

Una vez calculados los fraccionamientos se chequea la condición (6.6). Para el flujo de vapores, se obtuvo que $\Sigma y_i = 0,997$, mientras que para el flujo de líquido se obtuvo que $\Sigma x_i = 1,005$.

6.3 La absorción

La absorción de gases es una operación unitaria de transferencia de materia en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido a fin de disolver, de manera selectiva, uno o más componentes del gas y obtener una solución de éstos en el líquido. El gas que queda libre del (de los) componente(s) se denomina *gas limpio* o *gas agotado*.

Se diferencian tres partes importantes en el proceso de absorción: el gas portador, el cual va a ser limpiado o purificado, el líquido lavador, que sirve a disolver las impurezas, y el componente gaseoso a separar. La absorción puede ser física o química, según el gas que se disuelva en el líquido absorbente o reaccione con él dando un nuevo compuesto químico.

Supóngase que se tiene una corriente de gas liviano, como el gas natural que contenga principalmente metano y pequeñas cantidades de etano hasta *n*-pentano. Se puede remover la cantidad deseada del componente más pesado que el metano, colocando en contacto y en contracorriente el gas natural con una corriente de aceite pesado (e.g. el *n*-octano) en una columna de etapas múltiples como la ilustrada en la figura 6.7. Puesto que la absorción es un proceso de liberación de calor, el aceite limpio generalmente entra a una temperatura por debajo de la temperatura promedio a la cual se espera que opere la columna.

La velocidad de flujo del aceite limpio es L_0 y entra por la parte superior de la columna. El *gas rico* o *gas húmedo* (el cual contiene las impurezas) entra por el fondo de la columna a una temperatura igual o por encima de su punto de rocío y a la presión de la columna, pero generalmente por debajo de la temperatura promedio de operación de ésta. El flujo de gas rico es representado por la variable V_{N+1} y el flujo de gas limpio es V_1 . El aceite absorbente, más el material que ha sido absorbido, es retirado por el fondo de la columna. El mismo recibe el nombre aceite rico y está representado por la variable L_N en la figura 6.7.

Las columnas de absorción no necesitan ni condensador ni caldera. Un diseño muy utilizado consiste en emplear columnas vacías en las que el líquido entra a presión por un sistema de ducha ubicado en la parte superior, haciendo que el mismo se pulverice, mientras que el gas rico circula en sentido contrario. Este diseño se conoce como torre de pulverización.

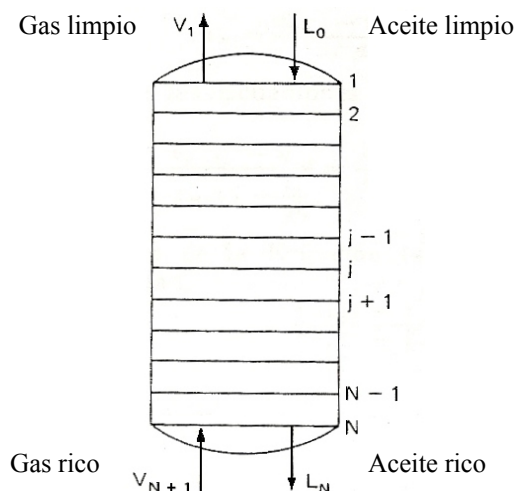


Figura 6.7: Diagrama de una columna de absorción³²

En la industria, se utilizan torres de absorción principalmente para la remoción de gases ácidos (e.g. H_2S , CO_2 , SO_2) que son emitidos por procesos de combustión o que son generados en el procesamiento de hidrocarburos líquidos y gaseosos. Para limpiar los gases de un horno de coque, por ejemplo, se emplea como líquido absorbente agua para eliminar vapores de amoníaco y se utilizan aceites para remover vapores de benceno y tolueno.

La resolución de problemas enfocados en este tipo de proceso envuelve el conjunto de ecuaciones de balance de materia y energía para cada etapa de la columna, así como las condiciones de equilibrio, de manera similar a los planteados en la destilación. Se requiere el uso de métodos numéricos para resolver las ecuaciones planteadas por etapa para llegar a una solución conveniente. Sin embargo, para fines de este texto se consideran solo problemas sencillos que hacen uso de los balances de materia. Véanse los ejemplos siguientes.

