

Equilibrio líquido-vapor de la mezcla CO₂/acetona entre 10 °C y 80 °C

G. E. Ramírez-Ramos, D. Salavera, A. Coronas*

*Universitat Rovira i Virgili, Dep. Ingeniería Mecánica, CREVER, Avda. Països Catalans 26,
43007 Tarragona, España.*

* alberto.coronas@urv.cat

Resumen

En este trabajo se ha determinado el equilibrio líquido-vapor de mezclas de dióxido de carbono/acetona en un intervalo de temperaturas de 10 °C a 80 °C, y fracciones molares de CO₂ inferiores a 0.8. Las medidas de presión de vapor se han realizado por medio de un nuevo dispositivo basado en el método estático, y la composición de las fases se ha determinado por medio de un método termodinámico iterativo utilizando la ecuación de Redlich Kwong Soave para ambas fases, obteniéndose un parámetro de interacción binaria propio de esta mezcla. Los resultados experimentales se han comparado con los escasos datos encontrados en la literatura, obteniendo desviaciones relativas inferiores al 8 %. Finalmente, los valores de presión de vapor se han correlacionado por medio de la ecuación de Antoine con la temperatura y la fracción molar de CO₂ en la fase líquida.

Palabras clave: equilibrio líquido-vapor, dióxido de carbono, acetona, presiones de vapor, ecuación de estado de Redlich Kwong Soave.

Introducción

El consumo eléctrico debido al uso de climatización y refrigeración se ha incrementado exponencialmente en los últimos años debido al aumento significativo de la población en el mundo [1]. Las tecnologías convencionales de climatización y refrigeración, en su mayoría sistemas de compresión de vapor, tienen además un elevado impacto medioambiental, debido a las emisiones gases de efecto invernadero, tanto por emisión directa de refrigerantes halogenados HCFC y HFC utilizados, como por las emisiones indirectas de CO₂ debidas a la generación de la electricidad consumida. Estas emisiones pueden atenuarse con políticas de fomento de la eficiencia energética en los sistemas refrigeración y la sustitución de los refrigerantes sintéticos actuales por otros con menor potencial de calentamiento global (ODP) como son los refrigerantes naturales, como el amoníaco, el agua o el dióxido de carbono [2]. Éste último presenta un gran interés por ser inocuo, tener una relación de compresión baja respecto a refrigerantes convencionales, buena compatibilidad con materiales y lubricantes, buena disponibilidad y bajo precio [3-8]. La principal desventaja del CO₂ es la elevada presión de trabajo, y la baja temperatura crítica (31°C), además de una entalpia de cambio de fase baja. Una tecnología adecuada para este refrigerante son las bombas de calor de compresión/resorción con mezclas de CO₂/acetona, en ciclos subcríticos con menores presiones y relaciones de compresión, lo que redundará en mejores prestaciones y menores costes de inversión [5].

En la literatura pueden encontrarse algunas pocas referencias sobre propiedades termodinámicas de la mezcla CO₂/acetona, con un número escaso de datos experimentales [3, 4,9-13], particularmente del equilibrio líquido-vapor, fundamental en el estudio de los procesos de absorción y desorción que tienen lugar en el ciclo de compresión/resorción. Además de las

inconsistencias existentes en estos datos no abarcan todo el intervalo de trabajo de interés en las aplicaciones de bombas de calor de compresión/resorción.

El objetivo principal de este trabajo es obtener datos del equilibrio líquido-vapor de la mezcla CO₂/acetona, en un intervalo de temperatura, presión y composición adecuado para su utilización en bombas de calor y sistemas de refrigeración de compresión/resorción. Para ello, se ha utilizado un nuevo dispositivo de medida de la presión de vapor basado en el método estático y la ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave para la determinación de las composiciones de la fase líquida y vapor de la mezcla [14-16].

Parte experimental

Materiales. El dióxido de carbono (pureza $\geq 99.995\%$) fue suministrado por la empresa Abelló-Linde y la acetona (pureza $\geq 99.8\%$) por Honewell/Riedel-de Häen. Nitrógeno seco (pureza $>99.8\%$) suministrado por Messer Ibérica.

Dispositivo experimental. El dispositivo experimental utilizado en este trabajo para la medida de la presión de vapor de las mezclas CO₂/acetona, basado en el método estático, fue diseñado y construido por nuestro grupo, para mezclas a alta presión y temperaturas (Figura 1).

