

Optimización del Proceso de Separación de Gases por Membranas

DETERMINACIÓN DEL NÚMERO ÓPTIMO DE ETAPAS DE MEMBRANA Y CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA LA CAPTURA DE CO₂ A PARTIR DE GASES EFLUENTES DE PLANTAS DE GENERACIÓN DE ELECTRICIDAD A BASE DE CARBÓN.

Resumen: Este trabajo trata sobre la optimización del diseño del proceso de captura de CO₂ por membranas a partir de gases generados en una planta de combustión de carbón. Diferentes configuraciones alternativas son embebidas simultáneamente en una superestructura a partir de la cual se deriva el modelo matemático que permite determinar la configuración óptima del proceso de separación, el área de membrana y consumo de potencia en cada etapa, y las correspondientes condiciones de operación.

Precisamente, se propone minimizar el área total de membrana, adoptando como metas de diseño una recuperación de CO₂ del 85.00% y pureza de 98.00% en la corriente enriquecida de CO₂. Dicho problema se resolverá para dos tipos de flujos: contra-corriente y co-corriente. Las soluciones óptimas obtenidas para cada tipo de flujo son analizadas y comparadas en términos de la distribución de áreas, flujos, composiciones y la contribución individual de cada compresor al consumo total de potencia.

Palabras Claves: Diseño y síntesis óptima; separación por membrana; plantas de potencia de carbón; captura de CO₂; optimización simultánea; GAMS

Abstract: This work deals with the optimal design of membrane-based separation processes for CO₂ capture from coal fired power plant flue gasses. Different alternative configurations are simultaneously embedded in a superstructure from which a mathematical model is derived with the main aim to determine the optimal configuration of the separation process, the membrane area and the power consumption in each stage, and the corresponding operating conditions.

Precisely, the total membrane area is proposed for minimization, assuming as main design targets, 85 % CO₂ recovery and 98 % of purity on the CO₂-rich stream. The mentioned problem will be solved for two flow types: counter-current and co-current. The optimal solutions obtained for each flow type will be analyzed and compared in terms of membrane area distribution, flows, compositions and the individual contribution of each compressor to the total power consumption.

Keywords: Optimal synthesis and design; membrane-based separation; coal fired power plants; CO₂ capture; simultaneous optimization; GAMS.

Ana M. Arias⁽¹⁾, Miguel C. Mussati^(1,2), Nicolás J. Scenna⁽¹⁾, Sergio F. Mussati^(1,2)

⁽¹⁾CAIMI - Centro de Aplicaciones Informáticas y Modelado en Ingeniería. UTN, FRRo - Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional Rosario, Zeballos 1346 S2000BQA, Rosario, Argentina.

⁽²⁾INGAR(CONICET-UTN) - Instituto de Desarrollo y Diseño, Avellaneda 3657 S3002GJC, Santa Fe, Argentina.

Mail: mussati@santafe-conicet.gov.ar

INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

La matriz energética mundial aún depende fuertemente de los combustibles fósiles, una alternativa viable para afrontar en el mediano plazo la mitigación de las emisiones de gases de efecto invernadero son las tecnologías de captura y almacenamiento de CO₂. (IPCC, 2014; OECD/IEA, 2014).

Numerosas tecnologías de separación, tales como la absorción química con aminas, la adsorción con cambio de presión (PSA) o con cambio de temperatura (TSA), separación criogénica y separación con membranas (este método es abordado en el trabajo de Khalilpour et al. (2015)), pueden considerarse como soluciones competitivas para la captura de CO₂. Los desafíos asociados a estas tecnologías son la reducción de sus costos operativos y de inversión, además de la mejora en la eficiencia de separación con el fin de obtener altos niveles de captura de CO₂ a partir de corrientes de gases que se caracterizan por caudales altos con bajas concentraciones de CO₂.

Este trabajo propone aplicar la programación matemática y optimización rigurosa para determinar la síntesis y el diseño óptimo de procesos de separación con membranas basados en multi-etapas, para la captura de CO₂ a partir del efluente gaseoso de una planta de generación a base de carbón. Como se detallará más adelante, se plantea una superestructura en la que se incluyen diferentes arreglos de múltiples etapas de membrana. A partir de ésta, se propone un modelo matemático del tipo no lineal (NLP) con el fin de determinar el número óptimo de etapas, sus interconexiones, tamaños y condiciones de operación. La principal contribución de este trabajo es proponer un enfoque sistemático que permita investigar y contribuir con nuevas configuraciones de procesos de separación múltiples etapas, no abordadas hasta el momento. A continuación, se describirá la superestructura

propuesta para la optimización y el correspondiente modelo matemático para cada tipo de flujo. Finalmente, se presenta la discusión de resultados y conclusiones.

