comportamiento del diseño era necesario para poder encontrar los flujos molares adecuados.

Los resultados para determinar la remoción de H₂S que se seleccionó en este caso fue hasta de un 90%, donde también de otra manera podemos eliminar hasta casi un 99%, ya que en las simulaciones ya hechas en Excel, PRO II y SULCOL se pudo observar que la amina es tan selectiva para eliminar H₂S.

Cabe mencionar que esta torre está diseñada para operar a condiciones atmosféricas, por lo tanto es una propuesta a las condiciones del diseño para funcionar como torre de absorción, sin olvidar la eficiencia con la cual trabaja el empaque estructurado Sulzer. Donde se presenta el comportamiento de la relación molar del líquido de (H₂S-CH₄) contra la presión parcial de H₂S, donde se pudo observar que en el aumento de temperatura se va a ir relacionado con el aumento de la presión parcial del gas. Dicho en otras palabras mientras a menor temperatura tenemos una mayor solubilidad del gas, en este caso de la mezcla CH₄-H₂S.

Tomando en cuenta, la temperatura, la presión y concentración de H₂S, se pudo analizar el comportamiento del proceso de separación, dejándolo como propuesta para el laboratorio experimental multidisciplinario (LEM) de Ingeniería Química. La purificación del gas amargo permite que se use como combustible ya que de otra manera causaría problemas en el equipo, porque sería excesivamente corrosivo y peligroso para la duración del material. La recuperación del H₂S en este trabajo también permite que en un proceso posterior se recupere el azufre en su forma elemental, ya que permite la disminución de los gases tóxicos que se presentan al utilizar el gas como combustible, cumpliendo de esta manera con normas de contaminación ambiental.

BIBLIOGRAFIA:

1. Eckert, J.S.: Che. Eng. Progr., 66(3), 39 (1970).
2. Bird, R.B. "Advances in Chemical Engineering". vol.1.Nueva York; Academic, 1956.pp 156-239.
3. Campell, John M. "Gas-Conditioning and Processing". Volume 4.The Gas Processors Suppliers Association GPSA 1992.
4. De la cruz guerra, Cornelio."Optimización Integral de la Operación y Consumo de Energia de una Planta de Endulzamiento de Gas Natural".Intituto Mexicano del Petroleo. México 2005.
5. Fang-yuan Jou, Alan E. Mather, and Frederick D. Otto. "Solubility of H₂S and CO₂ in Aqueous Methyl-diethanolamine Solutions". Ind. Eng. Chem. Precess Des. Dev. 1982, 21 , 539-544.
6. Fair, James R; Jose L. Bravo. *Distillation Columns Containing Structured Packing*. Chemical Engineering Progress. Vol. 86, No. 1, **1990**, pp. 19-29.
7. González Martínez, Juan Alberto. "Diseño de una Torre de Destilación Experimental con un Empaque Estructurado para el LEM de Ingeniería Química". Tesis de Ingeniero Químico. Universidad Nacional Autónoma de México, Cuautitlán Izcalli Edo. De México 2011.
8. Kister, H.Z." Destillation Desing". MacGraw-Hill, New York, 1992.
9. Mc Cabe, W.L. Warren, L. Smith, J.C. & Harriot A." Operaciones Unitarias de Ingeniería Química".6ª Ed. McGraw Hill Book Co. México, D.F. 2002.
10. McNulty, K.; Hsie, C.L., Hydraulic Performance and Efficiency of Koch Flexipac Structured Packing, ALCHÉ National Meeting, Los Angeles,CA Nov, 1982.
11. Organic Chemicals."Physical Properties of Aqueous MDEA Solutions ". Arkema 2000.
12. Perez Gonzales, Andres. "Endulzamiento de Gas Amargo Procedente de la Hidrosulfurad[9]ora de Gasolina". Tesis de Licenciatura de Ingeniero Químico Industrial. Instituto Politecnico Nacional. Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas, México, D.F. 1982.
13. Perry, J.H. "Chemical Engenieer's". Handbook. 6ª Ed. Nueva York; McGraw Hill. 1894.
14. R.H. CHAVEZ, A.O. SUASTEGUI Y J.J GUADARRAMA. Instituto Nacional de Investigaciones Nucleares, Apartado Postal 18-11801. México D.F, México.
15. Santa Gibrán, Wilberth. Cruz, Juan Daniel. Pachó C, Juan D." Optimización de una torre de Absorción en una planta de Gas Natural". Tecnol. Ciencia Ed. (IMIC) 21(1): 34-43, 2006.

16. Seminario de Ingeniería. "Optimización del Proceso de Endulzamiento del Gas Natural en las Plataformas Marinas en la Zona de Campeche". Universidad del Carmen , Facultad de Química 1950.
17. Smith, J.M. & Van Ness, H.C. "Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química". 6ª EMacGraw-HillBook CO. México, D.F. 2003.
18. Spiegel, L. y W. Meier. I. Chem.E. Symp .Ser.104:A203 (1987)
19. Structured Packings for Distillation, Absorption and Reactive Distillation, Sulzer Chemtech of the Sulzer Corporation, 2002-2003.
20. SULZER™ 3.0 for Windows. Programa de diseño de Sulzer para rellenos estructurados, aleatorios y de bandejas.
21. Procces Ingeniering Associates, LLC, Invensys SIMSCI-ESSCOR The Power of Simulation 2008.
22. Treybal, Robert E." Operaciones de Tranferencia de Masa". 2ª Ed. McGraw-Hill Book Co, México, D.F 2007.
23. Trejo Arturo, Murrieta Florentino, Hernández Otilio. "Alternativas en el proceso de endulzamiento del gas natural: solventes físicos + alcanolaminas". Technol. Ciencia Ed. (IMIC), 2(1): 36-44, 1987.
24. Leyva V, Armando R. "Evaluación técnica de una planta endulzadora de gas amargo". Tesis de Ingeniero Químico. Universidad Nacional Autónoma de México. Cuautitlán Izcalli Edo. De México 2009.

