



CÁLCULO DE LA VISCOSIDAD DE HIDROCARBUROS A PARTIR DE LA ECUACIÓN CÚBICA DE ESTADO DE JARRAHIAN-HEIDARYAN

CALCULATION OF THE VISCOSITY OF HYDROCARBONS BASED OF THE CUBIC EQUATION OF STATE OF JARRAHIAN-HEIDARYAN

L.F. Cardona-Palacio*

Fundación Universitaria Luis Amigó. Medellín, Antioquia. Transversal 51A # 67B 90. Colombia. Departamento de Ciencias Básicas.

Recibido 26 de marzo de 2016; Aceptado 22 de septiembre de 2016

Resumen

Se plantea un nuevo modelo para la viscosidad basado en la similitud geométrica entre los diagramas PV (volumen molar)T y $P\mu$ (viscosidad)T para hidrocarburos de bajo peso molecular y dióxido de carbono, a partir de la ecuación cúbica de estado de Jarrahan-Heidaryan, tanto en la fase líquida como vapor. A partir de datos experimentales de la línea de saturación líquido-vapor y mediante regresión no lineal se determinaron parámetros y constantes propias del modelo. La nueva ecuación cúbica de estado basado en el modelo de Jarrahan-Heidaryan se calculó para 10 hidrocarburos y dióxido de carbono, obteniendo desviaciones promedio del 8.76% en relación con los datos experimentales. Se compararon los resultados con las ecuaciones de Letsou-Stiel, Lewis-Squires, Przedzicki-Sridhar, Orrick-Erbar en la fase líquida, mientras que para la fase gaseosa se probaron los modelos de Chung y *col.*, Lucas y Reichenberg. El modelo describe el comportamiento de la viscosidad de hidrocarburos de bajo peso molecular y dióxido de carbono, aplicable en regiones cerca de las condiciones críticas.

Palabras clave: ecuación de estado, hidrocarburos, viscosidad.

Abstract

This paper describes and evaluates a model for the prediction of viscosity based on the geometric similarity of the PV (molar volume)T and $P\mu$ (viscosity)T diagrams for low molecular weight hydrocarbons and carbon dioxide, based on the cubic equation of state of Jarrahan-Heidaryan, in liquid-vapour phase. From experimental data line of liquid-vapour saturation by nonlinear regression, parameters and constants were determined. The cubic equation of state of Heidaryan-Jarrahan was calculated for 10 hydrocarbons and carbon dioxide, obtaining average deviations of 8.76%. The results were compared with the equations of Letsou-Stiel, Lewis-Squires, Przedzicki-Sridhar, Orrick-Erbar in the liquid phase, while for the vapour phase models tested Chung et al., Lucas and Reichenberg. The model describes the behavior of the viscosity of low molecular weight hydrocarbons and carbon dioxide, applicable in regions near critical conditions.

Keywords: equation of state, hydrocarbons, viscosity.

1 Introducción

La viscosidad es una propiedad de transporte utilizada en diseño y optimización de procesos químicos y petroquímicos que involucran transporte de fluidos, agitación, mezcla, filtración, intercambio de calor (Imbert-González y *col.*, 2016) y concentración (Shukla y *col.*, 2007; Loria y *col.*, 2014; Jiménez-González y *col.*, 2015). Diferentes ecuaciones y correlaciones han sido propuestas en la literatura científica para predecir las viscosidades en diferentes condiciones de temperatura y presión, tal

es el caso de la correlación de Lohrenz y *col.*, Novak (Wu, Li y Jia, 2014), Pedersen y Fredenslund (Fan y Wang, 2006) las cuales se basan en el principio de los estados correspondientes, mientras que Sastri, Orrick y Erbar, Vogel-Fulcher-Tammann (VFT) expresan la dependencia de la viscosidad con respecto a la temperatura (Zheng, Tian y Mulero, 2013). Sin embargo la utilización de correlaciones presenta las siguientes desventajas: (1) rango de aplicación y precisión limitados; (2) la viscosidad tanto en fase

* Autor para la correspondencia. E-mail: luis.cardonapa@amigo.edu.co

líquida como en fase gaseosa, es calculada usando diferentes ecuaciones que pueden ser por tramos, independiente de la presión o por gráficas, mientras que la región cercana al punto crítico no es modelada; (3) la densidad es involucrada en la evaluación de la viscosidad de un fluido, requiriendo otros modelos para el cálculo de la misma (Guo y col., 1997).

