

4. Marco Teórico

4.1 Procesos Industriales de Endulzamiento del gas Natural

Los procesos de endulzamiento del gas natural surgen no sólo por la necesidad de eliminar los gases ácidos para evitar problemas de corrosión en los equipos que lo ocupan como combustible; sino también por la creciente preocupación por el medio ambiente y las consiguiente legislación que, en la actualidad, exige una concentración de 1500 ppm de CO_2 y 4 ppm de H_2S . Dichos procesos de endulzamiento del gas natural varían desde una operación de lavado de una sola etapa hasta sistemas de varias etapas con recuperación y recirculación de las materias primas utilizadas y de los contaminantes removidos.

La gran cantidad de procesos de endulzamiento que se ocupan en la actualidad son consecuencia de la gran cantidad de variables que hay que tomar en cuenta para definir el proceso más conveniente (Lott (1966)). Entre otras, podemos mencionar el tipo y concentración de los contaminantes; como el sulfuro de carbonilo y los mercaptanos que pueden disminuir la capacidad de eliminación de impurezas de algunos procesos; la temperatura, presión, densidad y composición del gas a tratar, la relación $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ presente en el gas, el grado de eliminación y selectividad requerida y la posibilidad de recuperar las impurezas eliminadas. Este último punto es de gran importancia, ya que el 19% de la producción actual de azufre en Estados Unidos proviene de la recuperación de azufre de las plantas de endulzamiento del gas natural (Ober (2002)); además de que es posible recuperar el CO_2 en forma de hielo seco cuando la cantidad de CO_2 presente en el gas amargo es muy alta.

En general, la eliminación de gases ácidos de corrientes gaseosas puede clasificarse en dos grandes categorías: los procesos de absorción química y los procesos de absorción física. Cabe mencionar que algunos procesos combinan la absorción física con la absorción química para mejorar alguna característica como la selectividad, el grado de absorción o la relación $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ que el proceso puede tratar.

4.1.1 Procesos de Absorción Física

Entre los procesos de absorción física se pueden mencionar aquellos que utilizan carbón activado o tamices moleculares (que, más bien, son procesos de adsorción). Los tamices moleculares son altamente selectivos para la eliminación de sulfuro de hidrógeno y otros compuestos de azufre, además de que tienen propiedades higroscópicas que permiten realizar procesos de deshidratación y endulzamiento del gas natural al mismo tiempo.

En los procesos que ocupan tamices moleculares, el lecho es regenerado pasando una corriente de gas endulzado caliente a través de él. Conforme la

temperatura de lecho aumenta, se desorbe el sulfuro de hidrógeno pasando a la corriente de regeneración. Dicha corriente se envía a quemadores donde se pierde alrededor del 2% del gas total tratado en dicho proceso.

Otra característica negativa del proceso de tamices moleculares es la adsorción de hidrocarburos que genera pérdidas además de provocar envenenamiento de los tamices. Sin embargo, este proceso puede ser utilizado como protección de procesos posteriores que sean muy sensibles a los compuestos de azufre.

Otro proceso que se clasifica como de absorción física, pero que en realidad combina la absorción física y química es el proceso sulfinol. Dicho proceso utiliza un ciclo de absorción con solvente y su posterior regeneración. Los componentes ácidos del gas son eliminados mediante un contacto en contracorriente con el solvente pobre a presión; el solvente que sale es regenerado mediante contacto con vapor en una columna calentada y posteriormente se enfría el solvente para volverlo a alimentar al contactor. Parte de dicho enfriamiento puede hacerse con la corriente de solvente rico en componentes ácidos y, en plantas cuya corriente de alimentación de gas ácido contiene grandes cantidades de H_2S , no es necesario precalentar el solvente que entra al regenerador.

La capacidad de tratamiento del proceso de sulfinol varía desde la eliminación de pequeños porcentajes de CO_2 hasta el tratamiento de corrientes con 12% de H_2S más CO_2 y más de 600 partes por millón de sulfuro de carbonil (COS) y mercaptanos reduciendo los contenidos de H_2S a 4 ppm y el contenido total de azufre a 16 ppm (Fisch *et al.*, (1987)). Esta alta capacidad de tratamiento es debida al solvente utilizado, que consiste en una mezcla de agua, una alcanolamina y sulfolano. La alcanolamina es la responsable de la absorción química como agente alcalino; sin embargo, el sulfolano es el responsable de las elevadas cargas de solución y de las bajas necesidades de calor para regenerar el solvente.