Ejemplo 6.7: Una corriente de vapores procedente de un proceso de tratamiento de hidrocarburos contiene 1,150%mol de H_2S . El sulfuro de hidrógeno es un gas muy contaminante e irritante. Para cumplir con las normas ambientales, es necesario retirar al menos el 99,0% de dicho compuesto utilizando una torre de absorción. El líquido absorbente es capaz de retirar 0,100 mol de H_2S por cada litro de líquido utilizado. El flujo de gases ricos en contaminantes es de 295,0 mol/h. Determinar la cantidad de líquido absorbente

³² Imagen tomada de Holland y López, *Fundamentos y modelos de procesos de separación*, 1º Ed., 1981, p. 113.

necesaria para retirar la cantidad requerida de H_2S y la concentración de H_2S en los vapores tratados.

Solución: El problema puede ilustrarse con un diagrama como el de la figura 6.8. Se tiene dos flujos independientes, el vapor contaminado, que entra a razón de 295 mol/h, y el absorbente, del cual no se conoce el valor de la corriente. Entre estos dos flujos ocurre una transferencia de materia, pues una buena parte del H_2S contenido en los vapores a tratar se transfiere al líquido absorbente.

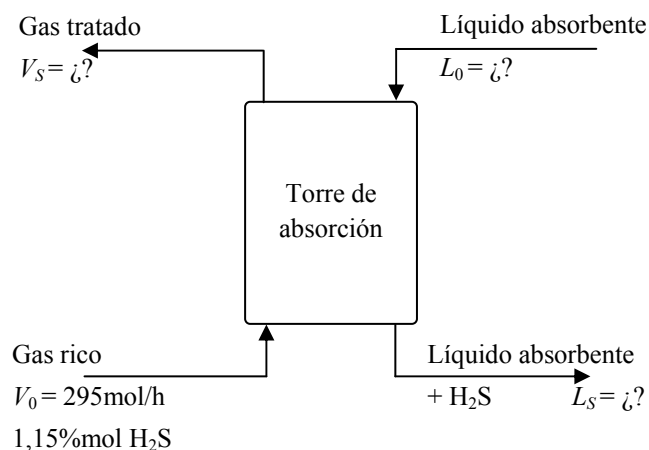


Figura 6.8: Diagrama de una torre de absorción (Ej. 6.7)

Tómese como base de tiempo una (01) hora. El balance de materia en estos componentes se plantea y se resuelve a continuación.

$$\text{H}_2\text{S} \text{ contenido en } V_0: \quad 295,0 \text{ mol} \times 0,01150 \text{ mol/mol} = 3,393 \text{ mol H}_2\text{S}.$$

$$\text{H}_2\text{S} \text{ a ser retirado:} \quad 3,393 \text{ mol H}_2\text{S} \times 0,990 = 3,359 \text{ mol}.$$

El líquido absorbente es capaz de retirar 0,100 mol H_2S por cada litro utilizado de líquido. Entonces, el flujo de absorbente requerido es:

$$L_0 = \frac{3,359 \text{ mol H}_2\text{S}}{0,100 \text{ mol H}_2\text{S/L}} = 33,59 \text{ L}.$$

La corriente L_S está compuesta de la misma cantidad de líquido absorbente que entra más la porción de H_2S que fue transferida desde los vapores contaminados.

$$L_S : 33,59 \text{ L/h de líquido absorbente} + 3,359 \text{ mol H}_2\text{S} \text{ retirado}.$$

La corriente de vapores tratados resulta ser la cantidad que entra menos la cantidad de materia transferida desde la misma hacia el líquido absorbente:

$$V_S = 295,0 \text{ mol} - 3,359 \text{ mol} = 291,6 \text{ mol}.$$

La concentración de H_2S en el flujo de vapores tratados V_S es:

$$\% \text{H}_2\text{S} = \frac{(3,393 - 3,359) \text{ mol H}_2\text{S}}{291,6 \text{ mol}} \times 100\% = \frac{0,03400 \text{ mol H}_2\text{S}}{291,6 \text{ mol}} \times 100\% = 0,01166\%.$$

Ejemplo 6.8: Se emplea una columna de absorción a fin de reducir el contenido de dióxido de azufre, SO_2 , en una corriente gaseosa. El gas a limpiar entra por el fondo de la columna a 45°C y 1 atm de presión, con un caudal de 10000 kgmol/h y composición expresada como porcentaje en volumen de 8,60% en CO_2 , 0,060% en SO_2 y el resto en nitrógeno. El líquido absorbente está formado por una suspensión acuosa de carbonato de calcio (22 g de CaCO_3 en 1000 g de H_2O , cuya densidad es $\rho = 1,014 \text{ g/mL}$) que se introduce por la parte superior de la columna. Determinar el caudal de suspensión de carbonato de calcio necesario para que la concentración de SO_2 en el gas de salida (gas limpio) sea inferior a 0,000025%v, sabiendo que la capacidad de arrastre de esta suspensión es de 0,58 g de SO_2 por litro de la misma.

