

11º CONGRESSO BRASILEIRO DE PESQUISA E DESENVOLVIMENTO EM PETRÓLEO E GÁS



TÍTULO DO TRABALHO:

AVALIAÇÃO DE MODELOS COMPOSICIONAIS NA PREDIÇÃO DE VISCOSIDADE DE FLUIDOS COM ALTO TEOR DE CO₂

AUTORES:

Antonio Diogo Costa Oliveira
Frederico Ribeiro do Carmo

INSTITUIÇÃO:

Universidade Federal Rural do Semi-Árido

AVALIAÇÃO DE MODELOS COMPOSICIONAIS NA PREDIÇÃO DE VISCOSIDADE DE FLUIDOS COM ALTO TEOR DE CO₂

Resumo

Este trabalho trata sobre a avaliação dos principais modelos composicionais para o cálculo da viscosidade de fluidos utilizados em simuladores de reservatórios. O primeiro modelo analisado foi o proposto por Lohrenz, Bray e Clark (1964), utilizando três equações de estado para a estimativa da densidade, a saber, Alani e Kennedy (1960), Soave, Redlich e Kwong (1972) e Peng e Robinson (1976). Os outros modelos avaliados, baseados no Princípio dos Estados Correspondentes, foram os de Pedersen et al. (1984, 1987) e Aasberg-Petersen, Knudsen e Fredenslund (1991), para este último foi utilizado o modelo desenvolvido por Huber, Laesecke e Xiang (2005) para estimar a viscosidade do decano. Para a análise, 3871 dados experimentais de sistemas do tipo hidrocarboneto puro e hidrocarboneto + CO₂ foram coletados da literatura. Baseado na média dos desvios relativos absolutos (MDRA), a ordem de acurácia dos modelos foi a seguinte: Aasberg-Petersen, Knudsen e Fredenslund (1991) (MDRA=8,81%), Pedersen et al. (1984,1987) (MDRA=9,97%), e Lohrenz, Bray e Clark (1964) (MDRA=20,27%).

Palavras-chave: viscosidade, modelos composicionais, princípios dos estados correspondentes.

Abstract

This work deals with the evaluation of the main compositional models for calculating the viscosity of fluids used in reservoir simulators. The first model analyzed was the one proposed by Lohrenz, Bray and Clark (1964), using three equations of state for the estimation of density, namely, Alani and Kennedy (1960), Soave, Redlich and Kwong (1972) and Peng and Robinson (1976). The other models evaluated, based on the Principle of Corresponding States, were those of Pedersen et al. (1984, 1987) and Aasberg-Petersen, Knudsen and Fredenslund (1991), for the latter, the model developed by Huber, Laesecke and Xiang (2005) was used to estimate the viscosity of the decan. For the analysis, 3871 experimental data from pure hydrocarbon and hydrocarbon + CO₂ type systems were collected from the literature. Based on the mean of absolute relative deviations (MDRA), the order of accuracy of the models was as follows: Aasberg- Petersen, Knudsen and Fredenslund (1991)(MDRA=8,81.%), Pedersen et al. (1984, 1987) (MDRA=9,97%), and Lohrenz, Bray and Clark (1964) (MDRA=20,27%).

Keywords: Viscosity. Compositional Models. Principle of Corresponding States.

Introdução

A descoberta do pré-sal permitiu ao Brasil atingir novos patamares de exploração e produção de petróleo, tornando possível atingir a autossuficiência energética a longo prazo. Em setembro de 2021 o pré-sal foi responsável por 74,1% da produção brasileira de óleo e gás natural, com 2,85 milhões de barris equivalentes por dia (Nitahara, 2021). Um dos principais desafios tecnológicos da exploração no pré-sal brasileiro é a presença de elevadas concentrações de dióxido de carbono nos fluidos de reservatório, de modo que este contaminante adquira influência considerável nas propriedades dos fluidos produzidos (EPE, 2018). Neste sentido, faz-se necessário um profundo entendimento da influência deste contaminante no comportamento dos fluidos petrolíferos.