Otra característica importante es que el proceso sulfinol no produce espuma al contrario de otros procesos de absorción química además de que no es corrosivo para el acero al carbono cuando hay presencia de sulfuro de hidrógeno. En caso de ausencia del sulfuro de hidrógeno es necesario ocupar acero inoxidable (MacNab y Treseder (1971)). Por otro lado, el sulfolano es altamente estable y no se degrada a las condiciones de operación a que está sometido en el proceso en cuestión por lo que las pérdidas son muy bajas. La alcanolamina puede llegar a reaccionar con el CO_2 en cantidades muy variables por lo que las pérdidas de alcanolamina varían considerablemente de una planta a otra dependiendo de la cantidad de CO_2 presente en la alimentación.

4.1.2 Procesos de Absorción Química

La gran mayoría de los procesos de endulzamiento del gas natural se clasifican como procesos de absorción química y, en el diseño de estos procesos se

busca, como característica principal, que la reacción involucrada sea reversible para minimizar los costos mediante la recuperación del solvente.

Uno de los procesos más conocido está basado en la reacción entre el sulfuro de hidrógeno con óxido de hierro. Dicho proceso es conocido como el proceso del hierro esponja o el método de la caja seca y consiste en pasar el gas a través de un lecho fijo formado por viruta de madera impregnada con óxido de hierro. El lecho se mantiene húmedo mediante una corriente de agua ó soluciones de hidróxido de sodio. Este método es apropiado para cantidades moderadas de sulfuro de hidrógeno debido a la saturación del lecho con azufre elemental.

Otro proceso que involucra una reacción química es el llamado Giammarco-Vetrocoke (Reisenfeld y Mullooney, (1959)) que a su vez se divide en dos procesos: uno para la remoción de CO_2 y otro para el H_2S .

El proceso Giammarco-Vetrocoke para la eliminación del CO_2 utiliza una solución acuosa caliente de carbonato de alquilo activada, ya sea por pequeñas cantidades de sustancias orgánicas o por cantidades substanciales de compuestos inorgánicos. Entre los compuestos más utilizados están el trióxido de arsénico y los ácidos selenoso y teluroso siendo el trióxido de arsénico el más utilizado comercialmente. La presencia de grandes cantidades de trióxido de arsénico en la solución incrementa en gran medida la absorción del CO_2 . La regeneración del solvente puede realizarse mediante lavado con vapor o incluso con aire y es posible realizarla bajo presión, lo cual permite recuperar el CO_2 a presión (hasta 1000 lb/in^2) para su posterior uso.

El proceso Giammarco-Vetrocoke para absorción de H_2S utiliza soluciones de arsenitos y arseniatos alcalinos. La correcta selección de la proporción entre el arsenito y el arseniato así como del pH de la solución da una flexibilidad considerable al proceso así como permite la absorción selectiva de H_2S , o bien, la absorción simultánea de CO_2 y H_2S . La química de este proceso es un tanto compleja; sin embargo, es posible explicarla mediante pasos que ocurren tanto en paralelo como en serie.

En el primer paso, el sulfuro de hidrógeno es absorbido a través de una reacción con el arsenito y el compuesto resultante se convierte en monotioarseniato por reacción con el arseniato. Gracias a la combinación entre el arsenito y el arseniato se obtiene una absorción del H_2S rápida y completa (se obtienen gases con menos de 1 ppm de H_2S) incluso a bajas presiones y altas temperaturas.

En el siguiente paso, el monotioarseniato se descompone en azufre elemental y arsenito bajando el pH de la solución. El método más utilizado para bajar el pH de la solución es mediante CO_2 a presión con lo cual el carbonato presente en la solución se convierte completamente a bicarbonato. El carbonato nunca se convierte completamente a bicarbonato en el paso de absorción incluso si el gas

amargo tiene un alto contenido de CO_2 y, como consecuencia, el azufre no se precipita durante dicho paso.