Los modelos de viscosidad basados en ecuaciones de estado fueron descritos inicialmente por Philips, antes de 1912; por otra parte Little y Kennedy desarrollaron un modelo de viscosidad basado en la ecuación de estado de Van der Waals mientras que Lawall propone un modelo de viscosidad que depende de cuatro parámetros aplicable a hidrocarburos puros y sus mezclas (Fan y Wang, 2006); Guo y col., proponen bajo el modelo de ecuación cúbica de estado de Peng-Robinson y Patel-Teja el cálculo de viscosidades de hidrocarburos con desviaciones que varían entre 1.88-10.08% (Guo y col., 1997); por otro lado, Fan y Wang aplican el modelo de Peng-Robinson para el cálculo de la viscosidad en líquidos saturados de 10 hidrocarburos, con desviaciones promedio del 12.01% (Fan y Wang, 2006) en comparación con Wu y col., quienes a partir de la ecuación de Peng-Robinson y para 13 hidrocarburos de bajo peso molecular, nitrógeno y dióxido de carbono obtienen desviaciones promedio del 4.83% (Wu y col., 2014).

Los modelos de viscosidad basados en ecuaciones de estado presentan las siguientes ventajas: (1) la viscosidad de líquidos y gases es descrita por un solo modelo, aplicable en amplios rangos de temperatura y presión y en especial la región cercana al punto crítico; (2) modelos válidos para altas y bajas presiones y la densidad no está involucrada en los cálculos; (3) describen el equilibrio líquido-vapor usando un único modelo (Guo y col., 2001).

Se busca proponer una modificación de la ecuación de estado de Jarrhian-Heidaryan, la cual realice una predicción de la viscosidad de hidrocarburos de bajo peso molecular y dióxido de carbono en amplios rangos de temperatura y presión, en particular en regiones cercanas al punto crítico. A partir de datos experimentales de la línea de saturación líquido vapor y mediante regresión no lineal se determinaron parámetros y constantes asociadas al modelo. Finalmente se comparan los resultados obtenidos con correlaciones de viscosidad en fase líquida y vapor, tales como: Letsou-Stiel (Letsou y Stiel, 1973), Lewis-Squires, Przewdziecki-Sridhar (Reid, Prausnitz y Poling, 1987), Orrick-Erbar (Gardas y Coutinho, 2008) para la viscosidad en líquidos y para la viscosidad en fase vapor los modelos

de Chung y col. (Chung y Starling, 1988), Lucas (Reid y col., 1987) y Reichenberg (Goren y col., 1975).

2 Modelo de viscosidad basado en ecuación de estado de Jarrhian-Heidaryan, $JH\mu_0$

Se propone un nuevo modelo de viscosidad basado en la ecuación cúbica de estado de Jarrhian-Heidaryan (JH) (Jarrhian y Heidaryan, 2014), ya que ésta logra describir en un solo modelo las curvas de coexistencia líquido-vapor en amplios rangos de temperatura y presión. Debido a la similitud entre el diagrama PV (volumen molar) T y $P\mu$ (viscosidad) T se presenta un nuevo modelo donde las posiciones de T y P fueron intercambiadas; V reemplazada por μ , y la constante de los gases R por R' (Fan y Wang, 2006) definidas por las ecs. (1)-(6).