ANEXOS:
Anexo 1.
Condiciones de operación:

P.M _{H₂O}	18
P.M _{Metano}	16.0400
P.M _{H₂S}	34.0000
MDEA	119.1600
Gs $\left[\frac{\text{lbmol}}{\text{h}}\right]$	3.7310
Ls min (MDEA sin H₂S)	0.3986
Ls (MDEA sin H₂S)	0.4383
X₄	0.757

Torre con empaque estructurado Mellapak 250Y:

Diámetros interno en (cm).Sección 1	12.7
Diámetros interno en (cm). Sección 2	14.7
Tapas	Planas
T. operación	40°C
P. de op.	8 kg/cm ²
Altura sección 1	1.470 m
Altura sección 2	1.050 m

Anexo 2. Gráfica del efecto de temperatura en solubilidad de H_2S en solución de 2.0 kmol/m^3 MDEA y 2.5 kmol/m^3 MEA, a 40 y 100°C .

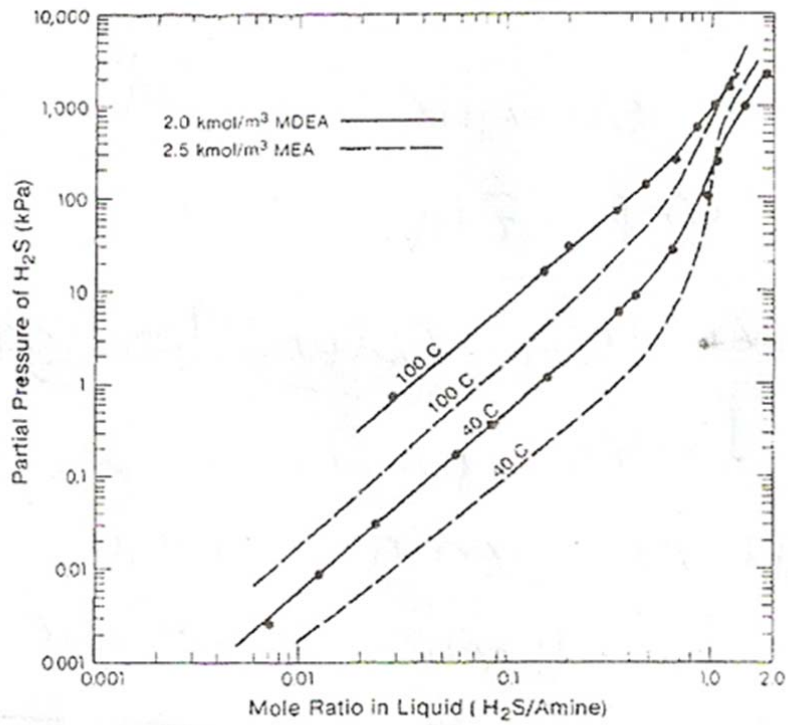
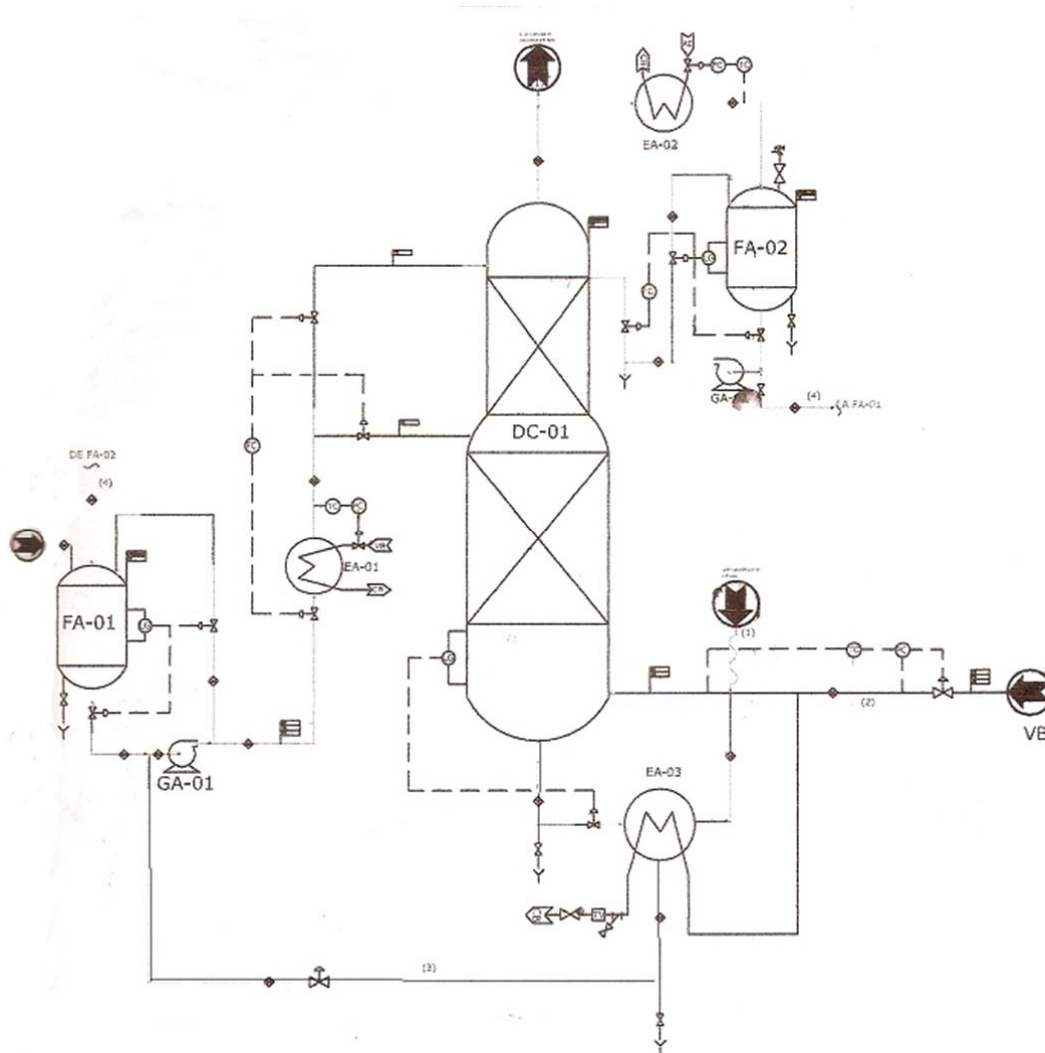


