

Separación mediante membranas. III permeado de gases en sistemas de múltiples etapas a flujo variable

J. Armijo C.¹

(Recibido 30/09/2016 / Aceptado 31/10/2016)

RESUMEN

En esta parte presentamos procedimientos de cálculo para el permeado de mezclas binarias de gases en sistemas de múltiples etapas, de flujo variable y área de membrana constante. Las composiciones del permeado y rechazo se calculan con el método del punto burbuja, y los balances de materia se resuelven simultáneamente con el algoritmo de Thomas.

Palabras clave: Permeado de gases, etapas múltiples, cascada, algoritmo, Thomas.

Separation through membranes. III permeation of gases in multi-stage systems with variable flow

ABSTRACT

In this part we present calculation procedures for the permeate of binary gas mixtures in multi-stage systems, variable flow and constant membrane area. The compositions of permeate and rejection are calculated with the method of bubble point, and material balances are solved simultaneously with the Thomas algorithm.

Keywords: Permeate gas, multistage, cascade, algorithm, Thomas.

¹ Departamento Académico de Operaciones Unitarias, Facultad de Química e Ingeniería Química, UNMSM.
E-mail: jarmijocarranza@gmail.com,

I. INTRODUCCIÓN

Las separaciones mediante membranas constituyen actualmente una nueva operación unitaria. Las membranas actúan como barreras que controlan el paso de moléculas de gases o líquidos, posibilitando la separación. Las separaciones de gases mediante membranas es una tecnología competitiva con otras tradicionales, debido a su simplicidad y posibles combinaciones en sistemas híbridos^[1].

Desde que Weller y Steiner^[2] presentaron los primeros cálculos teóricos, diversos autores han apuntado a estudiar los aspectos relacionados al diseño del permeado de gases, tales como configuración de módulos, selección de las condiciones de operación y materiales apropiados para las membranas^[3].

Hoffman^[4] presenta técnicas de cálculo aplicadas a sistemas modulares de permeado de gases, en una o varias etapas, análogos a los utilizados para vaporizadores flash y la destilación múltiple etapa, ambos en estado estacionario.

En la primera y la segunda parte de este trabajo^[5, 6] se desarrollaron procedimientos de cálculos complementarios a los presentados por Hoffman. En la primera parte mostramos la construcción de la curva de "equilibrio" de rechazo-permeado mediante cálculos del punto de burbuja o de rocío. En la segunda parte, aplicamos el método gráfico de McCabe-Thiele al permeado de mezclas binarias de gases en un sistema de etapas múltiples a flujo constante y área de membrana variable, entre etapa y etapa.

En esta parte presentamos procedimientos de cálculo para sistemas de etapas múltiples a flujo variable y área de membrana constante, en contracorriente y estado estacionario para el permeado de mezclas binarias de gases. El método que aplicamos es adaptado del que se utiliza para cálculos rigurosos en las separaciones de mezclas multicomponentes^[7] para destiladores o absorbedores.

II. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

La Figura 1 muestra un módulo de mezcla completa como una etapa n cualquiera. Las etapas se numeran desde arriba hacia abajo. La entrada a la etapa n puede ser una corriente de alimentación F_n . Así mismo, ingresan la corriente L_{n-1} , que viene de la etapa anterior, y la corriente V_{n+1} , que viene de la etapa posterior.

Las corrientes que abandonan la etapa n se dividen en corrientes laterales U_n y W_n . La corriente V_n que salió de la etapa n ingresa a la etapa $n-1$. Igualmente, L_n es la corriente que salió de la etapa n e ingresa a la etapa $n+1$.

Las composiciones de las corrientes se expresan en fracciones molares x , y , z del componente más permeable (en destilación es el componente más volátil) de la mezcla binaria.

Las presiones en las cámaras de permeado y rechazo son P_V y P_L , respectivamente. Debido a la presión $P_L > P_V$ las corrientes de permeado (V) deben ser comprimidas entre etapa y etapa hasta la presión P_L . Igualmente las corrientes de rechazo (L) si las pérdidas por fricción entre etapas son grandes.

Se considera que los flujos que salen de una etapa, V_n y L_n , están en "equilibrio".