$$T' = \frac{R'P}{\mu - b} - \frac{\beta a}{\mu(\mu + b)} \quad (1)$$

$$\beta = 0.0028756 + 0.0014783 \ln(P_r) + \frac{0.0028963}{T_r} \quad (2)$$

$$T' = |T - 0.45T_c| \quad (3)$$

$$a = 0.49694 \frac{r_c^2 P_c^2}{T_c'} \quad (4)$$

$$b = 0.09012 \frac{r_c P_c}{T_c} \quad (5)$$

$$r_c = \frac{T_c' k_c}{0.3074 P_c} \quad (6)$$

De las ecs. (1)-(6), P denota la presión, bar; T la temperatura, K; μ la viscosidad, 10^{-7} Pa·s y los subíndices c denotan el estado crítico. De la Ec. (2), T_r y P_r corresponden a la temperatura y presión reducida, calculada como: $T_r = T/T_c$ y $P_r = P/P_c$. El coeficiente 0.45 de la Ec. (3) se escogió de acuerdo a la mínima desviación en la predicción de los datos experimentales, mientras que para el cálculo de la viscosidad crítica se realizará mediante la correlación propuesta por Uyehara y Watson dada por la Ec. (7) (Fan y Wang, 2006).

$$\mu_c = 7.7 T_c^{-1/6} M_w^{1/2} P_c^{2/3} \quad (7)$$

De la Ec. (7), T_c es la temperatura crítica en Kelvin, M_w el peso molecular en g/mol, P_c la presión crítica en bar, μ_c corresponde a la viscosidad crítica en micropoise: $1\mu P = 10^{-7}$ Pa·s.

De la Ec. (1), se define R' de acuerdo con la Ec. (8):

$$R' = \alpha(P_r)r_c \quad (8)$$

La función $\alpha(P_r)$ es dependiente de la presión, la cual debe satisfacer la condición del punto crítico con $\alpha = 1$ a una $P_r = 1$, de manera similar a la función α de las ecuaciones PV (volumen molar) T (Guo y col., 2001). La Ec. (9) corresponde a la propuesta generalizada para el cálculo de $\alpha(P_r)$:

$$\alpha(P_r) = e_1(1 - P_r^{-1}) + e_2P_r^{-1}[(P_r + 0.25)^{-1} - 0.8] + P_r^{-1} \quad (9)$$

De la Ec. (9), P_r es la presión reducida calculada como $P_r = P/P_c$ y los valores de e_1 y e_2 , se calculan de acuerdo con las ecs. (10)-(12), en donde ω corresponde al factor acéntrico, cuyos valores fueron tomados de Fan y Wang (2006) y se indican en la Tabla 1.

$$e_1 = -109.15\omega^3 + 49.526\omega^2 - 5.2864\omega - 0.1184, \omega \leq 0.251 \quad (10)$$

$$e_1 = 11.214\omega^3 - 11.297\omega^2 + 3.4075\omega - 0.3681, \omega > 0.251 \quad (11)$$

$$e_2 = -44.7\omega^4 + 53.187\omega^3 - 22.269\omega^2 + 3.8718\omega - 0.2952 \quad (12)$$

2.1 Corrección de la viscosidad en líquidos

Para imitar el volumen trasladado, se define una corrección para la viscosidad (Fan y Wang, 2006; Abudour, Mohammad, Robinson y Gasem, 2012; Nazarzadeh y Moshfeghian, 2013) de acuerdo con la Ec. (13):

$$\mu = \mu^{JH} + c_0 + c \quad (13)$$

Donde μ^{JH} es la viscosidad obtenida a partir de la Ec. (1), la cual depende del estado de agregación que se encuentre la sustancia: líquido o vapor.

Para el cálculo de c_0 , siendo una función dependiente de la presión de acuerdo con la Ec. (14):

$$c_0 = a_0(P_r - 1) - a_1[(P_r + 1)^{-1} - 0.5] \quad (14)$$

Los parámetros a_0 y a_1 se calculan de acuerdo con las ecs. (15)-(17):

$$a_0 = -136.385418 \quad (15)$$

$$a_1 = 810505\omega^3 - 412321\omega^2 + 59561\omega - 514.55, \omega \leq 0.251 \quad (16)$$

$$a_1 = -466250\omega^3 + 534135\omega^2 - 196754\omega + 24632, \omega > 0.251 \quad (17)$$

Por la Ec. (18), c es una variable dependiente de la viscosidad reducida, $\mu_r = \mu/\mu_c$, donde la viscosidad μ es calculada por la ecuación propuesta basada en la ecuación cúbica de Jarrhian-Heidaryan.

$$c = b_1 \ln(\mu_r) + b_2(\mu_r - 1) + b_3[(\mu_r + 1.25)^{-1} - 0.4444] \quad (18)$$