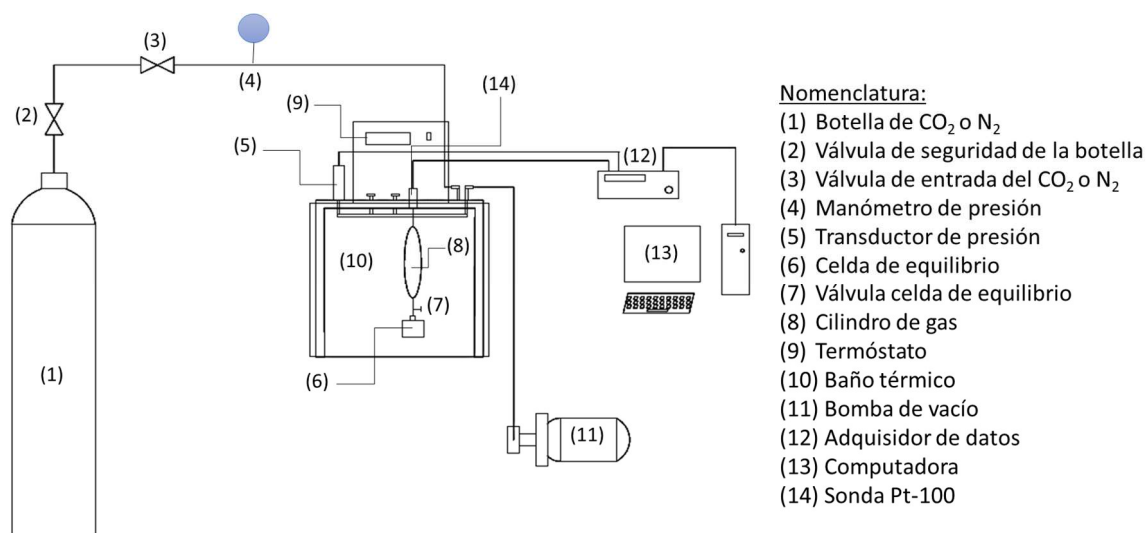


Figura 1. Esquema del dispositivo para la medición de la presión de vapor por el método estático.

La celda de equilibrio (6) utilizada tiene un volumen de (10.74 ± 0.02) cm³ y está construida en acero inoxidable para soportar alta presión y temperatura. La medición de la presión de vapor es directa, por medio de uno de los tres transductores de presión disponibles (5) (Druck mod. UNIK-5000) que abarcan distintos intervalos para una mejor exactitud (0-1 bar, 0-10 bar y 0-50 bar). La celda de equilibrio está sumergida en un baño térmico (10) de agua destilada, cuya temperatura se controla por medio de un termóstato Julabo (mod. EH) (9) que utiliza una sonda Pt-100 (14) conectada al propio termóstato para la regulación de la temperatura del baño. Además, el dispositivo incluye un cilindro auxiliar para la toma de CO₂ (8). El CO₂ proviene de una botella de gas comprimido (1) a través de una serie de válvulas (2 y 3). Para vaciar el sistema, se dispone de una bomba de vacío (11) COMECTA-IVYMEN. Los datos de temperatura y presión son recogidos en un sistema de adquisición de datos (12) Agilent (mod. 34970A) conectado a un ordenador (13), cuyo control y medida se realizan por medio de un programa específico desarrollado en Visual Engineering Environment (Agilent).

Los transductores de presión se han calibrado por medio de un procedimiento estándar [17], utilizando como patrón de referencia nitrógeno gas seco. La incertidumbre expandida en la medida de presión de vapor fue de ± 0.001 MPa y ± 0.0053 MPa para los transductores de 1-10 bar y de 10-50 bar, respectivamente. La sonda de temperatura fue calibrada siguiendo el procedimiento del ITS-90 [18]. La incertidumbre final de la medida de temperatura fue de ± 0.05 K. Todas las incertidumbres se dan con un nivel de confianza del 95% ($k=2$).

Procedimiento experimental. El procedimiento seguido comprende dos partes: preparación de la muestra y medición de la presión de vapor.

Para la preparación de las muestras, en primer lugar, se introduce una cantidad determinada de acetona, directamente en la celda de equilibrio, por medio de una jeringuilla. La cantidad de acetona introducida se determina por diferencia de masa midiendo ésta con una balanza analítica METTLER (AE206). A continuación, la celda de equilibrio se conecta al dispositivo experimental y se procede a la desgasificación para eliminar el aire y otros gases incondensables. Para ello, se sumerge la celda de medida en nitrógeno líquido y a continuación se eliminan los gases incondensables por acción de la bomba de vacío, durante 1 min.

El siguiente paso es la introducción de CO₂. Este es suministrado por una botella de gas comprimido y se introduce en el cilindro auxiliar. Midiendo la presión de vapor y la temperatura, se puede determinar la masa de CO₂ introducido, ya que el volumen es perfectamente conocido, por medio de una ecuación de estado específica para el CO₂ [19]. Una vez que se dispone de las cantidades iniciales de acetona y CO₂ se procede a abrir la válvula (7) que conecta el cilindro auxiliar y la celda de equilibrio, para que se produzca la mezcla, y se homogeneiza por medio de un agitador magnético (6). En el presente trabajo se ha medido la presión de vapor para composiciones desde 0.03 hasta 0.88 en fracción molar de CO₂.

Medida de la presión de vapor. Se introduce el sistema completo dentro del baño térmico y se selecciona la primera temperatura de consigna (10 °C). Cuando se estabiliza la presión y la temperatura de la mezcla, se registran ambos valores y se programa la siguiente temperatura. En este trabajo se midió desde 10 °C hasta 80 °C, con intervalos de 10 °C.