Figura 24. Comparación de la solubilidad de H_2S en solución de 2.0 kmol/m^3 de MDEA y 2.5 kmol/m^3 de MEA a 40 y 100°C .

Anexo 3. Diagrama de Flujo de Proceso propuesto para el LEM de Ingeniería Química.

Figura 25. Torre para un sistema de destilación instalada en el LEM de Ingeniería Química.

Lista de equipos que contienen la torre diseñada para destilación:

- DC-01: Torre Empacada
- EA-01: Precalentador de Alimentación a DC-01
- EA-02: Condensador de Destilados de DC-01
- EA-03: Rehervidor de DC-01
- FA-01: Tanque de Alimentación
- FA-02: Tanque de condensados

Anexo 4. Lista de equipos adicionales para que la torre de destilación sea apta para trabajarla como torre de absorción:

- Torre absorbedora
- Tanque de flasheo
- Intercambiador de amina (pobre-rica)
- Tanque de balance
- Calentador de amina
- Torre regeneradora

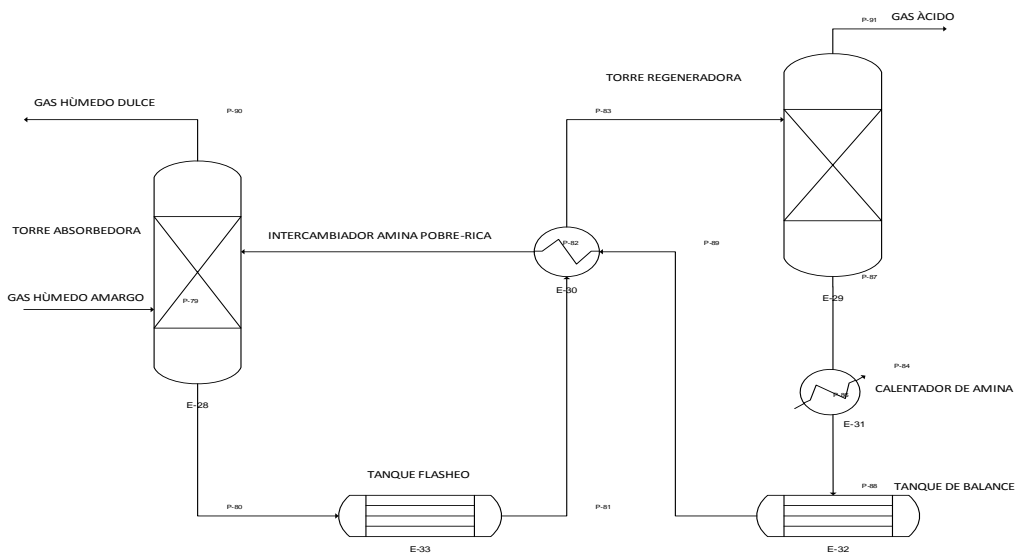

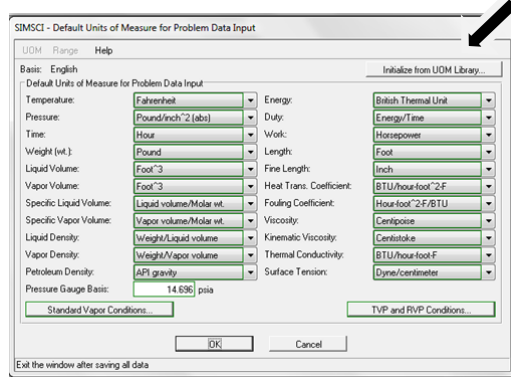


Figura 26. Diagrama de flujo de Proceso para absorción de gases en una solución líquida.

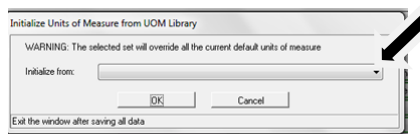
Anexo 5. Manual de funcionamiento para la simulación de una torre absorbadora mediante el software PROII.