Apesar da importância, dados experimentais de propriedades físicas de fluidos petrolíferos com altos teores de dióxido de carbono são escassos na literatura. Além disso, a obtenção experimental da maioria das propriedades é complicada e onerosa, além de ser impossível obtê-las em todas as condições

de temperatura, pressão e composição de fluidos. Baseado nessas informações, torna-se imperativo a utilização de modelos para a predição de tais propriedades em cálculos de projetos e simuladores de reservatórios. (Kashefi, 2012; Zeberg-Mikkelsen & Stenby, 2001).

Os simuladores de reservatórios são a principal ferramenta dos engenheiros de reservatórios, permitindo avaliar a viabilidade de se prosseguir com a exploração e a produção de uma jazida. Essa ferramenta permite otimizar o tempo e direcionar os investimentos em projetos rentáveis. Os simuladores possuem como equação central a lei de Darcy, modelo utilizado para descrever matematicamente o fluxo volumétrico de fluidos em meios porosos. Vale menção que a viscosidade é uma propriedade fundamental para a descrição precisa do escoamento dos fluidos de reservatório. (Dandekar, 2013; Fanchi, 2018; Mattax & Dalton, 1990; Rosa, Carvalho & Xavier, 2006)

A viscosidade é a medida da resistência de um fluido ao escoamento, sendo fundamental para simulação e projeto de sistemas de subsuperfície, poços, linhas de transporte e reservatórios. Dada a sua importância, diversos modelos com a finalidade de predição desta propriedade foram desenvolvidos. (Bird, Stewart & Lightfoot, 2002; Pedersen, Christensen & Shaikh, 2015).

Neste sentido, o objetivo deste trabalho foi a avaliação dos principais modelos composicionais utilizados em simuladores de reservatórios, a saber: Lohrenz, Bray e Clark (1964); Pedersen et al. (1984, 1987) – aqui denominado ECP1; e Aasberg-Petersen, Knudsen e Fredenslund (1991) – aqui denominado ECP2. Os sistemas avaliados foram hidrocarbonetos puros e misturas binárias entre hidrocarbonetos e dióxido de carbono.

Metodologia

O desenvolvimento deste trabalho ocorreu por meio da implementação dos principais modelos para predição de viscosidade utilizando a linguagem Python, por ser de livre acesso e dispor diversas bibliotecas numéricas e gráficas. Para a avaliação dos modelos, um banco de dados experimentais de viscosidade, coletados na literatura, de sistemas de hidrocarbonetos puros e misturas binárias de hidrocarbonetos e CO₂ foi desenvolvido no Microsoft Excel.

1. Modelos composicionais analisados.

1.1. Modelo de Lohrenz, Bray e Clark (1964).

O modelo proposto por Lohrenz, Bray e Clark (1964), mais conhecido como LBC, é um modelo empírico que foi desenvolvido a partir do modelo de Jossi et al. (1962), de modo a permitir a predição de viscosidade de substâncias puras e misturas. A equação do modelo LBC é apresentada a seguir:

$$[(\mu - \mu^*)\xi + 10^{-4}]^{\frac{1}{4}} = 0,1023 + 0,023364\rho_r + 0,058533\rho_r^2 - 0,040758\rho_r^3 + 0,0093324\rho_r^4 \quad (1)$$

Em que μ é a viscosidade da mistura, μ^* é a viscosidade do gás diluído, ρ_r é a densidade reduzida (razão entre as densidades molar e crítica do fluido).