En el último paso, el arsenito es oxidado nuevamente a arseniato mediante aire u oxígeno y la solución se recircula al absorbedor. Cuando se utilizan soluciones con pH relativamente bajo, es posible hacer la acidificación mediante la oxidación del arsenito a arseniato; debido a que el ácido arsénico es más fuerte que el ácido arsenioso.

El azufre elemental obtenido puede retirarse del sistema ya sea por filtración o, como se hace en diversas instalaciones industriales, por flotación en el recipiente de oxidación. Generalmente basta con lavar con agua el azufre así obtenido para alcanzar purezas mayores al 99.9%. Mediante recristalización puede obtenerse azufre químicamente puro.

Otros solventes muy utilizados en diversos procesos son las soluciones acuosas de aminas. Entre las aminas más utilizadas podemos mencionar:

- MEA (monoetanolamina): es usada principalmente para tratamientos a baja presión y en operaciones con especificaciones muy estrictas en cuanto a la composición del gas ya tratado.
- DGA (diglicolamina) se usa cuando se necesita remover sulfuro de carbonilo y mercaptanos además de sulfuro de hidrógeno y CO_2 .
- DEA (dietanolamina) es usada cuando el tratamiento es a media o alta presión.
- MDEA (metildietanolamina) se usa cuando se requiere mayor selectividad hacia el H_2S que hacia el CO_2 .

Otra amina ampliamente utilizada es la etanolamina. El proceso de absorción con dicha amina es llamado Girbotol. La solución acuosa de etanolamina tiene la propiedad de reaccionar reversiblemente con el sulfuro de hidrógeno a temperaturas cercanas a los $25\text{ }^\circ\text{C}$ y desprender el sulfuro de hidrógeno a altas temperaturas. El absorbedor usado en este proceso se llena de la solución de etanolamina y, a través de ella, se burbujea el gas a tratar. Posteriormente la etanolamina se alimenta a una torre de reactivación donde la solución se calienta para desprender el H_2S .

Los procesos que utilizan soluciones acuosas de aminas son tan utilizados en la actualidad que incluso existen compañías como NATCO (NATCO, página web), que venden plantas estandarizadas para el endulzamiento del gas natural; dichas plantas se ofrecen en 6 tamaños distintos dependiendo del flujo volumétrico del solvente, incluyen la tubería e instrumentación y pueden utilizarse para distintos solventes como MEA, DEA, MDEA, DGA y Sulfinol.

Otros procesos son el Alkazid que utiliza una solución acuosa concentrada de aminoácidos y el proceso del carbonato de potasio caliente que puede reducir el

contenido de gases ácidos del 50% al 0.5% y opera de forma muy similar a los procesos que usan soluciones acuosas de aminas.

4.1.3 Otros Procesos

Un proceso que se encuentra actualmente en estudio para el endulzamiento del gas natural es el de separación mediante membranas. Las membranas proveen una eliminación segura y eficiente de CO₂, H₂S y vapor de agua de las corrientes de gas natural especialmente en sitios donde los servicios auxiliares son escasos (New Point Gas, página web). Un típico sistema de membranas consiste en una etapa de pretratamiento y una serie de módulos de membranas.

Las membranas operan bajo el principio de la permeación selectiva. Cada componente de la corriente gaseosa tiene una velocidad específica de permeación. La velocidad de permeación se determina por la velocidad a la cual el componente se absorbe en la membrana y la velocidad de difusión a través de la membrana.

Los componentes con mayores velocidades de permeación (como el CO₂ y el H₂S) pasarán más rápidamente a través de la membrana que aquellos que tengan una velocidad de permeación menor; por lo tanto, como la separación está basada en la diferencia de permeabilidad que depende directamente de las presiones parciales, la diferencia de presión entre el gas alimentado y el gas permeado y la concentración del componente que queremos separar determinarán la pureza del producto y el área de membrana requerida.

4.2 Teorías de Transferencia de Masa

Como ha podido apreciarse, la mayoría de los procesos de endulzamiento del gas natural dependen de la transferencia de masa de un gas a un líquido a través de una interfase y como muchos otros procesos industriales, se ven afectados por la difusión y la convección en la fase gas, y la difusión, convección y en su caso, reacción en la fase líquida.