Modelización termodinámica

Cálculo de la composición de las fases en equilibrio

Una vez medida la presión de vapor a distintas temperaturas y composiciones globales de las mezclas de CO₂/acetona, se procede a determinar la composición de las fases por medio de un método termodinámico. En este caso, debido a la alta presión del CO₂ se optó por un método iterativo que utiliza una misma ecuación de estado tanto para la fase vapor como la fase líquida para calcular las fugacidades de cada componente e igualarlas. La ecuación de estado seleccionada fue Redlich-Kwong-Soave en función de trabajos anteriores [14].

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m(V_m + b)} \quad (1)$$

En la Ecuación (1), P es la presión (Pa), R es la constante de los gases ideales ($\text{m}^3 \text{Pa K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}$), T es la temperatura (K), V_m es el volumen molar (m^3/mol), a ($\text{Pa} \cdot \text{mol}^2/\text{m}^6$) el parámetro de atracción, b (m^3/mol) el parámetro de repulsión, y α la función- α de Soave. Para determinar los parámetros a y b de la mezcla binaria se aplicó una regla de mezcla estándar según la expresión:

$$a = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j \sqrt{a_i a_j} (1 - k_{ij}) \quad b = \sum_{i=1}^n x_i b_i \quad (2)$$

donde x_i y x_j es la fracción molar, a_i , a_j y b_i son los parámetros de atracción y repulsión de los componentes puros y k_{ij} es el parámetro de interacción binaria de la mezcla, el cual se obtendrá mediante un proceso de ajuste iterativo. Los parámetros de atracción y repulsión de cada componente puro se calculan por medio de las siguientes expresiones.

$$b_i = 0.08664 \frac{RT_{c,i}}{P_{c,i}} \quad (3)$$

$$a_i = 0.42748 \frac{(RT_{c,i})^2}{P_{c,i}} \quad (4)$$

En este trabajo se ha seleccionado la función α propuesta por Mathias *et al.* [20], por ser válida para fluidos supercríticos y subcríticos:

$$\alpha(T) = \left[1 + m_i \left(1 - T_{ri}^{1/2} \right) - \eta_i (1 - T_{ri})(0.7 - T_{ri}) \right]^2 \quad (5)$$

siendo T_{ri} la temperatura reducida y η_i el momento dipolar del componente i . El valor de m depende del factor acéntrico (ω) y se obtiene por medio de la siguiente correlación:

$$m_i = 0.48508 + 1.55171\omega_i - 0.15613\omega_i^2 \quad (6)$$

La composición de las fases se obtiene por un balance de materia y relaciones termodinámicas, por medio de un método iterativo que se ha realizado utilizando el software computacional de MATLAB®. En este método, se parte de valores conocidos de la masa de cada componente, y valores experimentales de presión, a temperatura constante. En equilibrio termodinámico, las fugacidades de cada componente en las fases líquida y vapor son iguales ($f_i^l = f_i^v$). Expresando las fugacidades en términos de coeficientes de fugacidad ($\phi_i^l x_i p = \phi_i^v y_i p$) se define la relación de equilibrio, denominado factor K (K-value en inglés), para cada componente, de acuerdo con la siguiente expresión:

$$K_i = \frac{\phi_i^l}{\phi_i^v} = \frac{y_i}{x_i} \quad (7)$$

Inicialmente, se fija un valor de $k_{ij} = 0$ por defecto, y se determinan los valores iniciales del factor K para el CO₂ (K_1^0) y la acetona (K_2^0) a partir de la siguiente correlación propuesta por Wilson [21]:

$$K_i^0 = \frac{p_{c,i}}{p} \exp \left[5.37(1 + \omega_i) \left(1 - \frac{T_{c,i}}{T} \right) \right] \quad (8)$$

siendo $p_{c,i}$ y $T_{c,i}$ la presión y temperatura reducidas del componente i . A continuación, se determina la calidad del vapor (q) resolviendo la ecuación de Rachford-Rice [22]:

$$\sum_{i=1}^2 \frac{z_i(K_i - 1)}{1 + q(K_i - 1)} = 0 \quad (10)$$

donde el factor K de cada componente (K_i) inicialmente toma el valor obtenido por la Ecuación (8). A partir de q , puede obtenerse la composición de las fases líquida (x_i) y vapor (y_i) de acuerdo a las siguientes expresiones obtenidas de las Ecuaciones (7) y (10).

$$x_i = \frac{z_i}{1 + q(K_i - 1)} \quad (11)$$

$$y_i = K_i x_i \quad (12)$$

Conocidas las composiciones, se recalcula el factor K para cada componente mediante la Ecuación (7), a partir de los coeficientes de fugacidad obtenidos de la ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave.