Como pode ser observado na Equação 1, a densidade é um dos parâmetros de entrada do modelo, a qual é obtida por uma equação de estado. No artigo original, os autores utilizaram a equação de Alani e Kennedy (1960) para o cálculo da densidade molar. Neste trabalho, além do método original (aqui denominado LBC-AK), avaliou-se o método LBC com as densidades estimadas pelas equações de Soave-Redlich-Kwong (Soave, 1972) e Peng-Robinson (Peng & Robinson, 1976), cujos modelos foram denominados neste trabalho como LBC-SRK e LBC-PR, respectivamente.

Em geral, o modelo LBC apresenta boas predições para gases. Mesmo já existindo modelos mais robustos, este método ainda é utilizado em simuladores de reservatórios por conta da baixa exigência computacional.

1.2. Modelo de Pedersen et al. (1984,1987)

O modelo desenvolvido por Pedersen, Thomassen e Fredenslund (1984) é baseado no Princípio dos Estados Correspondentes e apresenta a seguinte forma:

$$\eta_{mix}(P, T) = \left(\frac{T_{c,mix}}{T_{c0}}\right)^{-\frac{1}{6}} \left(\frac{P_{c,mix}}{P_{c0}}\right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{MW_{mix}}{MW_0}\right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{\alpha_{mix}}{\alpha_0}\right) \eta_0 \left[\frac{P \cdot P_{c0} \cdot \alpha_0}{P_{c,mix} \cdot \alpha_{mix}}, \frac{T \cdot T_{c0} \cdot \alpha_0}{T_{c,mix} \cdot \alpha_{mix}} \right] \quad (2)$$

Em que η_{mix} é a viscosidade da mistura; $T_{c,mix}$, $P_{c,mix}$ e MW_{mix} são respectivamente a temperatura crítica, pressão crítica e a massa molar da mistura; T_{c0} , P_{c0} e MW_0 são respectivamente a temperatura crítica, pressão crítica e massa molar do componente de referência; α_{mix} e α_0 são fatores de correção da mistura e do componente de referência, respectivamente.

O fluido de referência escolhido pelos autores foi o metano, por ser o componente majoritário na maioria dos fluidos petrolíferos e apresentar muitos dados experimentais na literatura. A equação utilizada para o cálculo da viscosidade do fluido de referência é a desenvolvida por Hanley, McCarty e Haynes (1975), enquanto o modelo proposto por McCarthy (1974) é usado para determinar a densidade do mesmo fluido.

A primeira versão deste modelo, de 1984, apresentou problemas sérios para cálculos abaixo da temperatura de fusão do metano, de modo que Pedersen e Fredenslund (1987) modificaram o modelo, corrigindo este problema. O modelo, aqui denominado ECP1, apresenta bons resultados para substâncias tanto no estado gasoso quanto no estado líquido, sendo aplicável para substâncias puras e para misturas. Contudo, apresenta menor precisão à medida que a cadeia carbônica aumenta, de modo que seu uso para predição de viscosidade de misturas com diferença acentuada de massa molecular não é indicado.

1.3. Modelo de Aasberg-Petersen, Knudsen e Fredenslund (1991).

Denominado de ECP2 neste trabalho, o modelo desenvolvido por Aasberg-Petersen, Knudsen e Fredenslund (1991) também é baseado no Princípio dos Estados Correspondentes. Semelhante ao desenvolvido por Teja e Rice (1981), este modelo utiliza dois fluidos de referência e apresenta a seguinte equação:

$$\eta_{mix} = \frac{\eta_{cx}\eta_1(T_1, P_1)}{\eta_{c1}} \left[\frac{(\eta_2(T_2, P_2)\eta_{c1})}{\eta_1(T_1, P_1)\eta_{c2}} \right]^K \quad (3)$$

Em que η_{mix} é a viscosidade da mistura, η_{cx} é a viscosidade crítica da mistura, η_1 é a viscosidade do metano (fluido de referência 1) nas suas temperatura e pressão relativas, η_{c1} é a viscosidade crítica do metano, η_2 é a viscosidade do decano (fluido de referência 2) nas suas temperatura e pressão relativas, η_{c2} é a viscosidade crítica do decano e K é um fator exponencial dependente da massa molar dos componentes de referência e da massa molar da mistura. A adoção de componentes de referência com massas molares tão distintas visou a correção da falha do modelo ECP1.