Procedimiento para la simulación de la torre absorbadora.

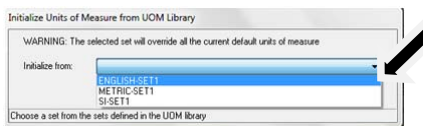
- 1) Abrir el simulador PROII
- 2) Localizamos el recuadro que dice unidades de medición  se le da clic.
- 3) Localizamos el recuadro *Initialize from UOM library...* seleccionarlo y darle clic.




Y despues en la flecha que esta de el lado derecho le damos clic.



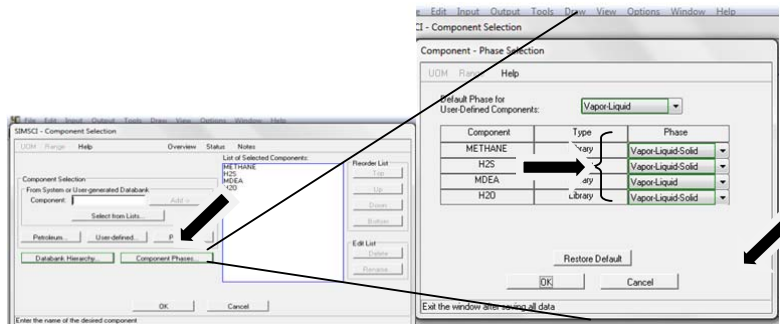
- 4) Esto nos va a permitir conocer nuestras unidades en el sistema ingles.



Se selecciona y obtenemos el sistema de unidades.

- 5) Despues nos vamos a un lado para seleccionar el link *Component Selection*  se le da clic.

- 6) Localizamos el recuadro que dice *component phase* y seleccionamos los componentes que vamos a utilizar que son: Methano, H₂S, MDEA y H₂S .

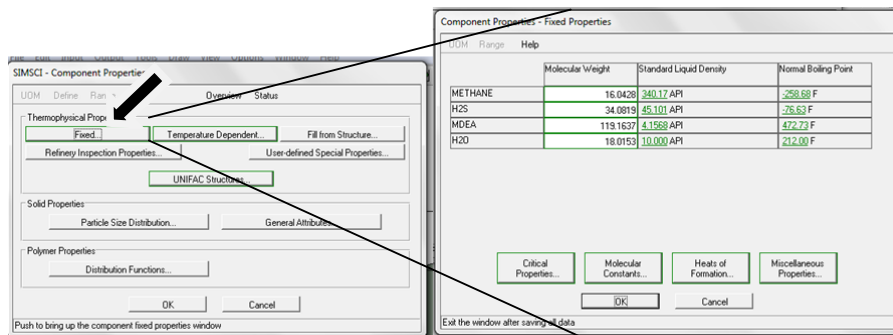


El icono *component phase* nos va a permitir seleccionar el componente en este caso vapor-liquido y los componentes que vamos a utilizar en la torre.

Se le da clic en ok y quiere decir que los componentes ya estan establecidos.

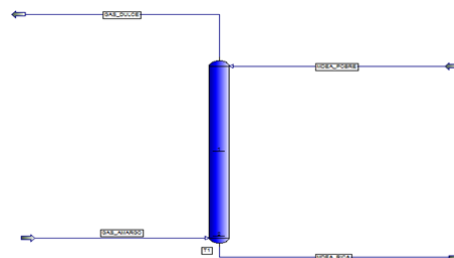


- 7) Localizamos el recuadro *Component Properties* y se le da clic.
 8) Se localiza el recuadro *fixed* el cual nos va a permitir colocar los Pesos Moleculares de cada componente.

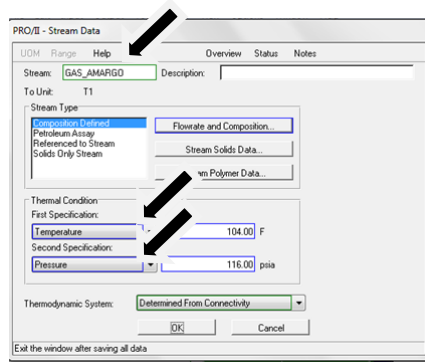


Se le da click de ok y quiere decir que cada uno de sus componentes tienen su pesos moleculares .

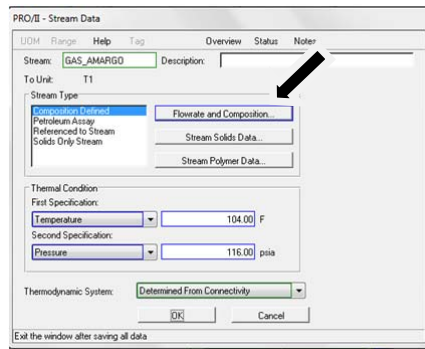
- 9) Despues de definir parametros y componentes creamos nuestra torre y se le dan tambien los datos correspondientes para que funcione a los parametros establecidos.