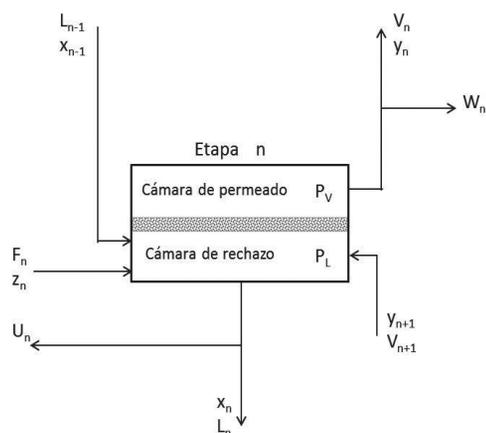


Figura 1. Módulo de mezcla completa que se muestra como una etapa en "equilibrio" con los flujos de permeado (V) y rechazo (L).

La Figura 2 muestra un conjunto de N etapas arreglado en cascada de flujo en contracorriente y operando en estado estacionario.

2.1. Modelo teórico de balance de materia

Las ecuaciones de balance de materia y las relaciones de "equilibrio" entre las corrientes de rechazo y permeado se pueden escribir de forma general para cualquier número de componentes C y el conjunto de N etapas.

Balance global entre la etapa 1 y una etapa n cualquiera de la Figura 2:

$$L_n = V_{n+1} + \sum_{m=1}^n (F_m - W_m - U_m) - V_1 \quad (1)$$

La ecuación 1 calcula el flujo de rechazo que sale de una etapa n cualquiera.

Balance de cualquier componente i de la mezcla en la etapa n de la Figura 1:

$$L_{n-1}x_{in-1} + F_n z_{in} + V_{n+1}y_{in+1} = (V_n + W_n)y_{in} + (L_n + U_n)x_{in} \quad (2)$$

Por otro lado, las composiciones de las corrientes de permeado y rechazo que salen del módulo están relacionadas por la ecuación de "equilibrio":

$$y_i = K_i x_i \quad (3)$$

Reemplazando la ecuación 3 en 2 para y_{in} , y los flujos L_n y L_{n-1} de acuerdo a la ecuación 1 obtenemos después de arreglar:

$$A_n x_{in-1} + B_{in} x_{in} + C_{in} x_{in+1} = D_{in} \quad (4)$$

Donde:

$$A_n = V_n + \sum_{m=1}^{n-1} (F_m - W_m - U_m) - V_1 \quad (5)$$

$$2 \leq n \leq N$$

$$B_{in} = - \left[(V_n + W_n)K_{in} + \sum_{m=1}^n (F_m - W_m - U_m) + U_n + V_{n+1} - V_1 \right] \quad (6)$$

$$1 \leq n \leq N$$

$$C_{in} = V_{n+1}K_{in+1} \quad 1 \leq n \leq N-1 \quad (7)$$

$$D_{in} = -F_n z_{in} \quad 1 \leq n \leq N \quad (8)$$

Con $x_{10}=0, A_1=0, W_1=0, C_N=0, V_{N+1}=0, U_N=0$

Al escribir la ecuación 4 para cada etapa 1, 2, 3,... N, obtenemos el arreglo matricial que se muestra en la ecuación 9, donde se han quitado los subíndices referidos a la especie química i de los coeficientes B, C y D.

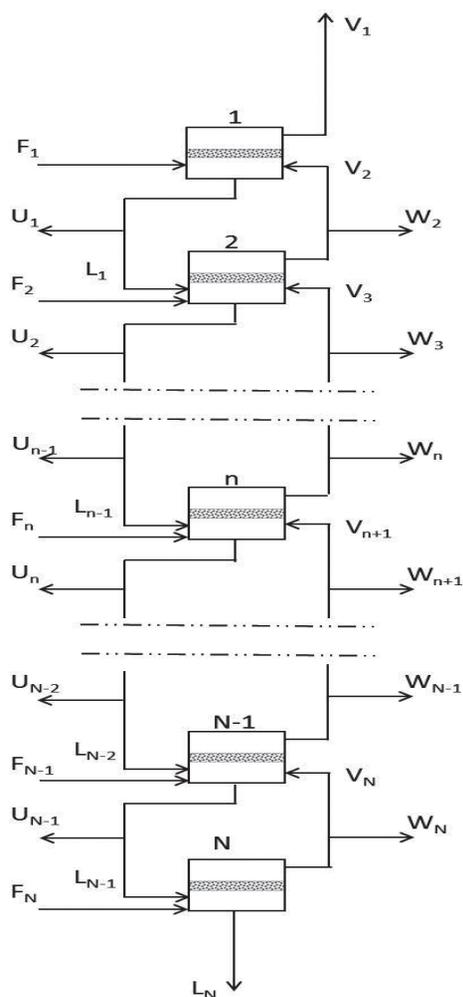


Figura 2. Sistema de módulos de mezcla completa arreglados en múltiple etapas análogo a una columna de destilación.