A densidade dos fluidos de referência do modelo ECP2 é calculada utilizando a equação de estado desenvolvida por Adachi, Lu e Sugie (1983). No artigo original, os autores sugerem equações semelhantes para o cálculo da viscosidade do metano e do decano, alterando apenas as constantes das equações. Contudo, durante a realização deste trabalho, os resultados obtidos por meio do uso da equação adaptada para o decano apresentaram inconsistências. Assim, utilizou-se a equação proposta por Huber, Laesecke e Xiang (2005) para o cálculo da viscosidade do decano.

2. Banco de Dados.

O banco de dados foi construído por meio da extração de dados da literatura, as fontes de dados de hidrocarbonetos puros estão dispostas na Tabela 1. As fontes de dados de dióxido de carbono puro e em misturas binárias com hidrocarbonetos são apresentadas na Tabela 2.

Tabela 1. Banco de dados de hidrocarbonetos puros.

Hidrocarboneto	Referência	Número de pontos	T/K	P/bar
C ₁	Stephan (1979)	589	100-520	1-700
C ₁	Carmichael e Sage (1965)	69	278-478	1-350
C ₂	Stephan (1979)	664	300-520	1-700
C ₂	Swift, Lohrenz e Kurata (1960)	13	193-305	1-49
C ₃	Stephan (1979)	631	175-750	1-350
C ₃	Carmichael e Sage (1964)	99	278-478	1-350
C ₄	Carmichael e Sage (1963)	113	277-433	1-350
C ₄	Kiran e Sen (1992)	99	323-443	130-690
i-C ₄	Gonzales (1966)	155	310-510	1-550
C ₅	Kiran e Sen (1992)	138	318-443	2-450
C ₅	Reamer, Cokelet e Sage (1959)	50	310-40	6-350
C ₅	Oliveira e Wakeham (1992)	29	303-323	1-2500
C ₆	Kiran e Sem (1992)	74	313-448	75-693
C ₆	Oliveira e Wakeham (1992)	38	303-348	1-2500
C ₈	Kiran e Sem (1992)	46	323-448	80-665
C ₈	Oliveira e Wakeham (1992)	48	303-448	1-2500
C ₉	Stephan (1979)	280	300-470	1-500
C ₁₀	Carmichael, Sage e Berry (1969)	110	277-510	1-350
C ₁₀	Ducoulumbier et al. (1986)	30	293-373	1-1000
C ₁₀	Oliveira e Wakeham (1992)	46	303-348	1-2500
C ₁₀	Khuran e Luft (1994)	61	298-473	1-2000
C ₁₀	Audonnet e Pádua (2004)	10	303	1-762

Fonte: Autoria própria.

Tabela 2. Banco de dados de dióxido de carbono e sistemas contendo dióxido de carbono.

Sistema	Referência	Número de pontos	T/K	P/bar
CO ₂	Herreman, Grevendonk e Bock (1970)	111	220-303	9,8-192
C ₁ +CO ₂	Dewitt e Thodos (1966)	131	323-473	30-690
C ₁ +CO ₂	Kestin e Yata (1968)	48	293-303	1-25
C ₁ +CO ₂	Locke et al. (2014)	16	280-328	15-65
C ₁ +CO ₂	Locke et al. (2015)	117	230-450	14-320
C ₁₀ +CO ₂	Nourozieh, Kariznovi e Abedi (2013)	6	373	10-60
C ₁₀ +CO ₂	Cullick e Mathis (1984)	83	310-403	70-345
C ₂ +CO ₂	Diller, Poolen e dos Santos (1988)	206	210-320	20-350

Fonte: Autoria própria.