Como en los procesos industriales es muy difícil encontrar casos en los que la absorción se dé en líquidos no agitados, nos concentraremos en la absorción en líquidos agitados. La agitación puede ocurrir en varias formas, ya sea por flujo turbulento sobre una superficie o mediante burbujeo del gas en el líquido, o mediante agitación mecánica o bien, el líquido puede rociarse a través del gas como un chorro o gotas.

Las condiciones en la vecindad inmediata a una interfase son muy difíciles de observar experimentalmente; debido a esto, se han desarrollado un gran número de teorías que, junto con datos experimentales, dan una buena aproximación al comportamiento de la absorción con y sin reacción química. En estos modelos, la formulación parte de la suposición de que la resistencia a la transferencia de masa se encuentra en la región cercana a la interfase.

4.2.1 La Teoría de la Película

Esta teoría, inicialmente propuesta por Whitman en 1923, propone que existe una película estancada de grosor δ en la superficie del líquido contigua al gas; esto es, no existe convección en esta zona del líquido mientras que el resto del líquido permanece con una concentración uniforme debido a la agitación. La concentración en la película es igual a A^* en la superficie de la película y A^0 en la parte interior. El modelo reducido se puede expresar como

$$\bar{R} = D_A \frac{(A^* - A^0)}{\delta'} \quad (1.)$$

$$k_L = D_A / \delta' \quad (2.)$$

En el parámetro δ' se toman en cuenta la geometría, agitación, propiedades físicas, etc.

Si bien el modelo no es muy realista, incorpora una característica esencial de los sistemas reales: el gas debe atravesar la interfase por difusión molecular antes de que pueda transportarse por convección. Esto hace que los resultados obtenidos por este modelo sean muy cercanos a la realidad; por lo que en muchas ocasiones se prefiere su uso debido a su simplicidad.

4.2.2 Teorías de la Superficie Inmóvil

Los modelos de superficie inmóvil se basan en la idea de que, en vez de existir una discontinuidad como en la teoría de la película, existe una transición progresiva de transporte puramente por difusión molecular hacia un punto donde domina la transferencia por movimientos turbulentos. El modelo propuesto por King en 1966 considera la posibilidad que el transporte sea la combinación de difusión molecular y otra difusividad que es proporcional en cierta potencia a la distancia de la superficie. Este modelo resulta muy difícil de aplicar en sistemas que realizan absorción con reacción.

Otro modelo de superficie inmóvil es el propuesto por Andrew en 1961 y Danckwerts en 1955 llamado de rejuvenecimiento de la superficie (para distinguirlo del modelo de renovación de la superficie) en el cual se distinguen cuatro pasos principales:

- a) La difusión se realiza por un período a una velocidad que va disminuyendo como si se realizara en un líquido estancado.
- b) Un disturbio convectivo reemplaza el líquido hasta cierta profundidad de la superficie por líquido de la fase global.
- c) La difusión se realiza como si la fase líquida se encontrara inmóvil
- d) La difusión continúa hasta el siguiente disturbio convectivo

Esta teoría puede representar fielmente la absorción en equipos en los cuales el líquido fluye por una superficie con discontinuidades, como son las columnas empacadas; sin embargo, es un modelo muy complicado ya que requiere por lo menos dos parámetros para su correcta modelación: un parámetro que describa el tamaño de la película de líquido que se renueva y otro que cuantifique la frecuencia de renovación.

4.2.3 Teorías de la Renovación de la Superficie

Estos modelos toman como base el reemplazo periódico de elementos del líquido en la superficie con líquido de la fase global que tiene una composición local media. Mientras los elementos del líquido se encuentran en la superficie, expuestos al gas, la absorción se realiza como si dichos elementos se encontraran inmóviles y formaran una película de grosor infinito. El reemplazo de los elementos de la superficie del líquido puede realizarse por agitación de la fase líquida o por flujo sobre un empaque. Aquí se pueden distinguir dos modelos principales: uno de ellos el propuesto por Higbie en 1935 que asume que cada elemento de la superficie se expone al gas por el mismo período de tiempo antes de ser reemplazado. Durante este tiempo, el líquido absorbe la misma cantidad de gas por unidad de área.