El factor K obtenido, se compara con el inicial y se repite el procedimiento hasta obtener una tolerancia determinada, que indica que la convergencia obtenida es óptima. A continuación, se determina el número de moles en la fase líquida (n^L) y en la fase vapor (n^V), a partir de las relaciones siguientes:

$$V = V^V + V^L \quad (13)$$

$$n^T = n^V + n^L \quad (14)$$

donde V , V^V y V^L son el volumen total, de vapor y de líquido, respectivamente, y n^T , n^V y n^L el número de moles totales, en fase vapor y en fase líquida, respectivamente. De estas expresiones, V y n^T son conocidos, y V^V y V^L se pueden determinar a partir de la ecuación de estado (utilizando la corrección de Peneloux para el volumen molar de la fase líquida). A partir del número de moles totales en cada fase, y las composiciones de las mismas obtenidas en las Ecuaciones (11) y (12), se obtiene el número de moles de cada componente en cada fase (n_i^L , n_i^V) y por tanto, el número total de moles de cada componente (n_i). La diferencia entre este valor y el inicial conforma la función objetivo que se minimiza para buscar el valor de k_{ij} adecuado.

En la Figura 2 se muestra un diagrama esquemático del algoritmo utilizado.

Correlación de los datos experimentales

Además de la ecuación de estado, los resultados de presión de vapor se correlacionaron con la temperatura y composición de la fase líquida por medio de la ecuación polinómica siguiente:

$$P = a_0 + a_1 w_{CO_2} + a_2 T + a_3 w_{CO_2}^2 + a_4 w_{CO_2} T + a_5 T^2 \quad (15)$$

donde P es la presión de vapor (MPa), w_{CO_2} la fracción másica de CO₂, T la temperatura (K) y a_i los coeficientes obtenidos mediante un ajuste de mínimos cuadrados de los resultados experimentales.

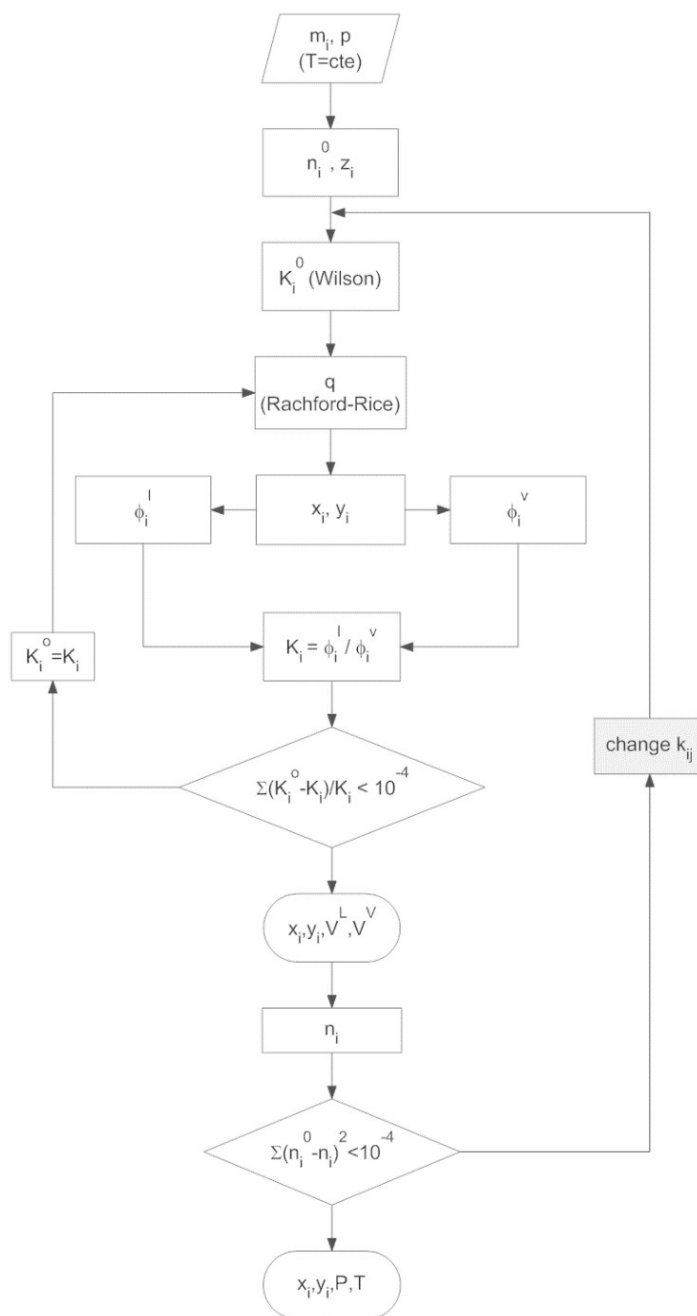


Figura 2. Diagrama de flujo del algoritmo utilizado para calcular la composición de las fases en equilibrio.

Resultados

En la Figura 3 se representa la presión de vapor a 20 °C y 80 °C en función de la fracción másica de CO₂ en las fases líquida y de vapor. En la gráfica, las líneas representan los valores de las curvas de burbuja y rocío, calculados por medio de la ecuación de estado de Redlich Kwong Soave. También se muestran los valores obtenidos en este trabajo, así como datos publicados en la literatura [3, 4, 9, 13, 23].