METODOLOGÍA

Representación de la Superestructura

La superestructura propuesta para su optimización se ilustra en la Figura 1, en ella se detallan 4 etapas de separación diferentes, como primera aproximación, quedan representadas diferentes configuraciones alternativas por medio de la inclusión de mezcladores y separadores de flujo. Este enfoque conceptual fue aplicado con anterioridad por Qi et al. (2000) y Uppaluri et al. (2004) pero para el tratamiento de gas natural y para recuperación mejorada de petróleo.

La ubicación estratégica tanto de separadores como mezcladores permiten la recirculación parcial o total de flujos (permeados o retenidos, las corrientes de ciclo se representan por guiones verdes) entre membranas y, así también, la descarga al ambiente de ciertas corrientes de retenido (líneas de guiones en celeste) y permeado (líneas de puntos en rojo). Del mismo modo, los mismos permiten eliminar la etapa S2 y/o S4, si así lo requiere el algoritmo de optimización, permitiendo así determinar la configuración óptima, que será aquella que pueda alcanzar las metas de diseño previstas (recuperación del 85 % de CO₂ y una pureza de 98 % en la corriente rica en CO₂), utilizando la mínima cantidad de área total. Es importante destacar que las etapas S1 y S3 se asumen fijas en la superestructura, así como el compresor para la corriente rica en CO₂ (C5) y el expansor (EXP) para recuperar la energía de la corriente gaseosa antes de liberarla al ambiente. En otras palabras, la selección

de dichas unidades de proceso no forman parte de las decisiones del modelo, pero si sus flujos, composiciones, presiones, áreas y potencias requeridas.

Como se observa en la Fig. 1, la superestructura incluye un compresor por cada corriente de permeado (que representa la alimentación para una etapa posterior), para incrementar así su presión y en consecuencia la fuerza impulsora para la separación.

Los caudales molares de las corrientes en [mol/s] se identifican con la variable F , haciendo uso de los subíndices “F” si se trata de la corriente de alimentación, “R” si es la corriente de retenido y “P” si se trata de la corriente de permeado, indicando con “S1, S2, S3 o S4” la etapa de separación a la que se refiere. El subíndice “rej” identifica a las corrientes de desecho y las corrientes de reciclo se identifican con los subíndices: “M2_M1, M4_M1, M3_M4, M4_M3”, indicando la primer M y el número la membrana de partida y la 2^{da} M y su número la membrana a la que se recicla el caudal F . Las fracciones molares se identifican con la letra x , utilizando además de los subíndices antes mencionados el subíndice “i” que varía de 1 a 2 siendo: “1 = CO₂” y “2 = N₂”.

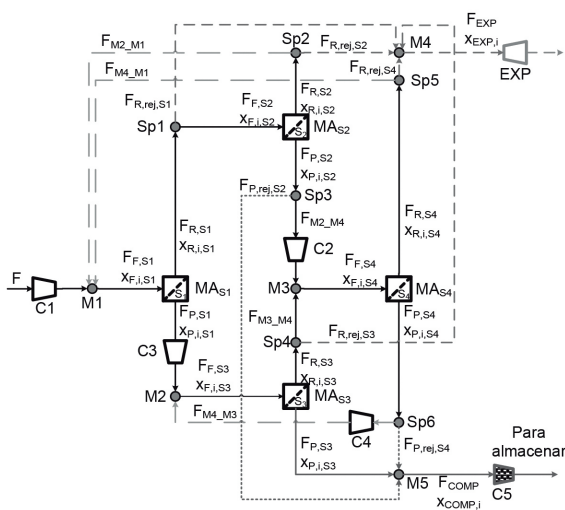


Figura 1. Superestructura de configuraciones alternativas.