La suposición de que todos los elementos de la superficie se exponen al gas el mismo tiempo puede considerarse lejos de la realidad. Danckwerts, en 1951, propone que la posibilidad de que un elemento de la superficie sea reemplazado es independiente de la cantidad de tiempo que ha estado expuesto. Esto nos lleva a una distribución de “edades” a las cuales la fracción de la superficie ha sido expuesta al gas en un instante dado.

4.2.4 Resistencia en la Fase Gas

Cuando el gas soluble se encuentra mezclado con un gas insoluble en la fase líquida, el gas soluble debe difundirse a través del otro para alcanzar la superficie del líquido. Esto provoca que la concentración del gas soluble en la interfase sea menor a la concentración del mismo en la fase global gaseosa. La naturaleza exacta de esta fenómeno es probablemente tan complicada como la transferencia en la fase líquida. Usualmente, este fenómeno es conocido como la resistencia en la película de gas e implica una película de gas estancada con grosor finito en la cual sólo ocurre difusión molecular. Esto es análogo a lo que ocurre en la fase líquida pero, de alguna forma, más cercano a la realidad, ya que, cuando un gas fluye sobre una superficie, no hay duda que se forma una película de gas sobre dicha superficie.

4.2.5 Efecto de Reacciones Químicas

Un modelo de procesos de absorción de gas puede ocuparse con dos propósitos. Por un lado puede proveer bases para predecir velocidades de absorción física y por otro lado, puede predecir, no la velocidad de absorción física, sino el efecto de reacciones químicas en la velocidad de absorción. Los modelos de Higbie y de Danckwerts de renovación de la superficie son los que han sido más desarrollados para la determinación de el efecto de reacciones químicas que otros modelos; es más, con ellos se obtiene más fácilmente expresiones para el cálculo de los efectos de reacciones químicas.

Para explicar los efectos de reacciones químicas en la absorción, supongamos un sistema en equilibrio. Cuando no hay reacción química, a cada presión parcial del gas en cuestión corresponde una concentración del gas disuelto; sin embargo, al haber reacción (incluyendo aquellas de disociación), la presión parcial del gas corresponde, no a la concentración total del gas disuelto; sino a la concentración del gas disuelto sin reaccionar. Ahora bien, viendo este fenómeno desde el punto de vista de transferencia de masa tenemos que nuestra fuerza motriz es la diferencia de presiones parciales en la fase global menos la presión en equilibrio con la concentración del gas en el líquido según la ecuación

$$N_a = K_G (P_a - P_a^*) \quad (3.)$$

Si en vez de considerar la concentración total del gas disuelto en la fase líquida tomamos únicamente la concentración del gas sin reaccionar; tenemos que P_a^* se decrementa y, por lo tanto, nuestra fuerza motriz (diferencia de presiones parciales) aumenta.

4.3 Equipos Experimentales

A pesar de existir varias teorías sobre la absorción de gases en líquidos con y sin reacción, es necesario realizar experimentos para determinar diversos parámetros que servirán posteriormente para el diseño de los equipos industriales. Entre otras razones, la experimentación puede realizarse para

- Medir difusividades de gases en solución.
- Determinar constantes de velocidad de reacción de gases disueltos.
- Determinar solubilidades de gases en líquidos con los cuales reaccionan.
- Obtener información que puede ser usada directamente en el diseño de equipo de absorción.

Como se mencionó anteriormente, en la industria no es muy común encontrar absorción en líquidos sin agitación, por lo que únicamente se mencionaran

aquellos equipos experimentales en los cuales la absorción se realiza en estas condiciones.

4.3.1 Absorbedor de Cadena de Discos

Este aparato fue descrito por primera vez por Stephens y Morris (1951). Consiste en 20 a 50 discos circulares de aproximadamente 1.5 cm de diámetro y unos pocos milímetros de ancho. Los discos se unen a 90° alternadamente y el conjunto se encierra en un tubo de vidrio de 2.5 cm de diámetro aproximadamente. Su principal desventaja es que la composición del líquido, y probablemente del gas, puede variar a lo largo de la cadena; siendo este el caso, no es posible medir directamente las velocidades de absorción con las composiciones conocidas de gas y de líquido.