Solución: Vamos a asumir una base de tiempo de una (01) hora. En primer lugar, hay que convertir los moles de gas que entran en su volumen equivalente, a fin de poder calcular los respectivos porcentajes de cada uno de los componentes del mismo. Utilizando la ecuación de los gases ideales, donde $R = 0,082 \text{ atm}\cdot\text{L}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$, se tiene que el volumen de gas rico es:

$$V_0 = \frac{n \times R \times T}{P} = \frac{(10000 \text{ kmol} \times 1000 \text{ mol/kmol}) \times 0,082 \times (45 + 273,15)}{1 \text{ atm}} = 2,59243 \times 10^8 \text{ L}.$$

Ahora se calcula la composición del gas, a partir de los porcentajes en volumen:

$$V_{0,\text{CO}_2} = \frac{8,60\%}{100\%} \times 2,59243 \times 10^8 \text{ L} = 2,22949 \times 10^7 \text{ L},$$

$$V_{0,\text{SO}_2} = \frac{0,060\%}{100\%} \times 2,56783 \times 10^8 \text{ L} = 1,55546 \times 10^5 \text{ L},$$

$$V_{0,\text{N}_2} = \frac{(100 - 8,60 - 0,060)\%}{100\%} \times 2,56783 \times 10^8 \text{ L} = 2,36793 \times 10^8 \text{ L}.$$

El gas tratado deber contener 0,000025%v o menos de SO_2 . Esto significa que a la salida debe haber, en volumen, una cantidad de SO_2 igual a:

$$\frac{0,000025\%}{100\%} \times 1,55546 \times 10^5 \text{ L} = 3,88865 \times 10^{-2} \text{ L}.$$

Por lo tanto, el líquido absorbente debe extraer, por hora, la siguiente cantidad de contaminante:

$$V_{\text{SO}_2 \text{ extraído}} = \frac{(100 - 0,000025)\%}{100\%} \times 1,55546 \times 10^5 \text{ L} = 1,555459611 \times 10^5 \text{ L}.$$

Es preciso obtener la masa de dióxido de azufre contenidos en el volumen de gas que debe ser extraído, a fin de relacionar esta cantidad con la capacidad de arrastre del absorbente:

$$n_{\text{SO}_2} = \frac{P \times V_{\text{SO}_2 \text{ extraído}}}{R \times T} = \frac{1 \text{ atm} \times 1,555459611 \times 10^5 \text{ L}}{0,082 \text{ atm} \cdot \text{L} / \text{gmol}^{-1} \cdot \text{K} \times (45 + 273,15) \text{ K}} = 5962,288 \text{ gmol},$$

$$m_{\text{SO}_2} = 5962,288 \text{ gmol} \times (1 \times 32,07 + 2 \times 16) \text{ g/gmol} = 3,82004 \times 10^5 \text{ g}.$$

Como la capacidad de arrastre de la suspensión de carbonato de calcio es de 0,58 g de SO₂ por litro, se requiere el siguiente volumen de absorbente:

$$L_0 = \frac{3,82004 \times 10^5 \text{ g SO}_2}{0,58 \text{ g SO}_2/\text{L}} = 6,58628 \times 10^5 \text{ L}.$$

A partir de la densidad de la suspensión, $\rho = 1,014 \text{ g/mL}$, se obtiene la masa equivalente de absorbente:

$$\text{g Absorbente} = 6,58628 \times 10^5 \text{ L} \times \frac{1000 \text{ mL}}{1 \text{ L}} \times \frac{1,014 \text{ g}}{1 \text{ mL}} = 6,67849 \times 10^8 \text{ g} \equiv 6,67849 \times 10^5 \text{ kg}.$$

El caudal másico de alimentación de líquido absorbente es, entonces, de $6,67849 \times 10^5 \text{ kg}$ por hora.