De la Ec. (18) los valores de $b_1 - b_3$ se calculan de acuerdo con las ecs. (19)-(22), en donde ω corresponde al factor acéntrico:

$$b_1 = -57281\omega^3 + 39940\omega^2 - 7863.7\omega + 5.5215, \omega \leq 0.349 \quad (19)$$

$$b_1 = 16078\omega^2 - 14055\omega + 2747, \omega > 0.349 \quad (20)$$

$$b_2 = -2.5728391 \quad (21)$$

$$b_3 = 219746\omega^4 - 254820\omega^3 + 101350\omega^2 - 16315\omega + 1248 \quad (22)$$

2.2 Corrección de la viscosidad en gases

La variable c propuesta para sustancias en estado gaseoso se calcula a partir de la ecuación (23):

$$c = b_4(\mu_r - 1) + b_5[(P_r + 1)^{-1} - 0.5] + b_6\left(\frac{\mu_r - 1}{P_r + 1}\right) \quad (23)$$

De la Ec. (23), los valores de $b_4 - b_6$ se calculan de acuerdo con las ecs. (24)-(29) las cuales dependen del factor acéntrico, ω .

$$b_4 = -422665\omega^3 + 214728\omega^2 - 31395\omega + 182.95, \omega \leq 0.251 \quad (24)$$

$$b_4 = 193032\omega^3 - 220952\omega^2 + 81189\omega - 10641, \omega > 0.251 \quad (25)$$

$$b_5 = 1461.8\omega^3 + 2033.7\omega^2 + 883.45\omega - 266.55 \quad (26)$$

$$b_6 = 826273\omega^3 - 420544\omega^2 + 61304\omega - 475.01, \omega \leq 0.251 \quad (27)$$

$$b_6 = 2102.488557, 0.251 < \omega \leq 0.239 \quad (28)$$

$$b_6 = 1461.8\omega^3 - 2033.7\omega^2 + 883.45\omega - 266.55, \omega > 0.239 \quad (29)$$

En la Tabla 1, se muestra los valores de peso molecular, temperatura crítica, presión crítica y factor acéntrico utilizados en el presente trabajo (Fan y Wang, 2006).

Tabla 1. Propiedades de los componentes puros.

Sustancia	M _w (kg/kmol)	T _c (K)	P _c (kPa)	ω
CH ₄	16.043	190.55	4600.15	0.011
C ₂ H ₆	30.07	305.45	4883.86	0.099
C ₃ H ₈	44.10	369.82	4249.57	0.152
n-C ₄ H ₁₀	58.12	425.15	3799.69	0.200
n-C ₅ H ₁₂	72.15	469.65	3369.06	0.251
CO ₂	44.01	304.19	7381.52	0.224
n-C ₆ H ₁₄	86.18	507.35	2968.82	0.301
n-C ₇ H ₁₆	100.21	540.15	2735.77	0.349
n-C ₈ H ₁₈	114.23	568.75	2482.46	0.399
n-C ₉ H ₂₀	128.26	594.55	2287.92	0.443
n-C ₁₀ H ₂₂	142.29	617.45	2097.43	0.530

Tabla 2. Comparaciones del promedio de desviación relativa encontradas en la viscosidad de hidrocarburos de bajo peso molecular, bajo los modelos de: Orrick-Erbar, Przedziecki-Sridhar, Letsou-Stiel, Lewis-Squires, Chung y col., Lucas, Reichenberg, Jarrahan-Heidaryan (JH).