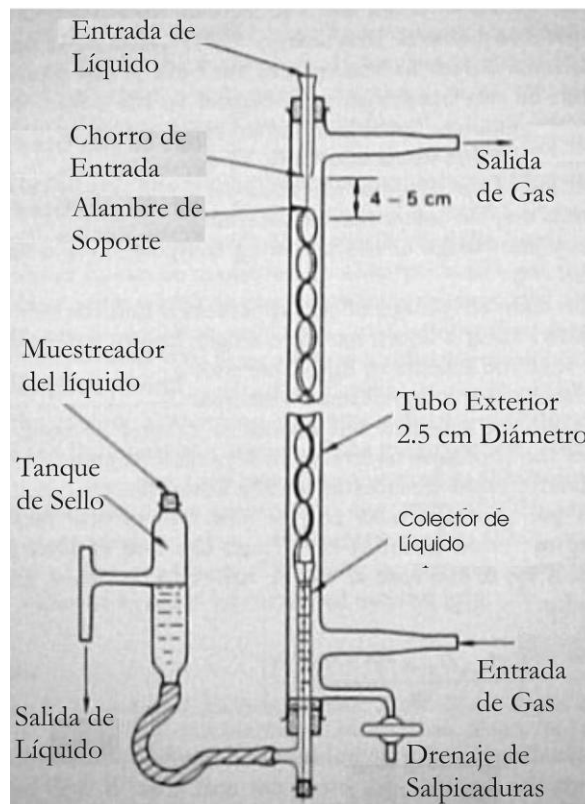


Figura 1 Absorbedor de cadena de discos

4.3.2 Absorbedor de Cadena de Esferas

Lynn *et al.* describen por primera vez, en 1955, el uso de una cadena de esferas como absorbedor y su intento por analizar teóricamente dicho aparato. La teoría de absorción sobre una sola esfera puede usarse para predecir el coeficiente de transferencia de masa promedio en este aparato haciendo la suposición, ya sea de que no hay mezclado en la unión de las esferas o que hay mezclado perfecto en dicho sitio. A flujos bajos, se puede asumir que no hay mezclado mientras que a

flujos altos hay que suponer un mezclado perfecto. Su utilidad es similar a la del absorbedor de cadena de discos.

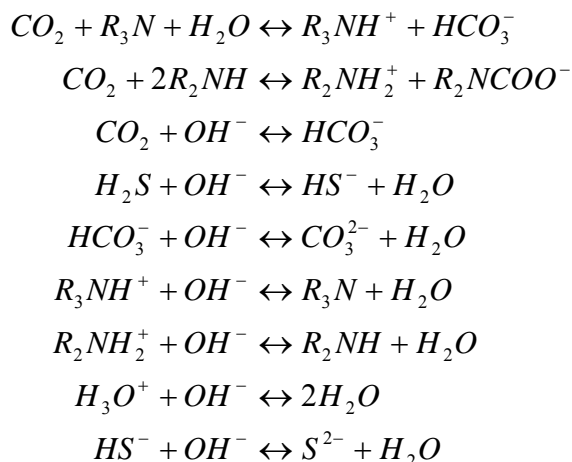
4.3.3 La Celda Agitada

Danckwerts y Gillham diseñaron una celda agitada específicamente para usarla como modelo de una columna empacada, la cual utiliza un agitador hecho de láminas verticales colocadas en forma de cruz. Entre las desventajas de éste aparato se encuentran que los valores de la resistencia a la transferencia de masa del lado líquido son muy sensibles a los cambios de agitación; su principal ventaja es que la velocidad de absorción se mide usando una fase homogénea de concentración conocida. Por otro lado, la celda agitada resulta muy versátil al poderse usar por lotes, semicargas o en forma continua; además de poder variar fácilmente los tiempos de contacto entre fases.

4.4 El Sistema CO₂ – H₂S – Aminas

Las soluciones acuosas de alcanolaminas secundarias y terciarias se han vuelto muy estudiadas para los procesos de endulzamiento del gas natural (Onda *et al.*, (1970)) debido a su dominante aplicación industrial (Pani *et al.*, (1997)). Ambas alcanolaminas reaccionan con el CO₂, pero la velocidad de reacción con las aminas secundarias es mucho más rápida que con las aminas terciarias (Littel *et al.*, (1990)); por otro lado, las velocidades de reacción del H₂S con ambas aminas son inmediatas con respecto a la transferencia de masa (Rinker *et al.*, (1995)). Con esto podemos decir que la selectividad hacia el H₂S está controlada por las velocidades de reacción de las aminas con el CO₂. En el caso específico del gas natural, la selectividad hacia el H₂S puede ser deseable en los casos en los que debe removerse todo el H₂S mientras que la presencia de una cierta cantidad de CO₂ es aceptable (Bolhàr-Nordenkamp *et al.*, (2004)).