$$\begin{bmatrix} B_1 & C_1 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ A_2 & B_2 & C_2 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & A_3 & B_3 & C_3 & 0 & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & A_{N-2} & B_{N-2} & C_{N-2} & \dots & 0 \\ 0 & \dots & \dots & \dots & A_{N-1} & B_{N-1} & C_{N-1} & \dots & 0 \\ 0 & \dots & \dots & \dots & A_N & B_N & \dots & \dots & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_{i1} \\ x_{i2} \\ x_{i3} \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ x_{iN-2} \\ x_{iN-1} \\ x_{iN} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} D_1 \\ D_2 \\ D_3 \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ D_{N-2} \\ D_{N-1} \\ D_N \end{bmatrix} \quad (9)$$

Los coeficientes A_n , B_n , C_n y D_n dependen del flujo de permeado V y de la constante de "equilibrio"^[5] K_i dada por la ecuación 10, que a su vez depende también de V :

$$K_i = \frac{1}{\frac{P_V}{P_L} + \frac{V}{P_L A_m}} \quad (10)$$

Si la relación de presión, el área y la resistencia a la transferencia de masa se mantienen constantes, entonces el flujo de permeado V se puede usar como variable de tanteo para resolver la ecuación 9 y determinar la composición x_{in} en cada etapa.

2.2. Algoritmo de Thomas

Para resolver la ecuación 9 recurrimos al algoritmo de Thomas^[7], que es un método gaussiano de eliminación en el que se procede inicialmente a una eliminación progresiva, comenzando en la etapa 1 y operando hasta alcanzar la etapa N, aislando finalmente x_{iN} . Se obtienen así otros valores de x_{in} comenzando con x_{iN-1} mediante una sustitución reversa. Las ecuaciones del algoritmo de Thomas se obtienen de resolver la ecuación 4:

$$x_{in} = q_n - P_n x_{i(n+1)} \quad (11)$$

Dónde:

$$q_n = \frac{D_n - A_n q_{n-1}}{B_n - A_n p_{n-1}} \quad y \quad p_n = \frac{C_n}{B_n - A_n p_{n-1}} \quad (12)$$

La identificación de la especie i se ha retirado de los coeficientes B, C y D. Tenga en cuenta que para la primera etapa $n = 1$, $A_1 = 0$.

Luego, en la matriz de la ecuación 9 se reemplazan:

- B_1 por 1, C_1 por p_1 y D_1 por q_1 , etapa $n = 1$
- A_2 por 0, B_2 por 1, C_2 por p_2 y D_2 por q_2 , etapa $n = 2$.

En general, para una etapa n cualquiera:

$$A_n \text{ por } 0, B_n \text{ por } 1, C_n \text{ por } p_n \text{ y } D_n \text{ por } q_n.$$

En la última etapa N:

$$x_{iN} = q_N \quad (13)$$

Después de aplicar el algoritmo de Thomas, la matriz de la ecuación 9 queda como sigue:

$$\begin{bmatrix} 1 & p_1 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 1 & p_2 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 0 & 1 & p_3 & 0 & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & 1 & p_{N-2} & \dots & 0 \\ 0 & \dots & \dots & \dots & 0 & 1 & p_{N-1} & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & 0 & \dots & 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_{i1} \\ x_{i2} \\ x_{i3} \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ x_{iN-2} \\ x_{iN-1} \\ x_{iN} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} q_1 \\ q_2 \\ q_3 \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ q_{N-2} \\ q_{N-1} \\ q_N \end{bmatrix}$$

Finalmente, se usa la ecuación 11 de forma reversa para calcular las composiciones en cada etapa:

$$x_{i(n-1)} = q_{i(n-1)} - P_{i(n-1)} x_{in} = r_{i(n-1)} \quad (14)$$

III. METODOLOGÍA DE CÁLCULO

El procedimiento de cálculo que adoptamos es el propuesto por Thomas para resolver la matriz tridiagonal de la ecuación 9. Utilizamos el flujo de permeado V como variable de tanteo calculado en cada iteración por el método del punto de burbuja. Las Figuras 3a y 3b muestran el diagrama de flujo de los cálculos a seguir.

Para iniciar los cálculos se fijan los parámetros: espesor de membrana y permeabilidades de cada una de las especies químicas de la mezcla de gases.