Sustancia	No. Puntos	Rango de Temperatura para fase líquida y gaseosa (K)		Rango de Presión para fase líquida y gaseosa (bar)		Modelos para la fase líquida				Modelos para la fase gaseosa			Fase líquida y gaseosa JH
		T _{mínima}	T _{máxima}	P _{mínima}	P _{máxima}	Orrick-Erbar	Przedziecki y Sridhar	Letsou y Stiel	Lewis-Squires	Chung y col.	Lucas	Reichenberg	
CO ₂	365	216.59	303.69	5.1796	73.034	99.56%	82.30%	4.91%	25.09%	10.76%	31.08%	8.19%	11.87%
CH ₄	368	90.694	190.06	0.1169	45.277	99.36%	21.45%	14.73%	59.53%	7.10%	13.71%	9.66%	5.52%
C ₂ H ₆	285	145.17	305.33	0.0629	48.718	99.67%	15.48%	7.89%	24.10%	5.56%	5.38%	8.98%	12.77%
C ₃ H ₈	255	189.27	369.82	0.1002	42.477	58.04%	15.91%	15.02%	14.40%	15.31%	16.88%	14.44%	7.95%
n-C ₄ H ₁₀	282	221.96	425.12	0.0880	37.96	23.64%	10.02%	6.84%	6.46%	6.33%	6.43%	13.26%	9.95%
n-C ₅ H ₁₂	267	252.76	468.07	0.0883	32.869	12.56%	13.88%	5.56%	11.30%	10.72%	7.23%	8.63%	7.22%
n-C ₆ H ₁₄	356	291.72	507.27	0.1517	30.188	14.85%	20.99%	5.60%	8.40%	25.65%	21.78%	23.05%	9.16%
n-C ₇ H ₁₆	305	315.82	539.86	0.1385	27.223	17.05%	22.90%	5.04%	9.51%	32.00%	27.49%	28.83%	8.94%
n-C ₈ H ₁₈	326	388.26	568.92	0.7491	24.845	18.35%	32.53%	7.00%	9.24%	28.68%	22.86%	24.03%	6.90%
n-C ₉ H ₂₀	342	428.44	594.16	1.1405	22.696	21.71%	32.80%	9.62%	11.69%	19.01%	11.55%	10.43%	8.53%
n-C ₁₀ H ₂₂	315	444.6	617.39	0.9463	20.925	24.27%	69.84%	31.32%	8.80%	25.61%	18.52%	14.56%	6.30%

De la solución de la Ec. (1), tres raíces son obtenidas para la viscosidad, las cuales se obtienen al tener especificado las condiciones de temperatura y presión. En la región de vapor (cuando la presión es menor o igual que la presión de saturación a la temperatura del sistema), se debe elegir la raíz real más pequeña, mientras que en la región de líquido (cuando la presión es igual o mayor que la presión de saturación a la temperatura del sistema), se debe elegir la raíz real máxima. Finalmente en la región supercrítica (cuando la temperatura es mayor que la temperatura crítica), sólo una raíz real se obtiene (Fan y Wang, 2006).

3 Resultados y discusión

La ecuación de estado de Jarrahan-Heidaryan (JH μ_0) ha sido aplicada para calcular la viscosidad en la curva de coexistencia líquido vapor, de 10 hidrocarburos de bajo peso molecular y dióxido de carbono en un

amplio rango de temperatura y presión.

Con el fin de evaluar la ecuación de estado propuesta y los modelos se calcula la desviación relativa (RD_i) definida como:

$$RD_i = \frac{|\mu_{cal,i} - \mu_{exp,i}|}{\mu_{exp,i}} \times 100\% \quad (30)$$

Donde: $\mu_{cal,i}$ es la viscosidad calculada con el modelo de Jarrahan-Heidaryan, Pa·s; $\mu_{exp,i}$ es la viscosidad experimental, Pa·s, obtenida del webbook de la NIST (NIST, 2015).

La viscosidad del dióxido de carbono se modeló con 365 datos experimentales obtenidos del webbook de la NIST (NIST, 2015), presentando desviaciones promedio de acuerdo con la Tabla 2 del 11.87% para el modelo de Jarrahan-Heidaryan; en comparación, para la fase líquida Letsou-Stiel arroja un 4.91% y para la fase gaseosa Reichenberg obtiene un 8.19%; no obstante otros modelos como Guo y col., bajo la ecuación de estado de Peng-Robinson presenta

desviaciones del 10.26% (Guo y col., 1997); Fan y Wang reportan bajo el modelo de Peng-Robinson una ecuación de estado con desviaciones del 11.81%. Adicionalmente Heidaryana y col., proponen una correlación para el cálculo de la viscosidad del dióxido de carbono en condiciones supercríticas, la cual es función de la temperatura y presión con desviaciones que varían entre 0.08-6% (Heidaryan, Hatami, Rahimi y Moghadasi, 2011).