Littel *et al.*, (1991) propone las siguientes reacciones químicas que pudieran ocurrir si CO₂ y H₂S son absorbidos simultáneamente en una solución de aminas primarias o secundarias y terciarias:



Las primeras tres reacciones no son instantáneas y la reacción directa entre CO_2 y H_2O puede despreciarse si alguna de las dos primeras reacciones ocurre. Las demás reacciones pueden suponerse como instantáneas con respecto a la transferencia de masa debido a que involucran únicamente un intercambio de protones.

Siendo que la mayoría de las reacciones pueden considerarse como instantáneas con respecto a la transferencia de masa; es importante en estos sistemas considerar la difusión de las diferentes especies químicas; más aún, al haber especies iónicas involucradas en las reacciones, la difusión de estos iones puede afectar en gran medida las velocidades de transferencia de masa toda vez que la concentración de iones afecta las velocidades de las reacciones en equilibrio; e incluso debe notarse que las especies iónicas no se difunden independientemente sino que la difusión de los iones se realiza en parejas para mantener la neutralidad en la fase líquida.

Tomando en cuenta que la mayoría de las reacciones se pueden considerar instantáneas y que la resistencia a la transferencia de masa del H_2S en la fase gas es alta (Tamir y Taitel (1974)), la modelación teórica de un sistema como éste debe hacerse mediante un modelo de transferencia de masa de doble película multicomponente.

4.5 Investigaciones Recientes

Actualmente se continúa estudiando el endulzamiento del gas natural para obtener datos necesarios tanto para la optimización de procesos existentes como para la creación de nuevos procesos. Entre dichas investigaciones podemos encontrar aquellas que estudian los factores que afectan la selectividad hacia el H_2S usando soluciones acuosas de N-metildietanolamina (Bolhàr-Nordenkampf, *et al.* (2004)) o mezclas acuosas de dicha amina con 2-amino-2-metil-1-propanol (Mandal *et al.* (2004)). Así mismo se investigan datos necesarios para la modelación de los sistemas de absorción de gases ácidos como son las

solubilidades de CO_2 en soluciones acuosas de N-metildietanolamina, dietanolamina y 2-amino-2-metil-1-propanol (Rebolledo-Libreros y Trejo (2004)) y se hacen esfuerzos por representar el equilibrio de sistemas similares (H_2S , CO_2 , agua y dietanolamina) usando ecuaciones de estado para electrolitos (Vallée et al. (1999)). También se reportan tensiones superficiales, (Aguila-Hernández *et al.* (2001)) viscosidades y densidades (Mandal *et al.* (2003)) de soluciones acuosas de aminas.

Las investigaciones sobre endulzamiento de gas natural no se centran únicamente en absorción mediante soluciones acuosas de aminas, también es posible encontrar estudios sobre absorción con carbonato de propileno (Pohoreckia y Mo (1998) y Hua *et al.* (1999)), desechos de la desulfurización en seco de gases de combustión (Taulbee *et al.* (1997)) y membranas (Watanabe (1999)) entre otros.

También se encuentran reportados estudios sobre procesos subsecuentes como la conversión de H_2S a azufre e hidrógeno (Farajia *et al.* (1998)) y la biodegradabilidad de la metildietanolamina usada en endulzamiento de gas natural (Fürhacker y Allabashy (2003)).

Es importante mencionar que, si bien existen muchos estudios sobre la absorción de CO_2 en diversas aminas (principalmente MDEA y DEA); existe poca información sobre absorción de H_2S y menos aún sobre absorción simultánea de dichos gases. Adicional a esto, el presente trabajo cobra mayor importancia ya que pocos autores usan mezclas acuosas de DEA y MDEA y prácticamente ninguno realiza sus experimentos usando metano como gas solvente.