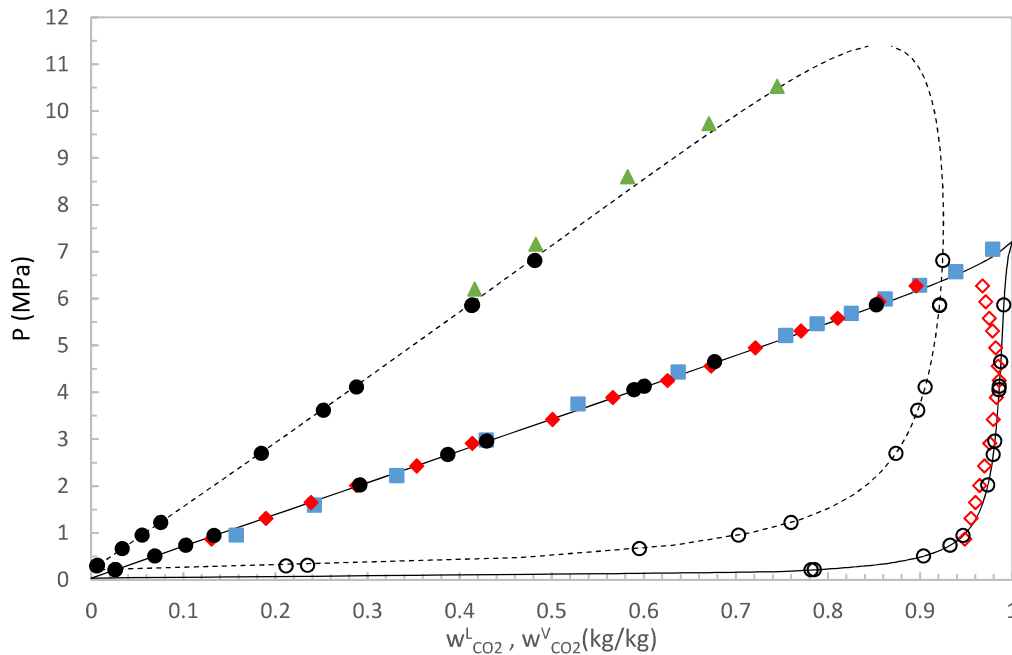


Figura 3. Diagrama *presión-composición* de la mezcla CO₂/acetona calculado con la ecuación de estado Redlich-Kwong-Soave a 20 °C (—) y 80 °C (- -), y valores experimentales de este trabajo (●), Chiu *et al.* [4] (■), Day *et al.* [23] (◆) y Hsieh *et al.* [3] (▲).

El valor del parámetro de interacción binaria obtenido en el ajuste de los datos experimentales fue el siguiente:

$$k_{ij} = 0.0156 - 5.14 \times 10^{-5} \cdot (T/K) \quad (16)$$

Para evaluar el ajuste con la ecuación de estado, se determinaron las desviaciones relativas entre los valores experimentales y los calculados con la ecuación de estado (Figura 4). La desviación máxima obtenida fue de 1.2 % y la desviación cuadrática media (RMSD) fue de 0.69 %. En la Figura 4 se observa que la mayoría de los valores están sobreestimados por la ecuación de estado, pero que se ajustan adecuadamente sin mostrar ningún tipo de tendencia en la desviación con la temperatura o la composición.

Comparando con los valores publicados en la literatura, puede observarse en la Figura 5 que las mayores desviaciones se producen a concentraciones bajas de CO₂, especialmente a temperaturas también bajas. Entre 0.25 y 1 en fracción másica de CO₂, las desviaciones son inferiores al 10 %. La mayor desviación relativa se obtuvo al comparar con Höhler *et al.* [13] siendo del 28 % (0.06 MPa en desviación absoluta), con una desviación cuadrática media (RMSD) de 6.6 %, en un intervalo de temperatura desde 15 °C hasta 25 °C, y de 0.1 a 0.8 en fracción másica de CO₂. Al comparar con Chiu *et al.* [4], la desviación máxima obtenida fue de 23 % y una desviación cuadrática de 5.5%, entre 20 °C y 40 °C y fracciones másicas de CO₂ desde 0.2 hasta 0.98. Comparando con Day *et al.* [23] se obtuvieron desviaciones máximas de 22% y cuadrática media de 4.8%, siendo el intervalo de temperatura entre 20°C y 40°C, y entre 0.2 y 0.9 en fracción másica de CO₂. Comparando con Hsieh [3], entre 40 °C y 80 °C, y fracciones másicas de CO₂ desde 0.5 hasta 0.85, la desviación máxima fue de 4.6% y cuadrática media de 3.0%. Finalmente, al comparar con Kayatama se obtuvieron las menores desviaciones, siendo 5.5% la desviación

máxima y 2.4 % la desviación media, en un intervalo desde 25 °C hasta 40 °C, y desde 0.05 hasta 0.98 en fracción másica de CO₂.