En el diseño y síntesis de procesos existen muchas relaciones de compromiso que deben ser tenidas en cuenta. Por ejemplo, la relación entre la pureza y la recuperación de CO₂ de una sola membrana, así como la relación que existe entre la potencia requerida por el compresor y/o bomba de vacío y el área de la membrana, cuanto mayor sea el área de la membrana menor la potencia requerida y viceversa. El número de relaciones de compromiso se incrementa, naturalmente, al considerar más etapas de separación.

Hipótesis de Modelado y Modelo Matemático

Hipótesis

Las principales hipótesis utilizadas para derivar el modelo matemático se enumeran a continuación:

- Se considera condiciones isotérmicas y modelo de solución-difusión en todas las membranas.
- Se asume flujo pistón en ambos lados de cada membrana.
- El gas efluente consiste de una mezcla gaseosa ideal compuesta por CO₂, O₂ y N₂.
- No se considera la dependencia de la permeabilidad con la presión.
- Se considera despreciable la caída de presión en cada lado de la membrana.

Modelo Matemático

La Figura 2 muestra una representación esquemática de la 1er membrana (1er etapa de separación, S1) para ambos patrones de flujo, incluye además la nomenclatura utilizada para los modelos matemáticos correspondientes a cada patrón.

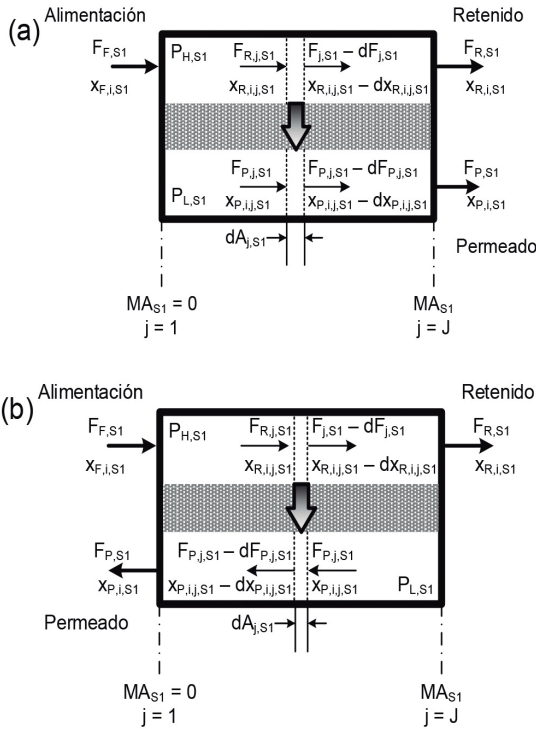


Figura 2. Representación esquemática y nomenclatura usada para la derivación de los modelos. (a) Flujo co-corriente. (b) Flujo contra-corriente.

Modelo Matemático para el Patrón de Flujo Co-corriente

Balace de Masa en Cada Etapa de Separación (S1, S2, S3, y S4)

La difusión de la masa a través de un diferencial de área de la membrana para cada componente “i” en la primer etapa S1 se puede representar por la Ecuación (1):

$$\frac{-d(F_{R,j,S1} x_{R,i,j,S1})}{dA_{j,S1}} = Perm_i [P_{H,j,S1} x_{R,i,j,S1} - P_{L,j,S1} x_{P,i,j,S1}] \quad (1)$$

dónde $F_{R,j,S1}$ representa caudal de retenido en la etapa S1 en [mol/s], $x_{R,i,j,S1}$ y $x_{P,i,j,S1}$ se refieren a las fracciones molares del componente “i” en el retenido y permeado respectivamente a lo largo del área “j”. La permeabi-

lidad del componente “i” se expresa como Permi en [mol/(m² s MPa)], $P_{H,j,S1}$ y $P_{L,j,S1}$ representan la presión en la corriente de retenido y permeado, respectivamente, ambas en [MPa].