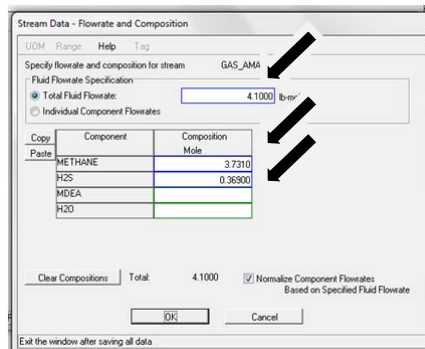
- 10) Primero nos vamos a la flujo de entrada 1 en este caso es del *Gas Amargo* y le damos doble clic a la línea de entrada de esa sección y obtenemos *stream Data*:



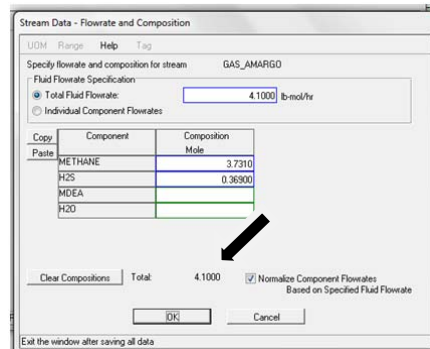
- 11) Aquí obtenemos la corriente (*STREAM*), que es "Gas Amargo", y las dos primeras especificaciones que es la temperatura y la presión.



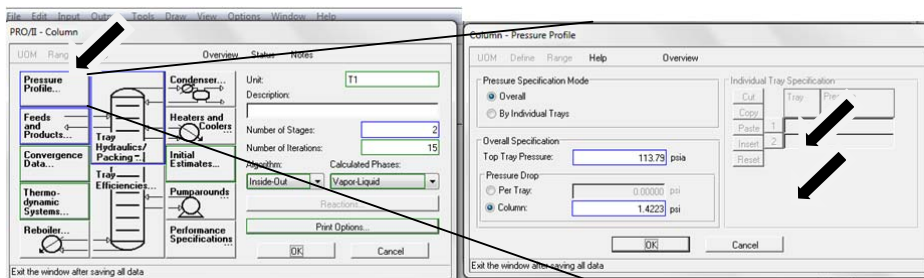
- 12) Después le damos en *flowrate and composición* el cual nos va a ayudar a obtener o determinar el caudal del fluido total (Total Fluid Flowrate).



- 13) Por otra parte aquí también se van a localizar la composición en moles del Metano y H₂S que es lo único que se presenta en la entrada 1 de la torre (entrada del gas).

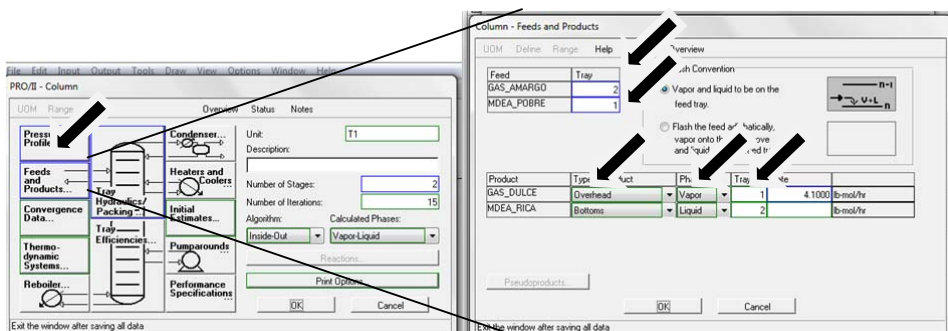


- 14) Obtenemos la composición clara y se le da ok a la primera entrada de la torre (entrada del gas).
 15) Se le da doble clic en la torre y obtenemos la siguiente ventana y seleccionamos *PressureProfile...*

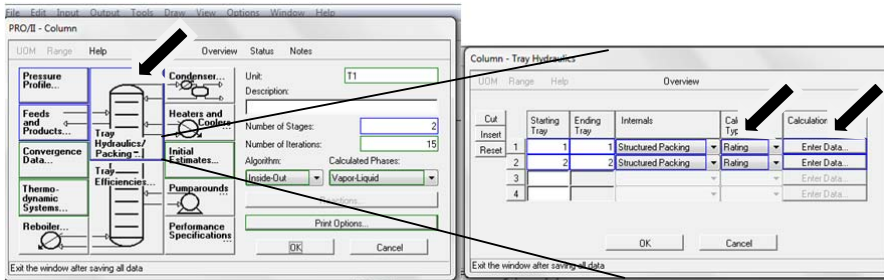


Y aquí vamos a obtener los datos de la presión de la bandeja superior (top tray pressure) y la de la columna. Ok

- 16) Seguimos con el siguiente link y seleccionamos *feeds and products* el cual va a definir la alimentación (*Feed*), bandeja 1 y 2 (*tray*), producto (*product*; Gas dulce y MDEA rica), fases (*Phase*; vapor y liquido) y el flujo.

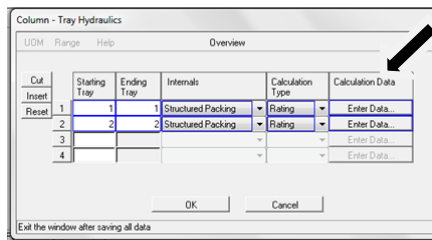


17) Posteriormente le damos clic a el link *trayhydraulicsPacking...* nos va a yudar a definir el tipo de empaque...

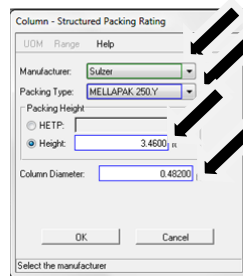



Aquí vamos a seleccionar el tipo de empaque en este caso es es estructurado y su clasificacion.

18) Despues nos vamos a la ventana *calculation data* le damos clic



19) Aquí vamos a definir el fabricante (*manufacturer*) y el tipo de empaque (*Pack Type*) asi como su altura (*Height*) y su diametro de la columna (*Column diameter*), lo hacemos para cada clasificacion.