3. Parâmetros utilizados para a análise dos modelos.

A análise dos modelos foi realizada a partir do cálculo dos desvios relativo percentuais (Equação 4), a diferença relativa entre o dado experimental e o resultado obtido a partir de cada modelo, permitindo perceber se está ocorrendo uma superestimativa ou subestimativa da viscosidade. Além disso, calculou-se a média dos desvios absolutos relativos (Equação 5).

$$DR_{\%} = 100 \times \left(\frac{\mu^{\text{calc}} - \mu^{\text{exp}}}{\mu^{\text{exp}}} \right) \quad (4)$$

$$MDAR_{\%} = 100 \times \frac{1}{N_{\text{dados}}} \times \sum_i \left| \frac{\mu^{\text{calc}} - \mu^{\text{exp}}}{\mu^{\text{exp}}} \right| \quad (5)$$

Em que μ^{exp} e μ^{calc} representam as viscosidades experimental e calculada e N_{dados} o número de dados do sistema analisado.

Resultados e Discussão

1. Substâncias Puras

A parte do banco de dados referente a hidrocarbonetos puros contém 3.124 dados de 9 hidrocarbonetos. Os resultados obtidos são apresentados na Tabela 1. Como pode ser observado, para o metano a ordem de acurácia foi ECP1 > ECP2 > LBC-SRK. Por outro lado, para o decano a ordem de acurácia observada foi: ECP2 > ECP1 > LBC-AK. Para o dióxido de carbono, componente importante nesta análise, a ordem de acurácia observada foi LBC-AK > LBC-PR > ECP2 > ECP1 > LBC-SRK.

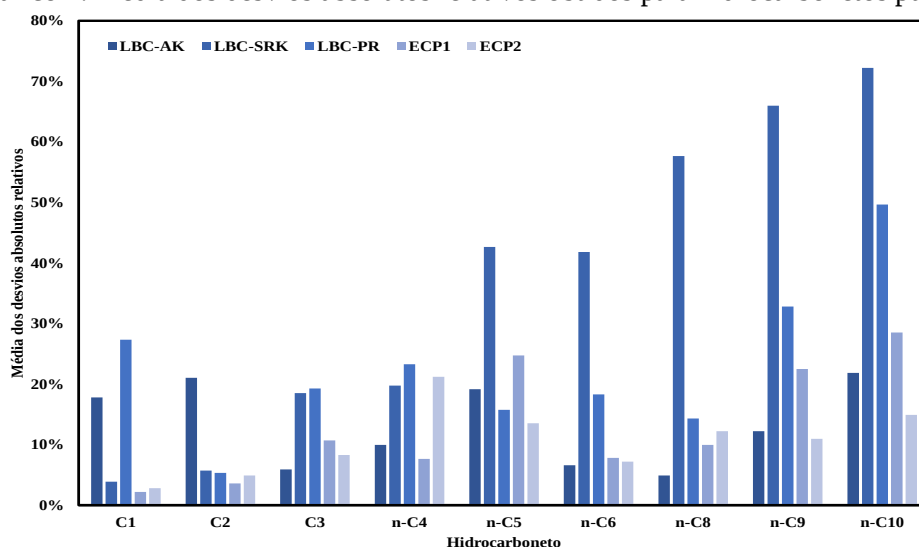
Conforme apresentado no Gráfico 1, observa-se que o modelo LBC diminui sua acurácia com o aumento da cadeia carbônica. Além disso, percebe-se que o modelo ECP2 é o mais indicado para hidrocarbonetos mais pesados (número de carbonos maior que 5), enquanto para hidrocarbonetos com menos de 5 átomos de carbono o modelo ECP1 é o mais indicado.

Tabela 3. Média dos desvios absolutos relativos percentuais para hidrocarbonetos puros.