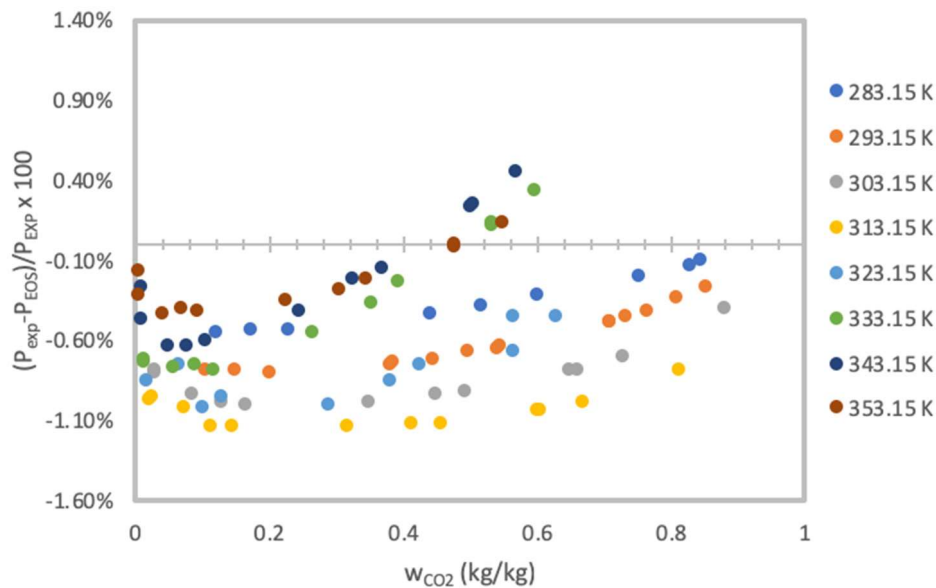


Figura 4. Desviación relativa entre los valores experimentales de presión de vapor, y los calculados por medio de la ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave, a las temperaturas y composiciones del presente trabajo.

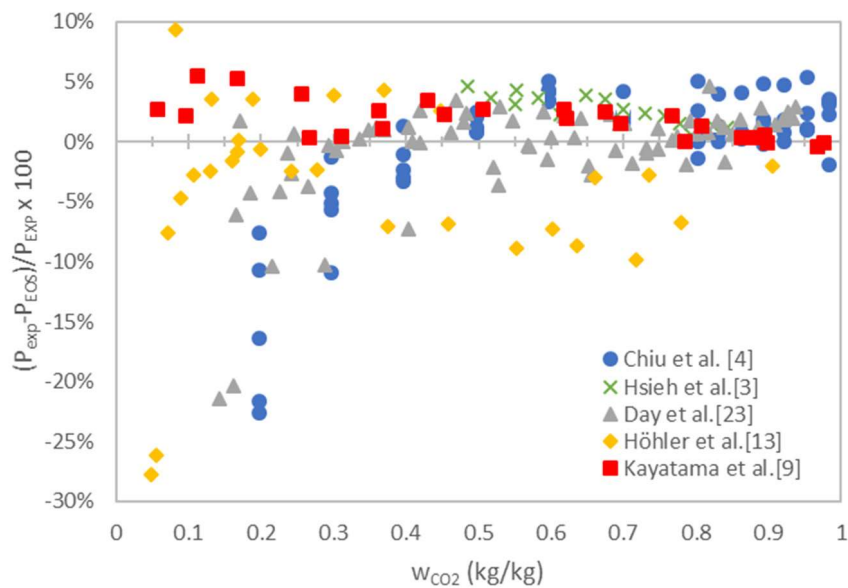
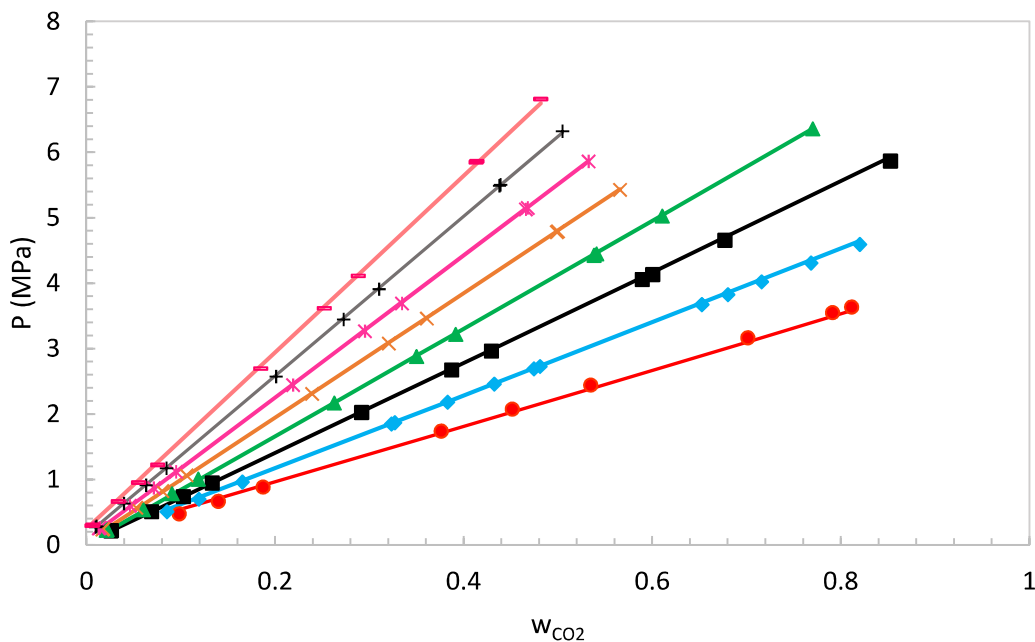


Figura 5. Desviación relativa entre los valores de presión de vapor de la literatura [3,4,10], y los calculados por medio de la ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave.