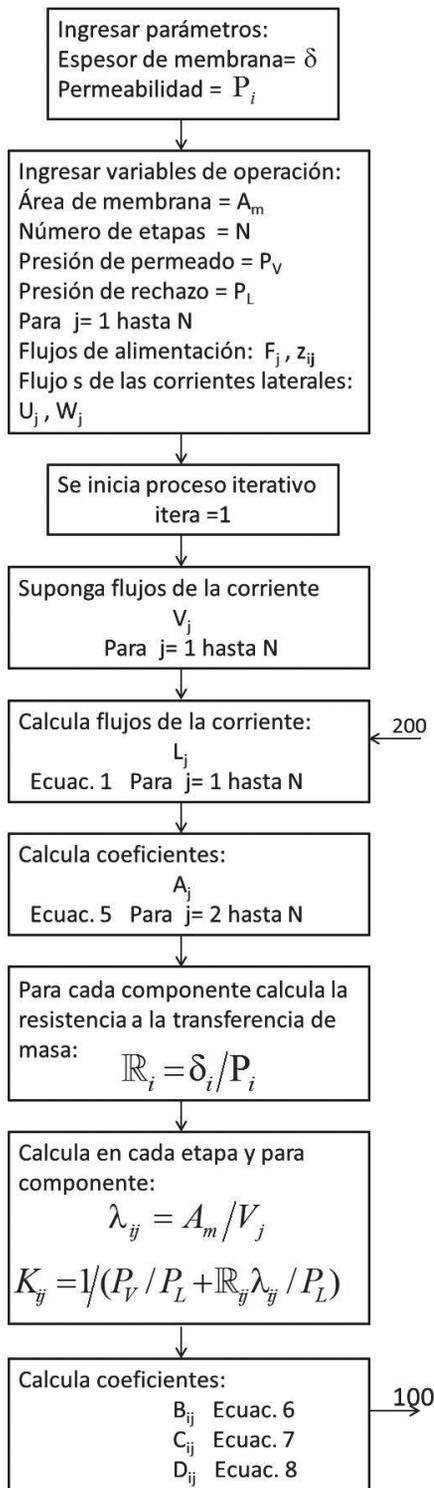


Figura 3a. Procedimiento de cálculo por pasos.

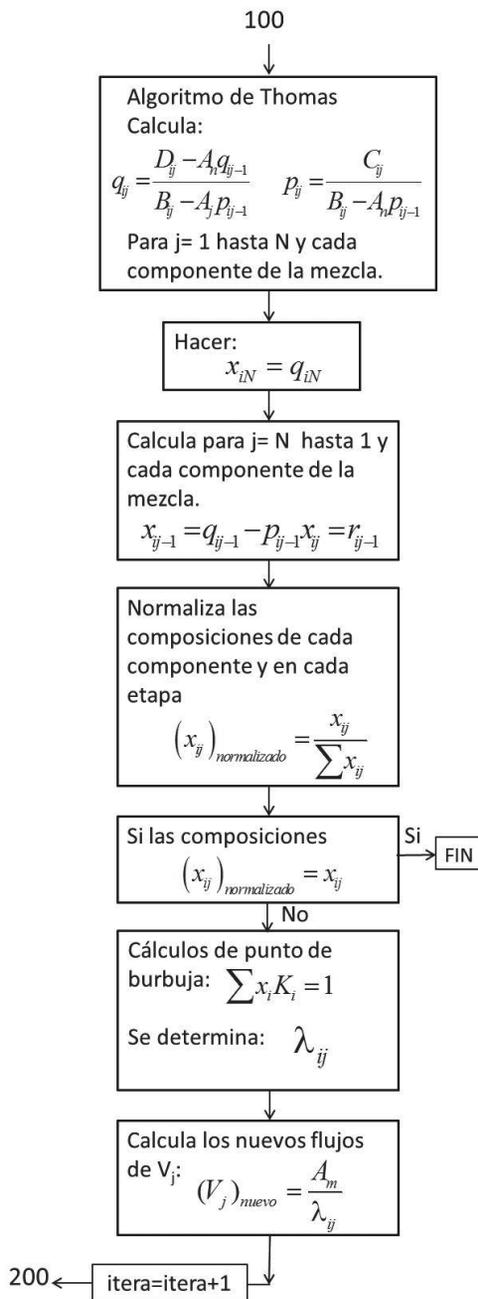


Figura 3b. Procedimiento de cálculo por pasos.

También se deben fijar las variables de operación: presiones P_v y P_L , el área de membrana por cada etapa, el número de etapas, el plato de alimentación, el flujo de todas las corrientes de alimentación, así como de las corrientes laterales.