Al implementar el método de discretización de diferencias finitas hacia atrás (backward finite difference method, BFDM) a partir de la ecuación (1), se obtiene el siguiente conjunto de ecuaciones algebraicas:

$$\frac{1(J-1)}{2 MA_{S1}} [-3 F_{R,j,S1} x_{R,i,j,S1} + 4 F_{R,j+1,S1} x_{R,i,j+1,S1} - F_{R,j+2,S1} x_{R,i,j+2,S1}] + \dots + Perm_i [P_{H,j,S1} x_{R,i,j,S1} - P_{L,j,S1} x_{P,i,j,S1}] = 0 \quad j=1 \quad (2)$$

$$\frac{1(J-1)}{2 MA_{S1}} [-F_{R,j,S1} x_{R,i,j,S1} + F_{R,j+2,S1} x_{R,i,j+2,S1}] + \dots + Perm_i [P_{H,j+1,S1} x_{R,i,j+1,S1} - P_{L,j+1,S1} x_{P,i,j+1,S1}] = 0 \quad j=1 \quad (3)$$

$$\frac{1(J-1)}{2 MA_{S1}} [F_{R,j,S1} x_{R,i,j,S1} - 4 F_{R,j+1,S1} x_{R,i,j+1,S1} + 3 F_{R,j+2,S1} x_{R,i,j+2,S1}] + Perm_i [P_{H,j+2,S1} x_{R,i,j+2,S1} - P_{L,j+2,S1} x_{P,i,j+2,S1}] = 0 \quad j=1,3,\dots,J-2 \quad (4)$$

La fracción molar en la corriente permeada puede aproximarse de la siguiente manera:

$$[x_{P,i,j,S1} (F_{F,S1} - F_{R,j,S1})] = [(-1)F_{R,j,S1} x_{R,i,j,S1} + F_{F,S1} x_{F,i,S1}] \quad j=2,3,\dots,J-1, J \quad (5)$$

La suma de las fracciones molares a ambos lados de la membrana es:

$$\sum_{i=1}^{NoComp} x_{P,i,j,S1} = 1 \quad j=1,2,\dots,J-1, J \quad (6)$$

$$\sum_{i=1}^{NoComp} x_{R,i,j,S1} = 1 \quad j=1,2,\dots,J-1, J \quad (7)$$

El “stage cut” ($\Phi_{H,j,S1}$) es la fracción del caudal de alimentación que la membrana permea (Pan y Habgood, 1978) y el flujo de permeado a través del área de membrana se determinan a partir de las ecuaciones (8) y (9).

$$\Phi_{H,j,S1} F_{F,S1} = F_{F,S1} - F_{R,j,S1} \quad j=1,3,\dots,J \quad (8)$$

$$F_{P,j,S1} = F_{F,S1} - F_{R,j,S1} \quad j=1,3,\dots,J \quad (9)$$

Los balances globales y por componentes de cada etapa se detallan en las ecuaciones (10) y (11):

$$F_{F,MS} = F_{R,MS} + F_{P,MS} \quad \text{MS=S1, S2, S3, S4 (10)}$$

$$F_{F,MS} x_{F,i,MS} = F_{R,MS} x_{R,i,MS} + F_{P,MS} x_{P,i,MS} \quad \text{MS=S1, S2, S3, S4 (11)}$$

Balance de Masa en Cada Mezclador (M1, M2, M3, y M4)

Las ecuaciones (12) y (13) detallan los balances de masa global y por componentes para el mezclador M1, ecuaciones similares se aplican para los mezcladores M2, M3 y M4.

$$F + F_{M2,M1} + F_{M4,M1} = F_{F,S1} \quad (12)$$

$$F x_{F,i} + F_{M2,M1} x_{M2,M1,i} + F_{M4,M1} x_{M4,M1,i} = F_{F,S1} x_{F,i,S1} \quad (13)$$

Balances de Masa en Cada Separador (Sp1, Sp2, Sp3, Sp4, Sp5)

En la ecuación (14) se detalla el balance de masa del separador Sp1, ecuaciones similares son propuestas para el resto de los separadores (Sp2, Sp3, Sp4, Sp5).

$$F_{R,S1} = F_{R,rej,S1} + F_{F,S2} \quad (14)$$

Consumo de Potencia en Cada Compresor

El consumo de potencia en [MW] del compresor C1 se detalla en la ecuación (15), ecuaciones análogas son utilizadas para los compresores C2, C3, C4 y C5.

$$W_{C1} = \frac{F}{\eta} \left(\frac{k}{k-1} \right) R T \left[\left(\frac{P_H}{P_L} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (15)$$

R es la constante de los gases en [m3 MPa/(mol K)] y T la temperatura de trabajo de las membranas en [K], F se refiere al caudal de alimentación [mol/s], k es la razón específica de calor, η es el rendimiento del compresor. Finalmente, PH y PL se refieren, respecti-

vamente, a las presiones de operación alta y baja.