6.4 La extracción líquido-líquido

La extracción líquido-líquido o extracción con solventes es una de las operaciones unitarias más comunes en la ingeniería química para separar mezclas homogéneas líquidas. Consiste en poner en contacto dos líquidos inmiscibles, a uno de los cuales se le desea extraer uno (o varios) componente(s). Si las sustancias que componen la solución original se distribuyen de manera distinta entre las dos fases líquidas, se puede lograr cierto grado de separación, y esta separación se podrá mejorar haciendo que el área de contacto entre los dos líquidos sea la más extensa posible. Para que la transferencia de materia se lleve a cabo debe existir una afinidad particular entre el solvente y el compuesto a ser extraído.

En una operación de extracción líquido-líquido se denomina *alimento* o *alimentación* a la solución cuyos componentes se desean separar, *disolvente de extracción* al líquido que se va a utilizar para separar el componente deseado, *refinado* a la alimentación ya tratada y *extracto* a la solución con el soluto (compuesto retirado) recuperado (Figura 6.9).

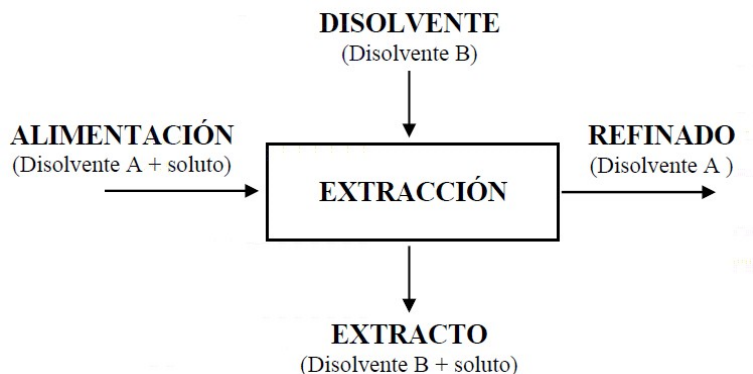


Figura 6.9: Diagrama ideal de una operación extracción líquido-líquido

El equipo que se utiliza en este tipo de operación unitaria tiene como objetivo crear el área de contacto más extensa posible entre las dos fases. La razón para promover la formación del área interfacial se debe a que la transferencia de masa entre las dos fases líquidas es proporcional al área interfacial. Generalmente, para incrementar el área interfacial se utilizan empaques, baffles, platos perforados, mezcladores mecánicos fuerza centrífuga.

El esquema de la figura 6.10 muestra un extractor empacado con el conjunto de controladores de flujo, presión, nivel y temperatura. El disolvente entra por la parte superior de la columna y se dispersa con un anillo rociador. El alimento entra cerca del fondo de la columna, suponiendo que este sea más liviano que el disolvente, y fluye a través de los empaques en contracorriente con la fase extracto, saliendo por la parte superior como refinado. Comercialmente, es posible encontrar una variedad de diseños de columnas de extracción, la gran mayoría agitados mecánicamente. El uso de un diseño en particular depende de las características del proceso a realizar y de la dificultad de la extracción.

El uso más sencillo de la extracción líquido-líquido es la remoción de impurezas contenidas en el alimento mediante un (o varios) solvente(s) afín(es) a dichas impurezas. Algunas aplicaciones de esta forma de extracción son: la eliminación de impurezas en el agua de desperdicio (e.g. metales pesados como Ni, Cu, Zn) mediante un disolvente orgánico, la extracción de uranio en la cadena de producción del H_3PO_4 , la separación de hidrocarburos aromáticos de los hidrocarburos saturados utilizando SO_2 líquido, etilenglicol o sulfolano, como disolventes, o en la industria alimentaria para extraer, por ejemplo, ácidos grasos de cadenas largas de aceites vegetales a través de propano líquido.