En la Fig. 1, el modelo de $JH\mu_0$ presenta una alta predicción de la viscosidad de hidrocarburos puros, presentando desviaciones para el metano y propano del 5.55% y 12.77%, respectivamente. Es así, como Guo y col., reporta desviaciones promedio del 10% y 4.70% para el metano y propano (Guo y col., 1997), mientras que Fan y Wang reportan 7.06% y 1.62% respectivamente (Fan y Wang, 2006); Heidaryan propone un modelo para el metano a altas presiones, con desviaciones menores a 1% (Heidaryan, Moghadasi y Salarabadi, 2010), sin embargo su modelo requiere 10 constantes y depende de la temperatura y presión reducida, es así como, Kermanpour propone una correlación para el cálculo de las viscosidades de hidrocarburos ligeros, como metano y propano para altas densidades con desviaciones máximas del 5.2% y 5.4%, respectivamente (Kermanpour, 2006).

En la Fig. 1 se representa el comportamiento de la viscosidad saturada en fase líquida y vapor.

Diversos modelos en la literatura han sido propuestos para determinar la viscosidad de sustancias puras, tal es el caso de ecuaciones que incorporan la contribución por grupos funcionales, las cuales presentan un alto grado de generalidad y predictibilidad, modelos como Orrick-Erbar, Van Velzen-Cardozo-Langenkamp (Yinghua, Peisheng y Ping, 2002), sin embargo trabajan a $T_r < 0.75$ y presentan desviaciones del 10%, no obstante Hsu y col., reporta desviaciones máximas para el modelo de Orrick-Erbar del 60% para el metano, 25% para el propano; mientras que por la ecuación de Przedziecki-Sridhar del 27% para el n-heptano, 23% para el propano (Hsu, Sheu y Tu, 2002); para la fase gaseosa las correlaciones de Chung y col. y Lucas, presentan desviaciones promedio para el presente trabajo del 10.76% y 31.08% para el dióxido de carbono, siendo el modelo de Chung y col. válido a baja presión (presiones 10^{-3} -10 bar) lo que concuerda con lo reportado por Heidaryana y col., quienes presentan desviaciones máximas para el dióxido de carbono del 15.80% bajo la correlación de Chung y col., y 10.62% para Lucas (Heidaryan y col., 2011), de igual manera Reid y col., presenta desviaciones entre 0.6-13% para el modelo de Chung y col., y 0.2-12% para Lucas (Reid y col., 1987), lo anterior concuerda con los resultados obtenidos en el presente trabajo, tal como se muestra en la Tabla 2.