Se emplea una ecuación similar para computar la potencia recuperada por el expansor EXP.

$$W_{EXP} = \frac{F_{EXP}}{\eta} \left(\frac{k}{k-1} \right) R T \left[\left(\frac{P_H}{P_L} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (16)$$

La potencia neta TNP en [MW] requerida por la configuración del proceso está dada por la Ec. (17), en donde se realiza la suma de las potencias consumidas por los compresores restando la recuperada en el expansor:

$$TNP = W_{C1} + W_{C2} + W_{C3} + W_{C4} + W_{C5} - W_{EXP} \quad (17)$$

REC se refiere a la recuperación global de CO2, mientras que, REC_MS se corresponde con la recuperación de CO2 en cada etapa "MS", siendo:

$$REC = \frac{F_{COMP} x_{COMP,CO2}}{F_F x_{F,CO2}} \quad (18)$$

$$REC_{MS} = \frac{F_{P,MS} x_{P,CO2,MS}}{F_{F,MS} x_{F,CO2,MS}} \quad \text{MS = S1, S2, S3, S4 (19)}$$

El área total de las membranas TMA en [m2] de la superestructura propuesta se computa por medio de la siguiente restricción, dónde MAMS representa el área de la membrana correspondiente a la etapa de separación "MS":

$$TMA = \sum_{MS=S1}^{S4} MA_{MS} \quad \text{MS = S1, S2, S3, S4 (20)}$$

Modelo Matemático para el Patrón de Flujo Contra-corriente

El modelo matemático para el patrón contra-corriente se obtiene al reemplazar las ecuaciones (2) a (11) por las siguientes Ecs. (21) a (29).

$$\frac{1}{2} \frac{(J-1)}{MA_{S1}} [-F_{R,j,S1} x_{R,i,j,S1} + F_{R,j+2,S1} x_{R,i,j+2,S1}] + \dots + Perm_i [P_{H,j+1,S1} x_{R,i,j+1,S1} - P_{L,j+1,S1} x_{P,i,j+1,S1}] = 0 \quad j=1 \quad (21)$$

$$\frac{1(J-1)}{2 \cdot MA_{S1}} [F_{R,j,S1} x_{R,i,j,S1} - 4 F_{R,j+1,S1} x_{R,i,j+1,S1} + 3 F_{R,j+2,S1} x_{R,i,j+2,S1}] + \dots + Perm_i [P_{H,j+2,S1} x_{R,i,j+2,S1} - P_{L,j+2,S1} x_{P,i,j+2,S1}] = 0 \quad j=1,3,\dots,J-2 \quad (22)$$

La fracción molar en la corriente permeada se aproxima a partir de la siguiente ecuación:

$$F_{P,j,S1} x_{P,i,j,S1} = F_{R,(j=J),S1} x_{R,i,(j=J),S1} - F_{R,j,S1} x_{R,i,j,S1} \quad j=2,3,\dots,J-1, J \quad (23)$$

La sumatoria de las fracciones molares en el permeado y retenido están dadas por:

$$\sum_{i=1}^{NoComp} x_{P,i,j,S1} = 1 \quad j=1,2,\dots,J-1, J \quad (24)$$

$$\sum_{i=1}^{NoComp} x_{R,i,j,S1} = 1 \quad j=1,2,\dots,J-1, J \quad (25)$$

El “stage cut” y el flujo de permeado a lo largo del área de la membrana se determina de la manera siguiente.

$$Ph_{i,j,S1} F_{F,S1} = F_{F,S1} - F_{R,j,S1} \quad j=1,2,\dots,J-1, J \quad (26)$$

$$F_{P,S1,j} = F_{R,(j=J),S1} - F_{R,j,S1} \quad j=1,2,\dots,J-1, J \quad (27)$$

Los balances globales y por componentes en todas las etapas de separación se especifican en las Ecs. (28) y (29):

$$F_{F,MS} = F_{R,MS} + F_{P,MS} \quad MS=S1, S2, S3, S4 \quad (28)$$

$$F_{F,MS} x_{F,i,MS} = F_{R,MS} x_{R,i,MS} + F_{P,MS} x_{P,i,MS} \quad MS=S1, S2, S3, S4 \quad (29)$$