El proceso iterativo se inicia suponiendo los flujos $V_1, V_2, V_3, \dots, V_N$ que al principio pue-

den asumirse todos iguales. Se continúa con el cálculo de los flujos $L_1, L_2, L_3, \dots, L_N$, que puede resultar en algún valor negativo. Para evitar esto, deben cambiarse los valores supuestos de V teniendo en cuenta el balance global:

$$\sum_{m=1}^N F_m = \sum_{m=1}^N (W_m + U_m) + L_N + V_1 \quad (15)$$

$$W_1 = 0, \quad U_N = 0$$

La ecuación 15 se simplifica si todas las corrientes laterales son cero y para una sola alimentación:

$$F_1 = L_N + V_1 \quad (16)$$

IV. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

El procedimiento de cálculo detallado en la sección anterior se muestra para el caso de la separación de la mezcla oxígeno(A)-nitrógeno (B). La Tabla 1 presenta los parámetros: espesor de membrana en cm y las permeabilidades en $\text{cm}^3 \text{ STP-cm}/(\text{cm}^2 \text{ s cm Hg})$ para una membrana de caucho silicona.

Tabla 1. Parámetros para la mezcla oxígeno(A)-nitrógeno(B)

Espesor (δ)	0.0001
Permeabilidad (P) Oxígeno(A)	6.0000E-08
Permeabilidad (P) Nitrógeno(B)	2.7273E-08
Resistencia (δ/P) Oxígeno(A)	1.66667E+03
Resistencia (δ/P) Nitrógeno(B)	3.66667E+03

La Figura 4 muestra la curva de "equilibrio" calculada con los parámetros de la Tabla N°1 y con presiones de 75.01 y 15 cm de Hg en las cámaras de rechazo y permeado, respectivamente. La proximidad de las curvas de rechazo y permeado es consecuencia de la baja selectividad del oxígeno respecto al nitrógeno, definida como la relación de permeabilidades:

$$\text{selectividad } O_2 / N_2 = \frac{P_{O_2}}{P_{N_2}} = 2.2$$

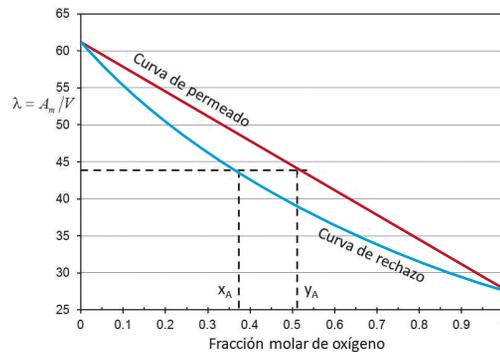


Figura 4. Curva de "equilibrio" de la mezcla Oxígeno(A)-Nitrógeno(B) calculada con los parámetros de la Tabla 1, y con $P_L=75.01 \text{ cm Hg}$ y $P_V=15 \text{ cm Hg}$.

Caso 1. Una sola corriente de alimentación, flujo de corrientes laterales cero.

Se fijan las siguientes variables:

Flujo de alimentación, $F = 100 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$

Fracción molar de oxígeno(A) = 0.21

Etapas de alimentación = 6

Número de etapas = 12

Área de membrana por etapa = 5000 cm^2

Las Tablas 2 y 3 muestran los resultados de los cálculos para la primera y séptima iteración, respectivamente.

El criterio de convergencia que utilizamos está dado por la ecuación 17:

$$\mathcal{E} = \sum_{j=1}^N (x_A - x_{Anormal})_j^2 \quad (17)$$

Para la primera iteración $e = 2.2 \times 10^{-3}$ y note que la suma $y_A + y_B$ difiere de 1.

En cambio, para la séptima iteración $e = 7.9 \times 10^{-14}$ y la suma de las fracciones molares $y_A + y_B = 1.00$.

Tabla 2. Resultados para la primera iteración de los cálculos. Criterio de convergencia = 2.2×10^{-3}

Etapa	iteración	Normalizado					
		V	x_A	x_A	$(x_A - x_{Anormal})^2$	y_A	y_B
1	1	20	0.205403102	0.20687192	2.15743E-06	0.71619059	2.00536642
2	2	20	0.205403102	0.20687192	2.15743E-06	0.71619059	2.00536642
3	3	20	0.205403102	0.20687192	2.15743E-06	0.71619059	2.00536642
4	4	20	0.205403102	0.20687192	2.15743E-06	0.71619059	2.00536642
5	5	20	0.205403102	0.20687192	2.15743E-06	0.71619059	2.00536642
6	6	20	0.205403102	0.20687192	2.15743E-06	0.71619059	2.00536642
7	7	20	0.198764023	0.20254956	1.43303E-05	0.70122657	2.0162952
8	8	20	0.189175521	0.19666185	5.60451E-05	0.68084333	2.03118184
9	9	20	0.175327309	0.18878246	0.000181041	0.65356486	2.05110431
10	10	20	0.155327003	0.1784454	0.00053446	0.61777797	2.07724081
11	11	20	0.126441524	0.16509762	0.001494294	0.57156796	2.11098969
12	12	20	0.084723615	0.14748865	0.003939449	0.5106057	2.15551269
							6.23256E-03