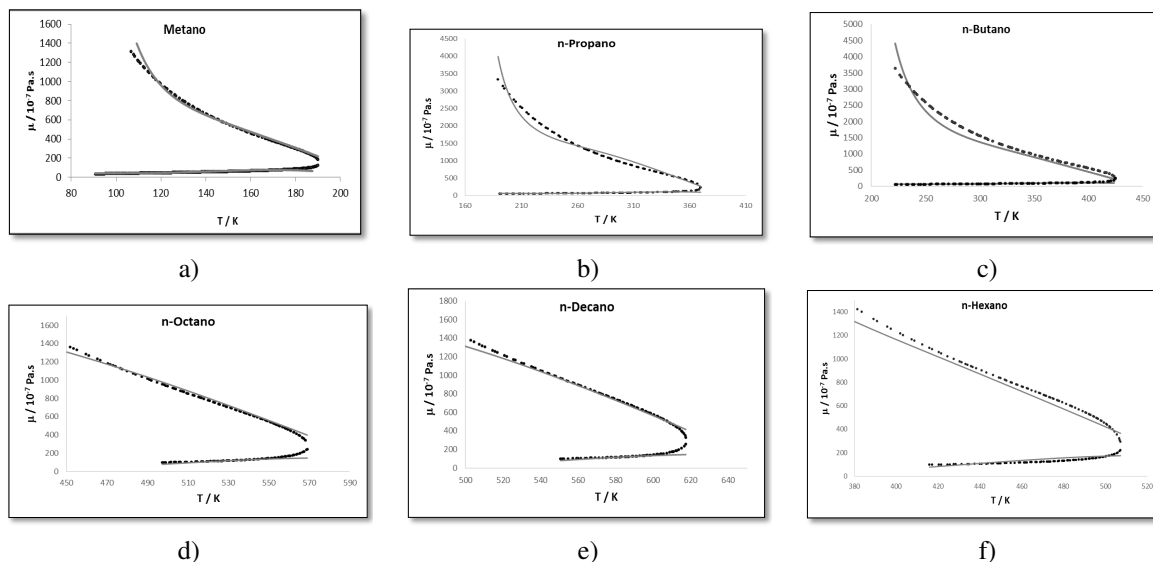


Fig. 1. Comparaciones de las viscosidades del líquido y vapor saturado del: (a) metano, (b) n-propano, (c) n-butano, (d) n-octano, (e) n-decano, (f) n-hexano. (—) curva calculada por la ecuación de estado JH; (---) datos experimentales.

Conclusiones

El modelo basado en la ecuación cúbica de estado de Jarrhian-Heidaryan presenta una alta predicción de la viscosidad de hidrocarburos puros y dióxido de carbono en comparación con las correlaciones estudiadas, tanto para fase líquida como fase gaseosa. Este modelo describe tanto la fase líquida como la de vapor, en las curvas de coexistencia líquido-vapor.

Con un total de 3466 datos experimentales, se comparó el modelo de ecuación de estado de Jarrhian-Heidaryan con correlaciones propuestas en la literatura y se confrontaron los resultados, siendo el modelo de viscosidad para fase vapor de Lucas y Reichenberg quienes generan menor desviación relativa con 14.91% y 16.63% respectivamente; de igual manera para la fase líquida los modelos de Letsou- Stiel y Lewis-Squires presentan desviaciones promedio del 10.32% y 17.14%, respectivamente; en comparación, el modelo basado en la ecuación cúbica de Jarrhian-Heidaryan presenta desviaciones relativas promedio del 8.65%, lo cual es satisfactorio con respecto a las correlaciones evaluadas en la presente investigación.

Agradecimientos

Mi más sentido agradecimiento a la Fundación Universitaria Luis Amigó por el apoyo y financiación en la realización de la presente investigación.

Nomenclatura

JH	ecuación de estado de Jarrhian-Heidaryan
a, b	parámetros de la ecuación de estado JH
M_w	peso molecular, g/mol
c, c_0	corrección de la viscosidad
$b_1 - b_6$	parámetros de la corrección de viscosidad en líquidos o gases
a_0, a_1	parámetros de la corrección de viscosidad
T'	temperatura supuesta, K
T_c	temperatura crítica, K
T_r	temperatura reducida
P_r	presión reducida
P_c	presión crítica, bar
P	presión, bar
r_c	parámetro del modelo JH
RD_i	desviación relativa, %

Símbolos griegos

ω	factor acéntrico
β	función dependiente del modelo de JH
$\alpha(P_r)$	función dependiente de la presión reducida
μ_c	viscosidad crítica, μP
μ_{exp}	viscosidad experimental, μP
μ_{cal}	viscosidad calcula con el modelo de Jarrhian-Heidaryan, μP

Referencias

- Abudour, A. M., Mohammad, S. A., Robinson, R. L., y Gasem, K. A. M. (2012). Volume-translated Peng-Robinson equation of state for saturated and single-phase liquid densities. *Fluid Phase Equilibria* 335, 74-87.
- Chung, T., y Starling, K. E. (1988). Generalized multiparameter correlation for nonpolar and polar fluid transport properties. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 671-679.
- Letsou, A., y Stiel, L. (1973). Viscosity of saturated nonpolar liquids at elevated pressures. *AIChE Journal*, 409-411.
- Fan, T.-B., y Wang, L.-S. (2006). A viscosity model based on Peng-Robinson equation of state for light hydrocarbon liquids and gases. *Fluid Phase Equilibria* 247, 59-69.
- Gardas, R. L., y Coutinho, J. A. P. (2008). A group contribution method for viscosity estimation of ionic liquids. *Fluid Phase Equilibria* 266, 195-201.
- Imbert-González, J., y García-Valladares, O., y Guillen-Gordin, R. (2016). Análisis hidrodinámico de un flujo turbulento en un espacio anular con espirales insertadas. *Revista Mexicana de Ingeniería Química* 15, 149-159.
- Goren, L., Plane, I., Waves, S. G., Stability, H., Liquid, T., Owens, W. B., y Flow, F. F. (1975). New methods for the estimation of the viscosity coefficients of pure gases. *AIChE Journal* 21, 181-183.
- Guo, X.-Q., Sun, C.-Y., Rong, S.-X., Chen G.-J., y Guo, T.-M. (2001). Equation of state analog correlations for the viscosity and thermal conductivity of hydrocarbons and reservoir fluids. *Journal of Petroleum Science and Engineering* 6, 251-27.