El conjunto resultante de ecuaciones algebraicas es implementado en GAMS [Brooke et al. (1998)], el cual es un sistema de modelado de alto nivel para la resolución de problemas matemáticos de gran escala. Se seleccionó el algoritmo de gradiente reducido general CONOPT 2.041 para resolver el problema NLP [Drud (1985)]. El modelo resultante incluye aprox. 1200 variables y 1700 ecuaciones, incluidas restricciones de igualdad y desigualdad.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Como se ha mencionado en la sección anterior, la superestructura propuesta en la Figura 1 se resuelve

para la función objetivo: Minimización de TMA, considerando dos patrones de flujo diferentes, co-corriente y contra-corriente. Los valores numéricos, para caracterizar la membrana y el gas efluente fueron tomados como parámetros a partir de los datos presentados por Kundu et al. (2014), y se listan Tabla 1.

Características del gas efluente	
Caudal [kmol/s]	20.95
Temperatura [°C]	40.00
Presión [kPa]	101.00
Composición [% molar]	
CO ₂	15.00
N ₂	81.00
O ₂	4.00
Características de la Membrana	
Membrana Polaris™	
Permeabilidad, [GPU]**	
CO ₂	1000.00
N ₂	50.00
O ₂	20.00
** 1 GPU = 3.35 10 ⁻¹⁰ mol/(m ² s Pa)	

Tabla 1. Valores numéricos asumidos como parámetros del modelo (Kundu et al. 2014).

Los resultados de la optimización se presentan en las Figuras 3, 4 y 5 y en la Tabla 2.

En la Figura 3 se diagraman las configuraciones óptimas obtenidas para el modelo de flujo contra-corriente [Figura 3(a)] y co-corriente [Figura 3(b)].

Se asume, como parámetro para el modelado, que la presión en el permeado es la atmosférica. La presión en la corriente retenida es una variable de optimización, a la que se le imponen cotas, siendo la cota superior igual a 3 MPa y la inferior igual a 0.3 MPa. Además, se

asume que la presión de todas las corrientes de retenido, de todas las etapas, toma el mismo valor. Como es de esperar, al minimizar el área total los valores de la presión del retenido se pegan a la cota superior impuesta, para lograr la máxima fuerza impulsora.

que en el co-corriente es necesaria su presencia para poder lograr el objetivo de separación deseado (85 % de recuperación de CO₂ con un 98 % de pureza).

Al comparar la Figura 3(a) con la 3(b), queda en evidencia que la configuración de flujo contra-corriente involucra tres etapas en vez de cuatro, esto se debe a la eficiencia de la separación involucrada en ambos casos.

No resulta sencillo realizar una comparación directa a partir de los resultados presentados en la Figura 3, para mayor claridad en Tabla 2 se comparan la recuperación, caudales de permeado y áreas de las membranas S1, de la configuración óptima obtenida con flujo contra-corriente, y S1 y S2, obtenida con co-corriente.

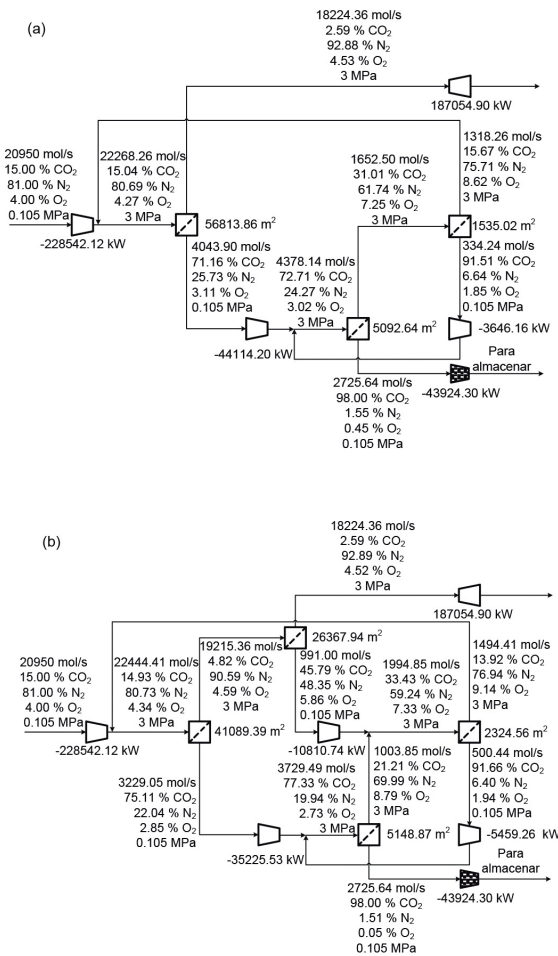


Figura 3. Configuraciones óptimas minimizando área total (a) Contra-corriente (b) Co-corriente.