Una vez obtenida la composición de las fases en equilibrio, los resultados de presión se correlacionaron con la temperatura y composición en fracción másica de CO₂ para disponer de una ecuación sencilla (Ecuación (15)). En la Tabla 1 se muestran los valores de los coeficientes obtenidos por regresión de los datos experimentales por mínimos cuadrados. Esta correlación es válida en el intervalo desde 283.15 K hasta 353.15 K y fracciones másicas hasta 0.8.

Tabla 1. Coeficientes a_i de la Ecuación (16) para la presión de vapor de la mezcla CO₂/acetona.

Coeficiente	Valor
a_0	12.25
a_1	-33.35
a_2	-0.07852
a_3	0.1075
a_4	0.1325
a_5	0.0001261

**Figura 6.** Diagrama P - w de la mezcla CO₂/acetona desde 10 °C hasta 80 °C: ●, 10 °C; ◆, 20 °C; ■, 30 °C; ▲, 40 °C; ×, 50 °C; *, 60 °C; +, 70 °C; -, 80 °C. Los símbolos representan datos experimentales y las líneas los valores calculados con la Ecuación (16).

En la Figura 6 se muestran los resultados de presión de vapor calculada por medio de la Ecuación (15), junto con los resultados experimentales, para el intervalo de temperatura desde 283.15 K hasta 353.15 K. El ajuste es adecuado, aunque se obtuvieron algunas desviaciones altas, de hasta el 14 %, a bajas concentraciones de CO₂ (entre 0 y 0.2 en fracción másica). Para concentraciones más altas, las desviaciones obtenidas fueron inferiores al 2%.

Finalmente, se compararon los resultados de la Ecuación (16) de este trabajo con valores publicados en la literatura [3,4,9,13,23] para las mismas temperaturas y composiciones de CO₂. En la Figura 7 se muestra las desviaciones relativas obtenidas. Las desviaciones obtenidas fueron inferiores al 9 % en todos los casos, sin apreciar ninguna tendencia de la desviación ni respecto a la temperatura y ni la composición. La máxima desviación relativa se obtuvo al comparar con Höhler *et al.* [13] siendo del 48%. Al comparar con Chiu *et al.* [4] y Day *et al.* [23] se obtuvieron desviaciones máximas del 20%, y sólo del 6% al comparar con Kayatama *et al.* [9] y Hsieh y

Vrabec [3]. Por lo general, la comparación entre los valores calculados con la Ecuación (15) y con la ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave, con aquellos publicados la literatura, es muy similar, obteniéndose las mayores desviaciones a temperaturas y composiciones bajas, es decir, a los valores más bajos de presión.

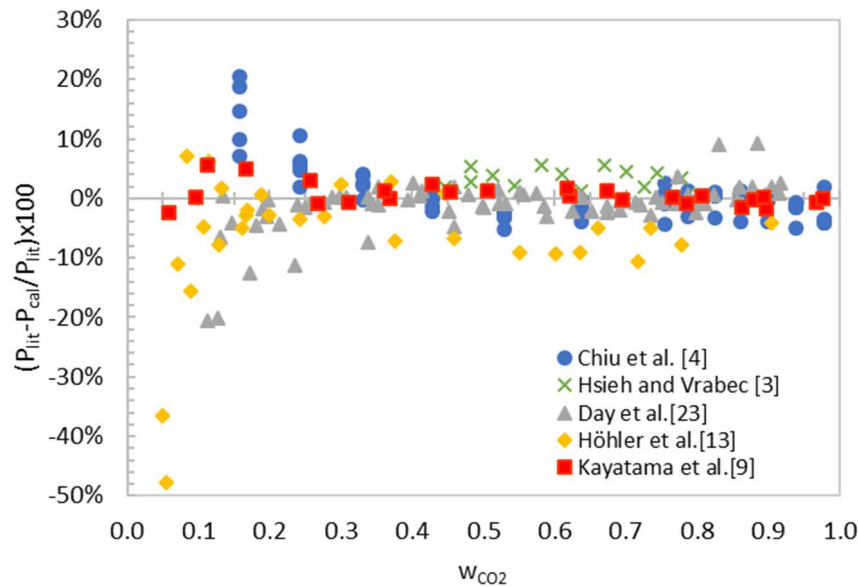


Figura 7. Desviaciones relativas entre la presión de vapor calculada por la Ecuación (16) y valores de la literatura.