Tabla 3. Resultados para la séptima iteración de los cálculos. Criterio de convergencia = 7.9×10^{-14}

Etapa	iteración	Normalizado					
		V	x_A	x_A	$(x_A - x_{Anormal})^2$	y_A	y_B
1	7	93.2597776	0.13803032	0.13803039	4.4766E-15	0.22465665	0.77534416
2	2	93.2597776	0.13803032	0.13803039	4.4766E-15	0.22465665	0.77534416
3	3	93.2597776	0.13803032	0.13803039	4.4766E-15	0.22465665	0.77534416
4	4	93.2597776	0.13803032	0.13803039	4.4766E-15	0.22465665	0.77534416
5	5	93.2597776	0.13803032	0.13803039	4.4766E-15	0.22465665	0.77534416
6	6	93.2597776	0.13803032	0.13803039	4.4766E-15	0.22465665	0.77534416
7	7	89.0145022	0.08810207	0.08810219	1.4425E-14	0.14793649	0.8520647
8	8	86.275116	0.05508266	0.05508278	1.6257E-14	0.09442215	0.90557906
9	9	84.5479825	0.03390785	0.03390796	1.1451E-14	0.05889948	0.94110155
10	10	83.4737701	0.02058949	0.02058957	6.178E-15	0.03606395	0.96393683
11	11	82.8109844	0.01231291	0.01231296	2.7992E-15	0.02167878	0.97832176
12	12	82.4039908	0.00720756	0.00720759	1.1087E-15	0.01273056	0.98726979
							7.9079E-14

La Figura 5 muestra el flujo de permeado (V) y rechazo (L) de cada etapa. Se observa que el flujo de permeado se mantiene constante hasta la etapa de alimentación a partir de la cual decae bruscamente. En cambio, el flujo de rechazo se mantiene en cero hasta la etapa de alimentación, a partir de la cual se incrementa por encima del flujo de permeado y finalmente decae en la última etapa. La Figura 6 muestra las fracciones molares del oxígeno (A) en la corriente de rechazo (x_A) y en la corriente de permeado (y_A). Se nota que ambas composiciones decaen bruscamente a partir de la etapa de alimentación.

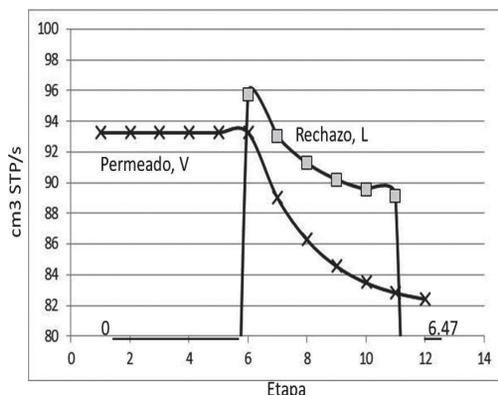


Figura 5. Flujo de permeado (V) y rechazo (L) de etapa en etapa. $F=100 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$, $z_A=0.21$, área de membrana= 5000 cm^2 . Selectividad $O_2/N_2=2.2$.

En la última etapa, la separación es muy angosta. Note que la composición de oxígeno en el permeado que sale de la etapa 1 es ligeramente superior al de la alimentación ($z_A=0.21$). Por otro lado, los cálculos muestran que la composición de nitrógeno (B) del permeado y rechazo en la última etapa es 0.93 y 0.99, respectivamente.

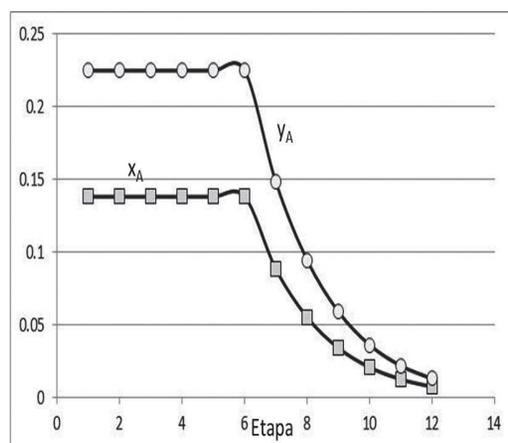


Figura 6. Fracciones molares de oxígeno (A) en el permeado (y_A) y rechazo (x_A) de etapa en etapa. $F=100 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$, $z_A=0.21$, área de membrana= 5000 cm^2 . Selectividad $O_2/N_2=2.2$.