- Heidaryan, E., Hatami, T., Rahimi, M., y Moghadasi, J. (2011). Viscosity of pure carbon dioxide at supercritical region: Measurement and correlation approach. *The Journal of Supercritical Fluids* 56, 144-151.
- Heidaryan, E., Moghadasi, J., y Salarabadi, A. (2010). A new and reliable model for predicting methane viscosity at high pressures and high temperatures. *Journal of Natural Gas Chemistry* 19, 552-556.
- Hsu, H., Sheu, Y., y Tu, C. (2002). Viscosity estimation at low temperatures ($T_r < 0.75$) for organic liquids from group contributions. *Chemical Engineering Journal* 88, 27-35.
- Jarrahian, A., y Heidaryan, E. (2014). A new cubic equation of state for sweet and sour natural gases even when composition is unknown. *Fuel* 134, 333-342.
- Jiménez-González, A., Vargas-García, V., Lizardi-Jiménez, M.A., y Medina-Moreno, S.A. (2015). Evaluación de coeficientes volumétricos de transferencia de hidrocarburos poliaromáticos y oxígeno en sistemas multifásicos (líquido-líquido y líquido-líquido-gas): efecto de la carga volumétrica de solventes biocompatibles. *Revista Mexicana de Ingeniería Química* 14, 723-734.
- Kermanpour, F. (2006). A generalized correlation function for the viscosity of light hydrocarbons at high densities. *Journal of Molecular Liquids* 128, 172-174.
- Loria, H., Motahhari, H., Satyro, M. A., y Yarranton, H. W. (2014). Process simulation using the expanded fluid model for viscosity calculations. *Chemical Engineering Research and Design* 92, 3083-3095.
- Nazarzadeh, M., y Moshfeghian, M. (2013). New volume translated PR equation of state for pure compounds and gas condensate systems. *Fluid Phase Equilibria* 337, 214-223.
- NIST Chemistry WebBook. (2015). Propiedades termofísicas de sistemas fluidos. Estados Unidos de Norte América. Recuperado de <http://webbook.nist.gov/chemistry/fluid/>
- Guo, X.-Q., Wang, L.-S., Rong S.-X., y Guo T.-M. (1997). Viscosity model based on equations of state for hydrocarbon liquids and gases. *Fluid Phase Equilibria* 139, 405-421.
- Shukla, D., Singh, S., Parveen, S., Gupta, M., y Shukla, J. P. (2007). A corresponding state model for the prediction of the viscosity of pure liquids and liquid mixtures. *Journal of Molecular Liquids* 136, 111-116.
- Reid, R. C., Prausnitz, J. M. y Poling, B. E., (1987). *The Properties of Gases & Liquids*, Nueva York: Estados Unidos de Norte America: McGraw-Hill.
- Wu, X., Li, C., y Jia, W. (2014). An improved viscosity model based on Peng-Robinson equation of state for light hydrocarbon liquids and gases. *Fluid Phase Equilibria* 380, 147-151.
- Yinghua, L., Peisheng, M., y Ping, L. (2002). Estimation of liquid viscosity of pure compounds at different temperatures by a corresponding-states group-contribution method. *Fluid Phase Equilibria* 198, 123-130.
- Zheng, M., Tian, J., y Mulero, Á. (2013). New correlations between viscosity and surface tension for saturated normal fluids. *Fluid Phase Equilibria* 360, 298-304.