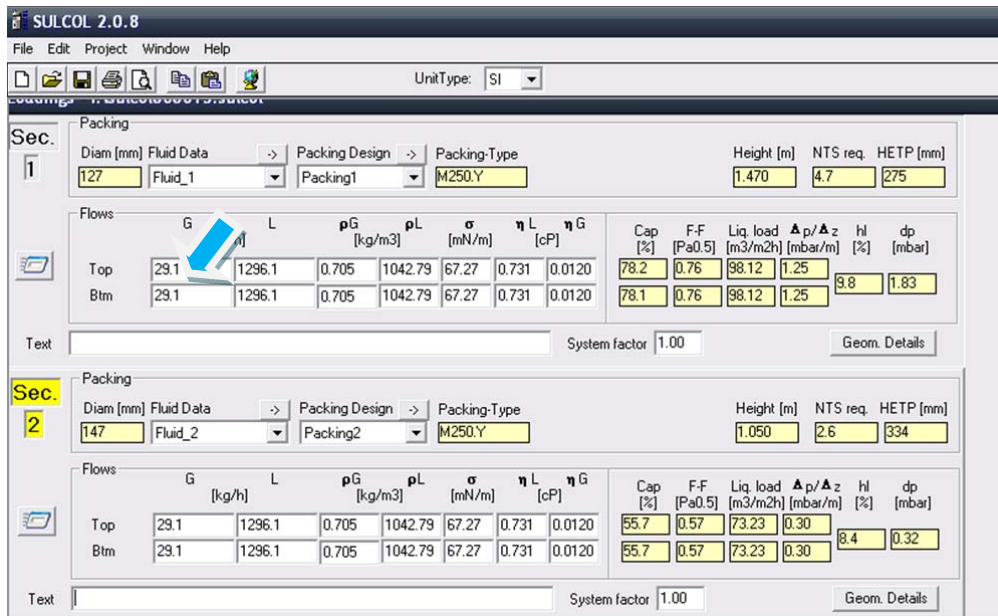
20) Por ultimo verificamos el numero de etapas (*number of stages*) y el numero de iteraciones (*number of iterations*) se le da ok y despues no dirigimos a el linck RUN  Y esto es para ejecutar la simulacion. En caso de tener algun dato mal la ejecucion no es correcta y se tiene que ir a el reporte y verificar los datos para poder obtener una buena ejecucion.

Y obtener nuestra tabla reportando corrientes, descripciones, fases, temperaturas, presiones, pesos moleculares fracción mol del líquido y gas así como los flujos de cada componente.

Stream Name Stream Description Phase		GAS_AMARGO Vapor	GAS_DULCE Vapor	MDEA_RICA Liquid	MDEA_POBRE Liquid
Temperature	F	104.0000	113.3895	117.9007	104.0000
Pressure	PSIA	116.0000	113.7900	113.7909	113.7900
Enthalpy	MM BTU/HR	0.0097	0.8083	0.0340	0.0326
Molecular Weight		17.6563	16.1725	20.0713	19.8555
Mole Fraction Vapor		1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Mole Fraction Liquid		0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Rate	LB-MOL/HR	4.100	3.795	24.279	23.974
Fluid Rates	LB-MOL/HR				
METHANE		3.7310	3.7269	0.0041	0.0000
H2S		0.3690	0.0223	0.3467	0.0000
MDEA		0.0000	0.0000	0.4385	0.4385
H2O		0.0000	0.0457	23.4898	23.5356

Anexo 6. Simulación de una torre absorbidora y diagramas de capacidad mediante el software SULCOL.

- A flujo máximo 4.1 lb mol/h = 29.1 kg/h para sección I y II



Section 1 (Sec. 1) Parameters:

- Diam [mm]: 127
- Fluid Data: Fluid_1
- Packing Design: Packing1
- Packing-Type: M250.Y
- Height [m]: 1.470
- NTS req.: 4.7
- HETP [mm]: 275

Section 2 (Sec. 2) Parameters:

- Diam [mm]: 147
- Fluid Data: Fluid_2
- Packing Design: Packing2
- Packing-Type: M250.Y
- Height [m]: 1.050
- NTS req.: 2.6
- HETP [mm]: 334

Flows Table (Common to both sections):

	G	L	ρG [kg/m3]	ρL [kg/m3]	σ [mN/m]	ηL [cP]	ηG	Cap [%]	F-F [Pa0.5]	Liq. load [m3/m2h]	Δp/Δz [mbar/m]	hl [%]	dp [mbar]
Top	29.1	1296.1	0.705	1042.79	67.27	0.731	0.0120	78.2	0.76	98.12	1.25	8.8	1.83
Btm	29.1	1296.1	0.705	1042.79	67.27	0.731	0.0120	78.1	0.76	98.12	1.25		

Nota:

Para obtener los flujos molares de líquido y gas se hicieron una serie de conversiones tales como:

Para flujo 4.1 lb mol/h valor obtenido de Excel y lo vamos a cambiar para trabajar con sulcol.

$$4.1 \frac{lb \text{ mol}}{h} * \frac{16.04 \text{ lb}}{1 \text{ lb mol}} * \frac{0.4536 \text{ kg}}{1 \text{ lb}} = 29.1 \frac{kg}{h}$$