Caso 2. Dos corrientes de alimentación, flujo de corrientes laterales cero.

Se fijan las siguientes variables:

Flujo de alimentación, $F = 105 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$

Fracción molar de oxígeno(A) = 0.05

Etapa de alimentación = 1

Flujo de alimentación, $F = 100 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$

Fracción molar de oxígeno(A) = 0.21

Etapa de alimentación = 6

Número de etapas = 12

Área de membrana por etapa = 5000 cm^2 .

En este caso mostramos los resultados de la tercera iteración, cuando el criterio de convergencia es 5.6×10^{-8} , habiendo iniciado la iteración con $V = 70$ para cada etapa.

La figura 7 muestra que el flujo del rechazo (L) es siempre mayor que el flujo de permeado (V) en todas las etapas. Como en el caso anterior, hay un salto en el flujo del rechazo (L) en la etapa 6 de alimentación y en la última etapa el flujo decae. En cambio, el flujo de permeado (V) aumenta progresivamente hasta alcanzar su máximo valor en la etapa 6 de alimentación y luego decae.

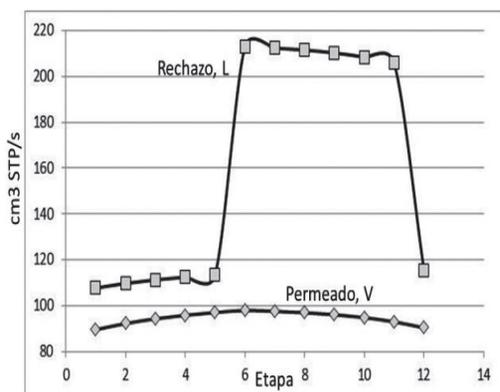


Figura 7. Flujo de permeado (V) y rechazo (L) de etapa en etapa. Dos alimentaciones $F=100 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$, $z_A=0.21$, y $F=105 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$, $z_A=0.05$. Área de membrana= 5000 cm^2 . Selectividad $O_2/N_2=2.2$.

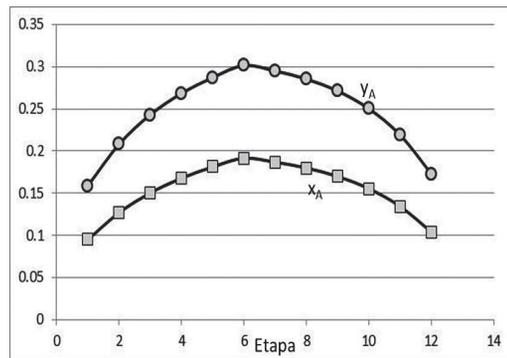


Figura 8. Fracciones molares de oxígeno (A) en el permeado (y_A) y rechazo (x_A) de etapa en etapa. Dos alimentaciones $F=100 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$, $z_A=0.21$, y $F=105 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$, $z_A=0.05$. Área de membrana= 5000 cm^2 . Selectividad $O_2/N_2=2.2$.

La Figura 8 muestra las composiciones del permeado (y_A) y del rechazo (x_A). En ambas corrientes las composiciones alcanzan un máximo en la etapa 6 de alimentación. Note también que la composición del permeado es siempre mayor que la del rechazo, alcanzando el máximo valor de 0.30 en la etapa 6.

Caso 3. Tres corrientes de alimentación, flujo de corrientes laterales cero.

Se fijan las siguientes variables:

Flujo de alimentación, $F = 105 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$

Fracción molar de oxígeno(A) = 0.8

Etapa de alimentación = 1

Flujo de alimentación, $F = 100 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$

Fracción molar de oxígeno(A) = 0.21

Etapa de alimentación = 6

Flujo de alimentación, $F = 300 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$

Fracción molar de oxígeno(A) = 0.10

Etapa de alimentación = 12

Número de etapas = 12

Área de membrana por etapa = 5000 cm^2 .

Los resultados se muestran en las figuras 9 y 10 para la quinta iteración cuando el criterio de convergencia es 2.6×10^{-8} .