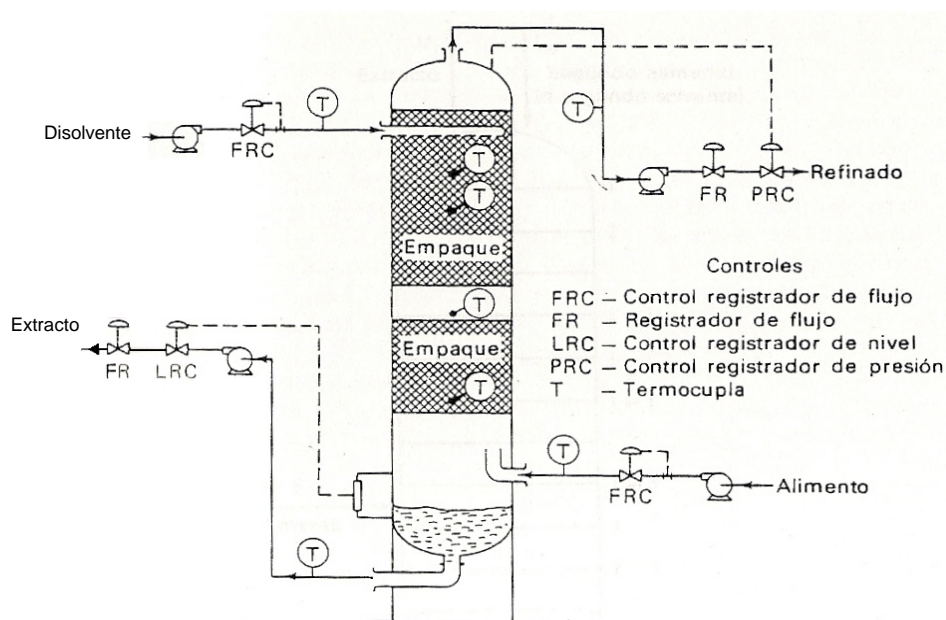


Figura 6.10: Diagrama simplificado de un extractor³³

El esquema de la figura 6.11 muestra un ejemplo comercial de la extracción líquido-líquido en etapas múltiples conocido como descarbonización por disolvente, utilizado para recuperar hidrocarburos parafínicos (aceite descarbonizado) del residuo que queda después de la destilación al vacío del crudo de petróleo. En el mismo se utilizan flujos en contracorriente y el disolvente se alimenta por el fondo de las torres para luego ascender por la misma. Además de la operación de extracción, este proceso incorpora otras operaciones como por ejemplo la condensación parcial y la evaporación en equilibrio líquido-vapor.

El principio de separación de la extracción líquido-líquido se basa en el equilibrio de las fases líquidas inmiscibles, a determinada presión de vapor y temperatura del proceso. En la práctica, se utilizan datos de solubilidades entre las fases líquidas y el componente distribuido entre las dos fases líquidas, que se representan por curvas de equilibrio. Para establecer las relaciones matemáticas que permiten resolver este tipo de problemas hay que considerar los balances de materia (para cada etapa y por componente) y las relaciones de equilibrio.

³³ Imagen tomada de Holland y López, *Fundamentos y modelos de procesos de separación*, 1º Ed., 1981, p. 158.

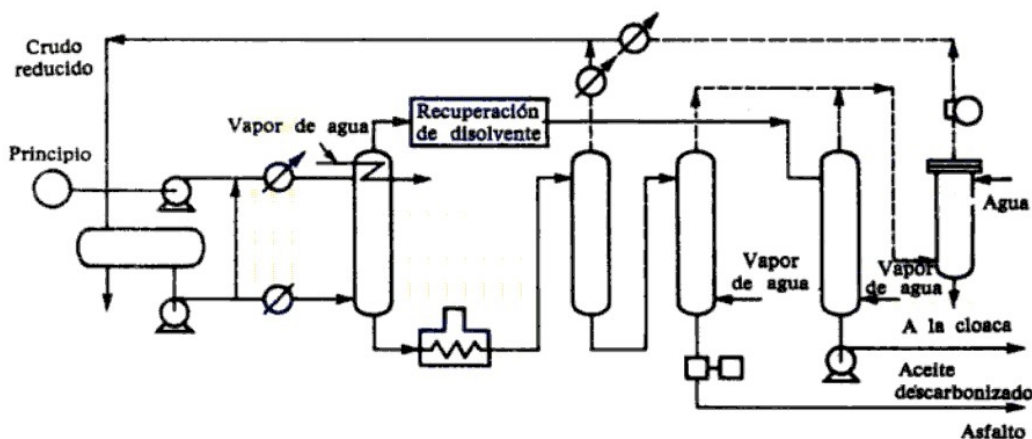


Figura 6.11: Diagrama de un proceso de descarbonización por disolvente³⁴

El caso más simple que se puede considerar para hacer el análisis de las ecuaciones se presenta cuando una alimentación contiene dos componentes: el solvente y el soluto que interesa separar, y el disolvente, que permite hacer la extracción. Este último es un líquido puro inmiscible con el solvente de la alimentación.

Se denomina *coeficiente de distribución característico* o también *coeficiente de reparto* de un componente i entre las dos fases líquidas separadas (extracto y refinado) a la relación:

$$D_i = \frac{CE}{CR}, \quad (6.14)$$

donde CE y CR son las concentraciones del componente i en las fase extracto y en la fase refinado, respectivamente.