Conclusiones

Se ha obtenido el equilibrio líquido-vapor de la mezcla CO_2 /acetona desde $10\text{ }^\circ\text{C}$ hasta $80\text{ }^\circ\text{C}$, y fracciones másicas de CO_2 desde 0.03 hasta 0.88. Las presiones obtenidas se encuentran entre 0.03 MPa y 6.81 MPa. La presión de vapor de la mezcla ha sido medida por medio de un nuevo dispositivo experimental basado en el método estático, y la composición de las fases ha sido calculada por medio de un método termodinámico iterativo utilizando la ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave. Los resultados de composición de las fases, presión y temperatura se compararon con los obtenidos por medio de la ecuación de estado, obteniendo desviaciones inferiores a 1.2%. Al compararlos con los valores publicados en la literatura, la mayoría de las desviaciones fueron inferiores al 7 % en el intervalo desde 0.3 hasta 1 en fracción másica de CO_2 , y de hasta 23 % para composiciones inferiores a 0.3, especialmente a temperaturas bajas ($20\text{-}25\text{ }^\circ\text{C}$).

Finalmente, los resultados de presión de vapor se correlacionaron con la temperatura y composición másica de la fase líquida mediante una ecuación polinómica, y se compararon con valores publicados por otros autores. Las desviaciones obtenidas fueron algo mayores que las de la ecuación de estado, aunque por lo general, a excepción de valores a bajas temperaturas y composición, fueron menores del 10%.

Tanto la ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave como la ecuación empírica obtenida en este trabajo, son de gran interés para cálculos de simulación y análisis de prestaciones de ciclos

termodinámicos para bombas de calor de compresión/resorción con CO₂/acetona como fluido de trabajo.

Agradecimientos

Los autores agradecen al Ministerio de Economía y Competitividad del España por la financiación recibida (DPI2015- 71306-R).

Referencias

- [1] Global Energy & CO₂ Status Report 2017, March 2018, ©OECD/IEA 2018 <https://www.iea.org/geco/>
- [2] R. Radermacher, Y. Hwang; Vapor Compression Heat Pumps with Refrigerant Mixtures, CRC Press, 2005 Boca Raton, Florida, U.S.A.
- [3] C. M. Hsieh, J. Vrabec, *J. Supercrit. Fluids*, 2015, 100, 160-166.
- [4] H. Y Chiu, M. J Lee, Ho-mu Lin, *J. Chem. Eng. Data*, 2008, 53, 2393-2402.
- [5] E. A. Groll, K. Kruse, *Die Kälte und Klimatechnik*, 1992, 45, 206-218.
- [6] E. A. Groll, *ASHRAE Transactions*, 1997, 103, 863-72.
- [7] G. Lorentzen, and P. Jostein, *Int. J. Refrig.*, 1993, 16, 4-12.
- [8] A. Pearson, *Int. J. Refrig.*, 2005, 28, 1140-48.
- [9] T. Kayatama, K. Ohgaki, G. Mackawa, M. Goto, T. Nagano, *J. Chem. Eng. Jpn.*, 1975, 8 (2), 89-92.
- [10] C.J. Chang, C-Y. Day, Ch-M. Ko, K-L. Chiu, *Fluid Phase Equilibria*, 1997, 131, 243-258.
- [11] J. Chen, W. Wu, B. Han, L. Gao, T. Mu, Z. Liu, T. Jiang, J. Du. *J. Chem. Eng. Data*, 2003, 48, 1544-1548.
- [12] W. Wu, J. Ke, M. Poliakoff, *J. Chem. Eng. Data*, 2006, 51, 1398-1403.
- [13] F. Höhler, R. Deschermeier, S. Rehfeldt, H. Klein, *Fluid Phase Equilibria*, 2018, 459, 186-195.
- [14] D. Salavera, M. I. Barba, A. Coronas, International Conference on Cryogenics and Refrigeration 2018, Shanghai (China).
- [15] G. E. Ramírez-Ramos, (2018) Master Thesis, Universitat Rovira i Virgili Tarragona, España).
- [16] R. J. B. Moreira-da Silva, (2018) Master Thesis, Universitat Rovira i Virgili Tarragona, España).
- [17] EA-10/17, EA (European co-operation Guidance on the Calibration of Electromechanical Manometers, July 2002, <http://www.european-accreditation.org>.
- [18] H. Preston-Thomas, The International Temperature Scale of 1990 (ITS-90), *Metrología* © Springer-Verlag, 27, 3-10 (1990).
- [19] R. Span, W. Wagner, *J. Phys. Chem. Ref. Data*, 1996, 25, 6, 1509-1596.
- [20] P. M. Mathias, H. C. Klotz, and J. M. Prausnitz, *Fluid Phase Equilibria*, 1991, 67, 31-44.
- [21] G. M. Wilson. AIChE Natl. Meeting, Cleveland, 1969.
- [22] H. H. Rachford, J. D. Rice. *Trans. AIME*, 2007, 195, 327.
- [23] C-Y. Day, C. J. Chang, Ch-Y. Chen, *J. Chem. Eng. Data*, 1999, 44, 365.