- Diagrama sección I

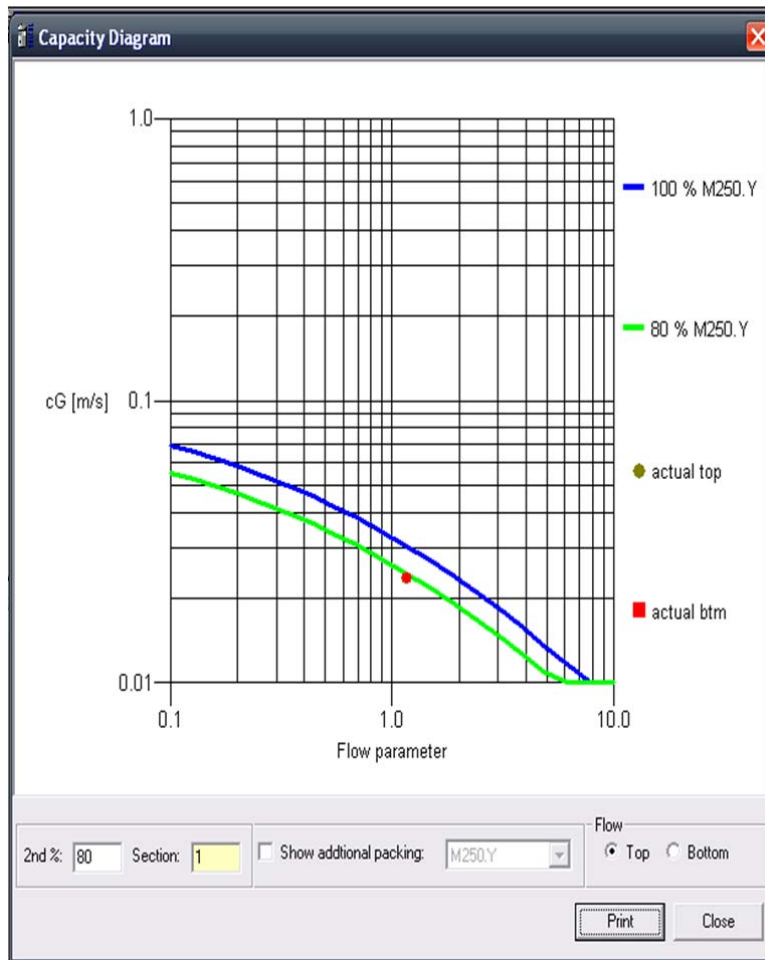


Figura 27. Diagrama de sección I que muestra % de capacidad para la entrada y salida con respecto al parámetro de flujo máximo.

- Diagrama seccion II

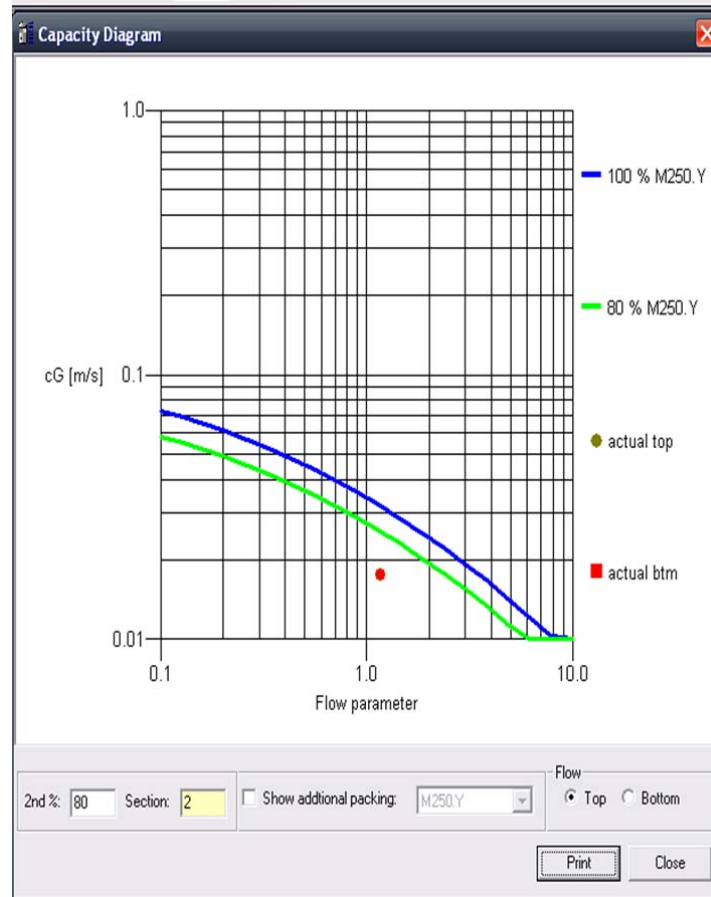


Figura 28. Diagrama de sección II que muestra % de capacidad para la entrada y salida con respecto al parámetro de flujo máximo.