El coeficiente de reparto depende de diversos factores, entre estos, de la naturaleza de los componentes de la alimentación, de la naturaleza del disolvente, de la composición de la alimentación y de la temperatura de operación del proceso. En cambio, la influencia de la presión en el proceso puede considerarse despreciable.

La concentración en la fase extracto (CE), para un proceso de extracción en una etapa, se define como:

$$CE = \left[\frac{m_0 - m_1}{l} \right], \quad (6.15)$$

³⁴ Imagen tomada de King, C.J., *Procesos de Separación*, 1º Ed., 1979, p. 186.

donde m_0 representa la cantidad de soluto en el alimento al inicio de la operación, m_1 representa la cantidad de soluto que permanece en el alimento después de la primera etapa de extracción y l es el volumen de disolvente utilizado en la etapa para hacer la extracción.

La concentración en la fase refinado (CR), después de una extracción en una etapa, se define como:

$$CR = \left[\frac{m_1}{V} \right], \quad (6.16)$$

en la cual V es el volumen de alimento tratado.

Sustituyendo las expresiones (6.15)-(6.16) en la ecuación (6.14), se tiene que para cada componente i el coeficiente de distribución característico se expresa como:

$$D_i = \frac{\left[\frac{m_0 - m_1}{l} \right]}{\left[\frac{m_1}{V} \right]}. \quad (6.17)$$

Ahora bien, si se despeja m_1 de la ecuación anterior, se tiene que:

$$m_1 = m_0 \frac{V}{Dl + V}. \quad (6.18)$$

Para múltiples etapas, en las cuales se mantienen las características de operación, se puede escribir que:

$$\begin{aligned} m_2 &= m_1 \frac{V}{Dl + V} = m_0 \left(\frac{V}{Dl + V} \right)^2 \\ m_3 &= m_2 \frac{V}{Dl + V} = m_1 \left(\frac{V}{Dl + V} \right)^2 = m_0 \left(\frac{V}{Dl + V} \right)^3 \\ &\vdots \\ m_n &= m_0 \left(\frac{V}{Dl + V} \right)^n, \end{aligned} \quad (6.19)$$

donde n es el número de etapas de extracción y m_n es la cantidad de soluto que quedan en el alimento después de n etapas de extracción. Si las características de la operación de extracción cambian durante el proceso (e.g. el volumen de disolvente es modificado entre las etapas sucesivas), será necesario analizar el problema en tantas partes como sea necesarias que tengan las mismas características de operación.

El *índice de extracción* o porcentaje de extracción se calcula a través de la expresión (6.20):

$$\% \text{ Extracción} = \frac{m_0 - m_n}{m_0} \times 100\% . \quad (6.20)$$

Ejemplo 6.9: Se desea separar el yodo presente en 500mL de una disolución acuosa cuya concentración es 0,005M. Para ello se utiliza como disolvente el disulfuro de carbono, CS₂, líquido volátil, incoloro y muy inflamable, que también disuelve el fósforo blanco y el azufre elemental, entre otras sustancias. A 25°C el coeficiente de reparto del I₂ en CS₂ y H₂O vale 4,76. (a) Calcular la concentración final de soluto, I₂, en el refinado después de una etapa de extracción utilizando 200 mL de disolvente. (b) Calcular la concentración final de soluto en el refinado, así como el porcentaje de extracción, en dos etapas con un volumen de fase orgánica igual a 250 mL para cada etapa.

Solución:

Parte (a). Es preciso reconocer cada uno de los datos proporcionados en el enunciado, antes de proceder a resolver el problema.

$$\begin{aligned} V &= 500 \text{ mL} = 0,500 \text{ L} & D &= 4,76 \\ l &= 200 \text{ mL} = 0,200 \text{ L} & n &= 1 \end{aligned}$$

Los moles iniciales de soluto (yodo) en la fase acuosa se determinan por:

$$m_0 = 0,005 \frac{\text{mol}}{\cancel{\text{L}}} \times 500 \cancel{\text{ mL}} \times \frac{1 \cancel{\text{ L}}}{1000 \cancel{\text{ mL}}} = 2,5 \times 10^{-3} \text{ mol}.$$

Sustituyendo los valores anteriores en la ecuación (6.19), se tiene que:

$$m_1 = m_0 \left(\frac{V}{Dl + V} \right)^1 = 2,5 \times 10^{-3} \text{ mol} \left(\frac{0,500 \text{ L}}{4,76 \times 0,200 \text{ L} + 0,500 \text{ L}} \right) = 8,61 \times 10^{-4} \text{ mol}.$$