Resulta interesante apreciar, cómo el patrón de flujo influye en la configuración final. La 2da etapa de separación queda eliminada de la configuración óptima del modelo de flujo contra-corriente, mientras

	Contra-corriente	Co-corriente
REC_S1 [%]	85.92	72.38
REC_S2 [%]	-	48.99
REC _(S1+S2) [%]	85.92	85.92
F _{F,CO2,S1} [mol/s]	3349.15	3350.95
F _{P,CO2,S1} [mol/s]	2877.64	2425.34
F _{P,CO2,S2} [mol/s]	-	453.78
F _{P,CO2,S1+S2} [mol/s]	2877.64	2879.12
MA _{S1} [m ²]	56813.86	41089.39
MA _{S2} [m ²]	-	26367.94
MA _{S1} + MA _{S2} [m ²]	56813.86	67457.33
TMA [m ²]	63441.52	74930.76
TNP [MW]	530.198	136.907

Tabla 2. Comparación de resultados óptimos de ambos modelos.

Al comparar la recuperación individual de la etapa S1 en ambos modelos, se puede observar que la del modelo co-corriente es claramente inferior a la del modelo contra-corriente. Para lograr la misma recuperación de CO₂ (85.92 %) el modelo co-corriente requiere dos etapas de separación (S1 y S2). El caudal de CO₂ permeado a la salida de S1 del modelo contra-corriente (2877.64 mol/s) es ligeramente infe-

rior (0.05 %) al total del CO₂ permeado por las etapas S1 y S2 combinadas del co-corriente. Otra evidencia de la menor eficiencia en la separación del modelo co-corriente, se aprecia al comparar las áreas requeridas en las dos etapas del modelo co-corriente y la etapa S1 del contra-corriente, dónde se aprecia un incremento de 18.73 % en la suma de las áreas de S1 y S2, siendo el TMA del modelo contra-corriente un 18.11% menor que la de la configuración total del co-corriente. La potencia neta total de la configuración co-corriente es un 74.18 % inferior a la del contra-corriente, debido al existente trade-off entre área y consumo de potencia. De esta forma queda demostrado que, al minimizar el área total de membrana del proceso, el modelo de flujo contra-corriente es más eficiente que el co-corriente.

En las Figuras 4(a) y 4(b) se puede apreciar cómo se distribuyen las áreas y los consumos de potencia para cada etapa, y la potencia recuperada en el expansor para ambos tipos de flujo.

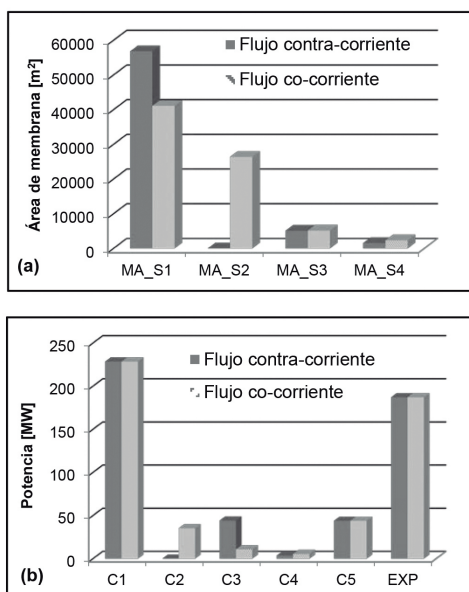


Figura 4. (a) Distribución óptima de TMA en las diferentes etapas. (b) Distribución del consumo de potencia en los diferentes compresores y potencia recuperada por el expansor.