- A flujo mínimo 2.0 lb mol/h = 14.6 kg/h para sección I y II

SULCOL 2.0.8

File Edit Project Window Help

UnitType: SI

Sec. 1

Packing

Diam (mm) Fluid Data Packing Design Packing-Type Height (m) NTS req. HETP (mm)

127 Fluid_1 Packing1 M250.Y 1.470 4.7 275

Flows	G [kg/h]	L [kg/h]	ρ_G [kg/m ³]	ρ_L [kg/m ³]	σ [mN/m]	η_L [cP]	η_G	Cap [%]	F-F [Pa ^{0.5}]	Liq. load [m ³ /m ² h]	$\Delta p/\Delta z$ [mbar/m]	hl [%]	dp [mbar]
Top	14.6	1284.8	0.705	1042.79	67.27	0.731	0.0120	55.9	0.38	97.26	0.36	9.7	0.54
Btm	14.6	1284.8	0.705	1042.79	67.27	0.731	0.0120	55.9	0.38	97.26	0.36		

Text System factor 1.00 [Geom. Details]

Sec. 2

Packing

Diam (mm) Fluid Data Packing Design Packing-Type Height (m) NTS req. HETP (mm)

147 Fluid_2 Packing2 M250.Y 1.050 2.6 334

Flows	G [kg/h]	L [kg/h]	ρ_G [kg/m ³]	ρ_L [kg/m ³]	σ [mN/m]	η_L [cP]	η_G	Cap [%]	F-F [Pa ^{0.5}]	Liq. load [m ³ /m ² h]	$\Delta p/\Delta z$ [mbar/m]	hl [%]	dp [mbar]
Top	14.6	1284.8	0.705	1042.79	67.27	0.731	0.0120	39.8	0.28	72.60	0.13	8.3	0.14
Btm	14.6	1284.8	0.705	1042.79	67.27	0.731	0.0120	39.8	0.28	72.60	0.13		

Text System factor 1.00 [Geom. Details]

- Diagrama sección I

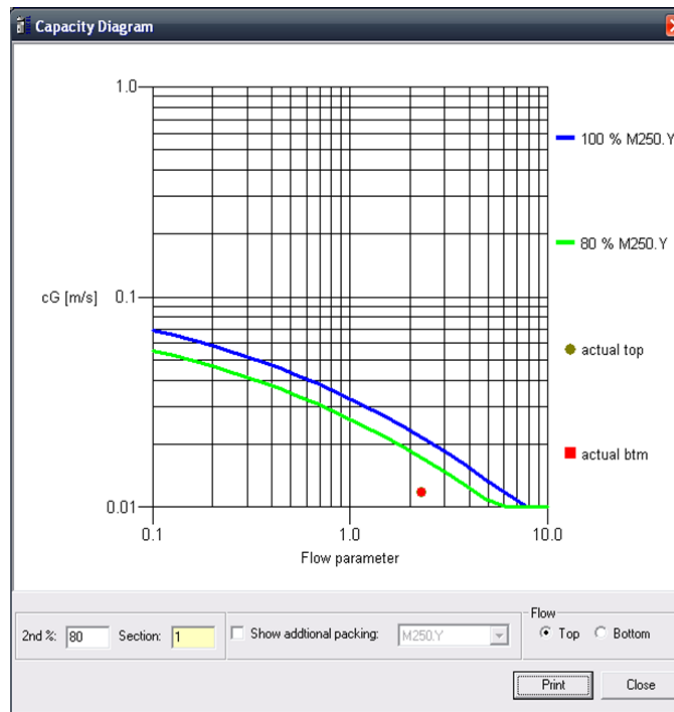


Figura 29. Diagrama de sección I que muestra % de capacidad para la entrada y salida con respecto al parámetro de flujo mínimo.

- Diagrama sección II:

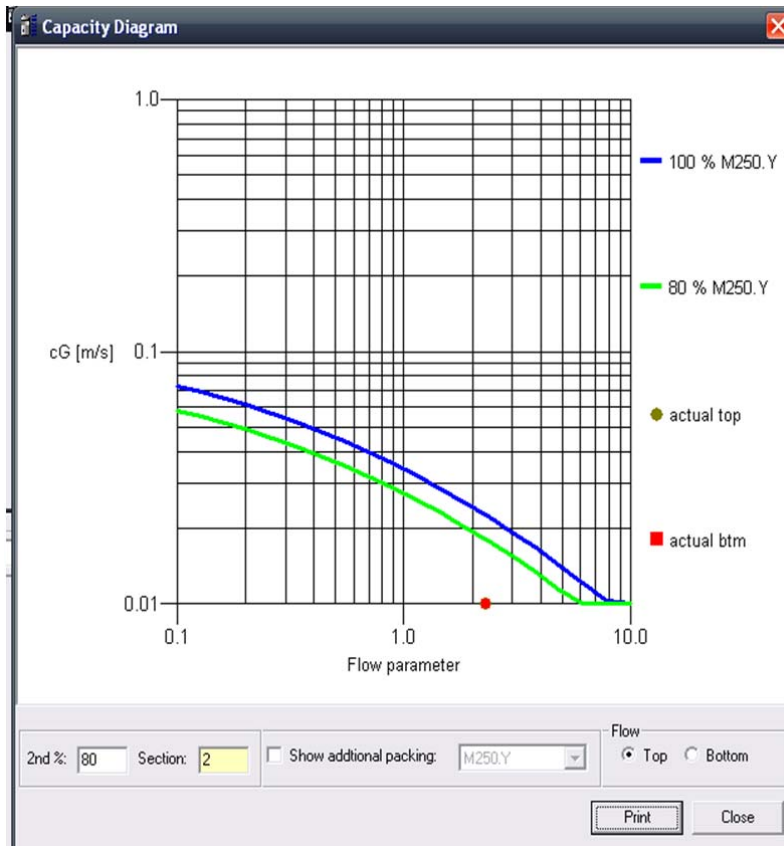


Figura 30. Diagrama de sección II que muestra % de capacidad para la entrada y salida con respecto al parámetro de flujo mínimo.