La concentración de soluto en la fase acuosa, después de una extracción, es:

$$M_1 = \frac{8,61 \times 10^{-4} \text{ mol}}{0,500 \text{ L}} = 1,72 \times 10^{-3} \text{ M}.$$

Parte (b). Los datos para resolver esta parte son los siguientes:

$$\begin{aligned} V &= 500 \text{ mL} = 0,500 \text{ L} & D &= 4,76 \\ l &= 250 \text{ mL} = 0,250 \text{ L} & n &= 2 \end{aligned}$$

Ahora, se procede a calcular los moles de soluto restantes en la fase acuosa, después de dos etapas:

$$m_2 = m_0 \left(\frac{V}{Dl + V} \right)^2 = 2,5 \times 10^{-3} \text{ mol} \left(\frac{0,500 \text{ L}}{4,76 \times 0,250 \text{ L} + 0,500 \text{ L}} \right)^2 = 2,19 \times 10^{-4} \text{ mol.}$$

La concentración de soluto en fase acuosa, después de dos etapas, es:

$$M_2 = \frac{2,19 \times 10^{-4} \text{ mol}}{0,500 \text{ L}} = 4,38 \times 10^{-4} \text{ M.}$$

El porcentaje de extracción se determina como sigue:

$$\% \text{ Extracción} = \frac{m_0 - m_2}{m_0} \times 100\% = \frac{2,5 \times 10^{-3} - 2,19 \times 10^{-4}}{2,5 \times 10^{-3}} \times 100\% \left[\frac{\text{mol}}{\text{mol}} \times 100\% \right] = 91,2\%.$$

Ejemplo 6.10: En cierto proceso de extracción se desea remover al menos el 98,5% de un contaminante presente en cierto compuesto B, utilizando etapas sucesivas. Se necesita tratar 2500 mL de alimento. El volumen de disolvente que se desea utilizar, por etapa, es de 200 mL. A 25°C el coeficiente de extracción vale 5,92. ¿Cuántas etapas son necesarias para lograr el porcentaje de extracción requerido?

Solución: Los datos que provee el enunciado del problema son los siguientes:

$$\begin{aligned} V &= 2500 \text{ mL} = 2,500 \text{ L} & D &= 5,92 \\ l &= 200 \text{ mL} = 0,200 \text{ L} & \% \text{ Extracción} &\geq 98,5\% \\ n &= ? \end{aligned}$$

Aunque no se tiene información acerca de la cantidad de contaminante presente inicialmente en el alimento, es posible resolver el problema tomando en cuenta la proporción entre las cantidades inicial y final de soluto indicada por el índice de extracción.

$$\frac{98,5\%}{100\%} = 0,985 = \frac{m_0 - m_n}{m_0} \rightarrow m_n = (1 - 0,985)m_0 = 0,015m_0.$$

Ahora, se procede a sustituir los valores anteriores en la expresión (6.19):

$$\begin{aligned} 0,015m_0 &= m_0 \left(\frac{2,5 \text{ L}}{5,92 \times 0,200 \text{ L} + 2,5 \text{ L}} \right)^n = m_0 (0,6786)^n \\ \ln \left(\frac{0,015\cancel{m_0}}{\cancel{m_0}} \right) &= n \times \ln(0,6786) \rightarrow n = \frac{\ln(0,015)}{\ln(0,6786)} = 10,83 \approx 11 \text{ etapas.} \end{aligned}$$

Este resultado indica que se requiere de al menos 11 etapas para extraer por lo menos el 98,5% de soluto en el alimento.

Ejemplo 6.11: Se tiene una corriente acuosa contaminada con un mineral, el cual se puede extraer usando cierto tipo de extractante. En tres etapas se logró extraer 0,0061 g de mineral. El volumen de la fase refinado es de 600 mL y se está utilizando un volumen para la fase orgánica de 0,350 L. El coeficiente de reparto D , para las condiciones de operación del proceso, vale 2,40. (a) Calcular la concentración inicial de mineral en la fase refinado. (b) Determinar el porcentaje de extracción después de tres etapas. (c) Si se desea extraer el 99,5% de mineral presente inicialmente en la alimentación, ¿cuántas extracciones son necesarias?