La Figura 9 muestra el flujo de rechazo (L) menor que el flujo de permeado (V) desde la primera hasta la quinta etapa, luego cambia a valores mayores en las últimas etapas a partir de la etapa 6, donde ingresa la alimentación con $z_A = 0.21$. El flujo de permeado (V) presenta un cambio suavizado y no brusco como en el caso del flujo de rechazo.

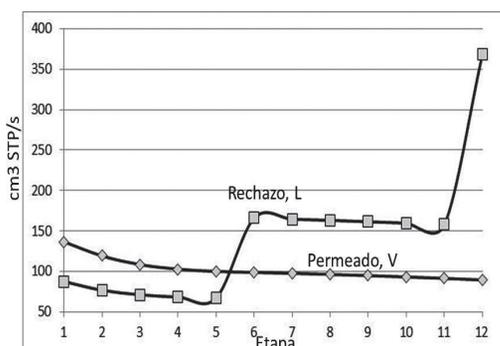


Figura 9. Flujo de permeado (V) y rechazo (L) de etapa en etapa. Tres alimentaciones $F=105 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$, $z_A=0.8$, $F=100 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$, $z_A=0.21$ y $F=300 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$, $z_A=0.1$. Área de membrana= 5000 cm^2 . Selectividad $O_2/N_2=2.2$.

La Figura 10 muestra las fracciones molares de las corrientes de permeado (y_A) y de rechazo (x_A), en ambos casos las curvas presentan una variación suave y regular. La composición del permeado es mayor que la del rechazo en todas las etapas. Note que el permeado de la primera etapa es rico en oxígeno ($y_A = 0.736$) y en el fondo el rechazo es rico en nitrógeno ($x_B = 0.906$), como ocurre en las operaciones de destilación.

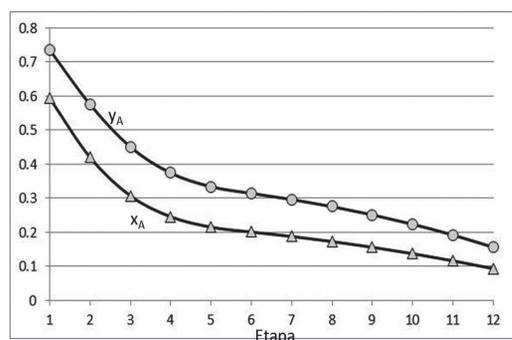


Figura 10. Fracciones molares de oxígeno (A) en el permeado (y_A) y rechazo (x_A) de etapa en etapa. Tres alimentaciones $F=105 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$, $z_A=0.8$, $F=100 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$, $z_A=0.21$ y $F=300 \text{ cm}^3 \text{ STP/s}$, $z_A=0.1$. Área de membrana= 5000 cm^2 . Selectividad $O_2/N_2=2.2$.

V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este trabajo, mostramos que los métodos de cálculo usados en el diseño de destiladores de mezclas multicomponentes pueden aplicarse al permeado de gases mediante membranas en arreglo de etapas múltiples o cascada.

Aunque los ejemplos de cálculo presentados se refieren a mezclas binarias, la metodología es extensiva a mezclas multicomponentes siempre que sean conocidas las permeabilidades de cada gas en la mezcla. Solo conocemos las permeabilidades de gases puros. En cambio, para el diseño de las columnas de destilación se dispone de abundantes datos experimentales y modelos matemáticos que permiten calcular la constante de equilibrio termodinámico en función de las composiciones de la mezcla líquido y vapor.

VI. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Ray R., R.W. Wytychlerley, D. Newbold, S. McCray, D. Friesen, and D. Brose. Synergistics membrane-based hybrid separation systems. *Journal of Membrane Science*, 199162:347, p 369.
- [2] S. Weller and W.A. Steiner. Engineering aspects of separation of gases, Fractional permeation through membranes. *Chemical Engineering Progress*, 1950, 46(11), 585.
- [3] Geankoplis C. John, *Transport Process and Separation Process Principles*, Prentice Hall Fourth Edition, 2003, p 840.
- [4] Hoffman E. J. *Membrane Separations Technology: single-stage, multistage, and differential permeation*. Publisher: Elsevier Science & Technology Books, 2003
- [5] Armijo C. J., *Separación mediante membranas I Analogía entre destila-*

ción Flash y módulo de mezcla completa, Rev. Per. De Químicas e Ing. Química, 2012, 15: 36-48.

[6] Armijo C. J., Separación mediante membranas II Analogía entre destilación en columna y el permeado de

gases en arreglo de etapas múltiples, Rev. Per. De Químicas e Ing. Química, 2014, 17: 41-47.

[7] Henley E., J.D. Seader, Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química, Edit. Repla S.A. 1990, p 611.