La primer etapa S1 es la que mayor área requiere en las dos configuraciones, como se evidencia en la Figura 4(a). Al avanzar en la cascada del modelo co-corriente, las áreas van disminuyendo gradualmente, siendo la S4 la etapa con menor área. En la configuración en contra-corriente ocurre lo mismo, sin tener en cuenta la etapa S2 que fue eliminada. Esto se debe a la disminución de los caudales tratados, al ir avanzando corriente arriba en el proceso. La mayor diferencia entre una configuración y la otra está dada por la 2da etapa, mientras que en el modelo contra-corriente queda eliminada, en el co-corriente resulta la 2da en importancia.

En la Figura 4(b) puede observarse cómo la potencia consumida por el compresor C1, C5 y la recuperada por el expansor EXP en ambas configuraciones es la misma, debido a que tratan los mismos caudales y operan entre las mismas presiones, en ambas configuraciones. Resulta interesante observar las diferencias en consumo de los tres compresores restantes, el compresor C2 es el que mayor potencia requiere de la configuración co-corriente, seguido por C3, siendo el consumo de éste compresor un 20.14 % mayor en el modelo contra-corriente que en el co-corriente. El consumo en C4 en la configuración contra-corriente es un 49.73 % inferior a de la configuración co-corriente. Estos contrastes se deben a las diferencias en los caudales que atraviesan cada compresor, resultantes de la diferencia en la distribución final de las corrientes.

CONCLUSIONES

En este trabajo se presentó la optimización de un sistema de membranas multi-etapas para la captura de CO₂ a partir del efluente gaseoso proveniente de plantas de generación a base de carbón. Se desarrolló

un modelo matemático NLP y fue implementado en GAMS para la determinación del número óptimo de etapas, áreas de membranas, caudales y presiones para la utilización del mínimo área total (TMA). Se evaluaron dos patrones de flujo: contra-corriente y co-corriente. Se compararon los resultados obtenidos por ambos modelos. Se realizó una comparación de las configuraciones óptimas obtenidas para cada tipo de flujo y se encontró que el tipo de flujo incide fuertemente sobre la configuración final. Se puede concluir que el modelo contra-corriente, en términos de área total de membranas es más eficiente para realizar la separación estipulada.

A pesar de las hipótesis simplificadoras utilizadas

para el desarrollo del modelo propuesto, los resultados obtenidos son promisorios y es necesario realizar un análisis exhaustivo de diferentes aspectos que no fueron estudiados en este trabajo, así como la extensión del modelo a un comportamiento no ideal de la mezcla gaseosa, la inclusión del H₂O como componente, entre otras acciones tendientes al desarrollo de un modelo más riguroso.

AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen en especial los recursos brindados tanto por la UTN (Rectorado UTN y FRRO), como así también por CONICET.

REFERENCIAS

- IPCC, 2014, "Climate Change 2014: Mitigation of Climate Change. Contribution of Working Group III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change" [Edenhofer, O., R. Pichs-Madruga, Y. Sokona, E. Farahani, S. Kadner, K. Seyboth, A. Adler, I. Baum, S. Brunner, P. Eickemeier, B. Kriemann, J. Savolainen, S. Schlömer, C. von Stechow, T. Zwickel and J.C. Minx (eds.)]. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA.
- OECD/IEA, 2014, "Key World Energy Statistics", IEA Publishing. License: <http://www.iea.org/t&c/termsandconditions/>
- Kundu P.K., Chakma A., Feng X., 2014. Effectiveness of membranes and hybrid membrane processes in comparison with absorption using amines for post-combustion CO₂ capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 28: 248–256.
- Qi R., Henson M.A., 2000. Membrane system design for multicomponent gas mixtures via mixed-integer nonlinear programming. *Computers and Chemical Engineering* 24: 2719–2737.
- Uppaluri, R.V.S., Linke, P., Kokossis, A.C., 2004. Synthesis and optimization of gas permeation membrane networks. *Industrial & Engineering Chemistry Research* 43 (15): 4305-4322.
- Brooke A., Kendrick D., Meeraus A., Raman R., 1998. GAMS: A user's guide, GAMS Development Corporation, Washington, USA.
- Drud A.S., 1985. CONOPT: A GRG Code for Large Sparse Dynamic Non-linear Optimization Problems, *Mathematical Programming* 31: 153-191.
- Pan, C.-Y. and Habgood, H. W. (1978), Gas separation by permeation Part I. Calculation methods and parametric analysis. *Can. J. Chem. Eng.*, 56: 197–209.