Solución:

Parte (a). Es recomendable identificar primero la información disponible, a saber:

$$\begin{aligned} V &= 600 \text{ mL} = 0,600 \text{ L} & D &= 2,40 \\ l &= 0,350 \text{ L} & n &= 3 \end{aligned}$$

Además, se sabe que se extrajo en tres etapas 0,0061 g de mineral. Esto es:

$$m_0 - m_3 = 0,0061 \text{ g}.$$

Sustituyendo los datos en la ecuación (6.19), se obtiene que:

$$m_3 = m_0 \left(\frac{0,600 \text{ L}}{2,40 \times 0,350 \text{ L} + 0,600 \text{ L}} \right)^3 = 0,07234 m_0.$$

Estas dos últimas expresiones forman un sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas, donde la solución es única:

$$m_0 - m_3 = m_0 - 0,07234 m_0 = 0,92766 m_0 = 0,0061 \text{ g} \rightarrow m_0 = 6,5757 \times 10^{-3} \text{ g},$$

$$m_3 = 0,07234 m_0 = 0,07234 (6,5757 \times 10^{-3} \text{ g}) = 4,7569 \times 10^{-4} \text{ g}.$$

La concentración inicial de mineral en la fase refinado es:

$$\frac{m_0}{V} = \frac{6,5757 \times 10^{-3} \text{ g}}{0,600 \text{ L}} = 1,0960 \times 10^{-2} \text{ g/L}.$$

Parte (b). Para determinar el porcentaje de extracción en tres etapas se utiliza directamente la expresión (6.20):

$$\% \text{ Extracción} = \frac{m_0 - m_3}{m_0} \times 100\% = \frac{(6,5757 \times 10^{-3} - 4,7569 \times 10^{-4}) \text{ g}}{6,5757 \times 10^{-3} \text{ g}} \times 100\% = 92,766\%.$$

Parte (c). El porcentaje de extracción deseado es del 99,5%. Sin necesidad de tomar en cuenta el valor previamente obtenido para m_0 , se puede plantear que:

$$\frac{99,5\%}{100\%} = 0,995 = \frac{m_0 - m_n}{m_0} \rightarrow m_n = (1 - 0,995)m_0 = 0,005m_0.$$

Al hacer la sustitución de esta última expresión y de los demás datos en la ecuación (6.19), se tiene finalmente que:

$$0,005m_0 = m_0 \left(\frac{0,600 \text{ L}}{2,40 \times 0,350 \text{ L} + 0,600 \text{ L}} \right)^n = m_0 (0,41667)^n$$

$$\ln \left(\frac{0,005m_0}{m_0} \right) = n \times \ln(0,41667) \rightarrow n = \frac{\ln(0,005)}{\ln(0,41667)} = 6,0520 \approx 7 \text{ etapas.}$$

6.5 Resumen del capítulo

En este capítulo se han presentado varios procesos cuya operación reposa en los fundamentos de la transferencia de materia y el equilibrio de fases. En la primera parte del capítulo, se explicó en qué consiste el equilibrio de fases, los tipos de equilibrio y las aplicaciones más comunes en la industria. Luego, se presentaron, por separado, las operaciones unitarias de destilación, absorción y extracción líquido-líquido, mostrando los fundamentos teóricos y varios ejemplos ilustrativos que muestran cómo resolver problemas sencillos para cada una de estos procesos.

A partir de estos conocimientos se asegura que el estudiante es capaz de entender cómo funcionan los procesos de separación, y capaz de seguir los procedimientos analíticos sencillos que llevan a la resolución de problemas de transferencia de masa en equilibrio de fases.

6.6 Lecturas recomendadas

Se recomienda al lector leer los capítulos mencionados de los siguientes libros, así como revisar ciertos problemas resueltos y propuestos en dichos capítulos a fin de ejercitarse en los temas estudiados:

Mahan, B. M. y Myers R. J. (1990). *Química: Curso Universitario*, 4° Edición, Addison-Wesley, E.U.A. Capítulo: 3 (especialmente las secciones 3.2, 3.5 y 3.6).

Felder R, y Rousseau R.W. (2004). *Principios elementales de los procesos químicos*, 3° Edición, Limusa Wiley, México. Capítulo 6, secciones de capítulos: 6.1 a 6.4.

Himmelblau D.M. (1997). *Principios básicos y cálculos en Ingeniería Química*, 6° Edición, Prentice Hall Hispanoamericana, México. Capítulo 4, particularmente las secciones: 4.3, 4.4 y 4.5.