Componente	Nº dados	LBC-AK	LBC-SRK	LBC-PR	ECP1	ECP2
CO ₂	111	12,51%	35,04%	13,01%	28,05%	27,94%
C ₁	660	17,80%	3,88%	27,33%	2,19%	2,81%
C ₂	679	21,03%	5,71%	5,33%	3,59%	4,91%
C ₃	730	5,91%	18,51%	19,28%	10,70%	8,28%
i-C ₄	155	11,04%	20,37%	16,07%	14,42%	11,82%
n-C ₄	212	9,95%	19,74%	23,28%	7,64%	21,20%
n-C ₅	51	19,15%	42,64%	15,76%	24,73%	13,54%
n-C ₆	75	6,61%	41,81%	18,30%	7,82%	7,20%
n-C ₈	47	4,91%	57,67%	14,32%	9,95%	12,22%
n-C ₉	281	12,23%	65,99%	32,81%	22,50%	10,95%
n-C ₁₀	257	21,86%	72,21%	49,65%	28,51%	14,92%
Média		13,93%	21,63%	20,27%	9,97%	8,81%

Fonte: Autoria própria.

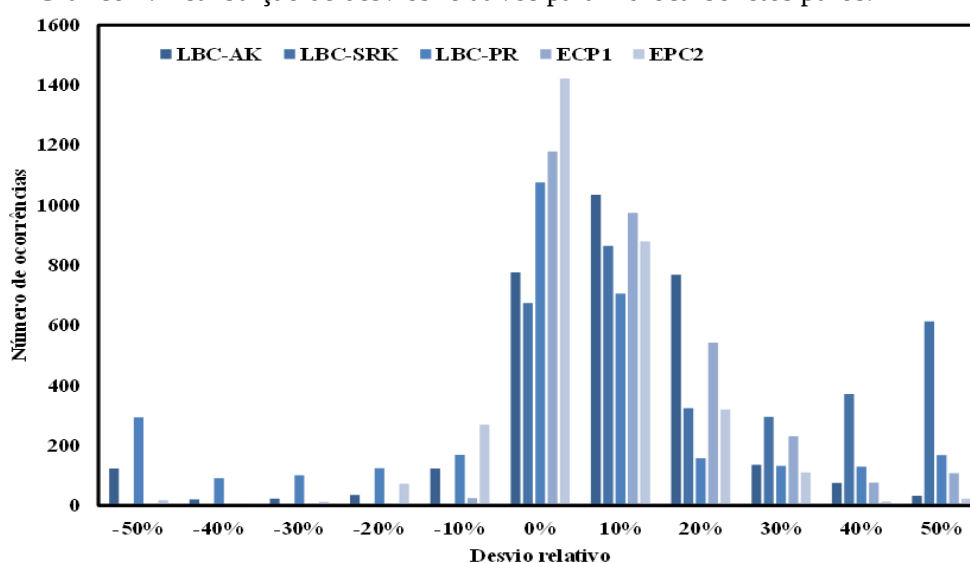
Gráfico 1. Média dos desvios absolutos relativos obtidos para hidrocarbonetos puros.



Fonte: Autoria própria.

A partir do Gráfico 2, observa-se que a maior parte dos desvios do modelo ECP2 e ECP1 encontram-se entre -10% e 10%, faixa considerada razoável para estimativas de viscosidade. Para o modelo ECP2, 73,17% dos dados apresentaram erros nessa faixa, já o modelo ECP1 apresentou 68,47% dos erros entre -10% e 10%. O modelo LBC-AK foi o que apresentou a maior quantidade de desvios menores que -50% ou maiores que 50%.

Gráfico 2. Distribuição de desvios relativos para hidrocarbonetos puros.



Fonte: Autoria própria.

2. Misturas binárias contendo hidrocarbonetos e dióxido de carbono.

Tabela 4. Média dos desvios absolutos relativos para as misturas binárias analisadas.

Sistema	Nº Dados	LBC-AK	LBC-SRK	LBC-PR	ECP1	ECP2
---------	----------	--------	---------	--------	------	------

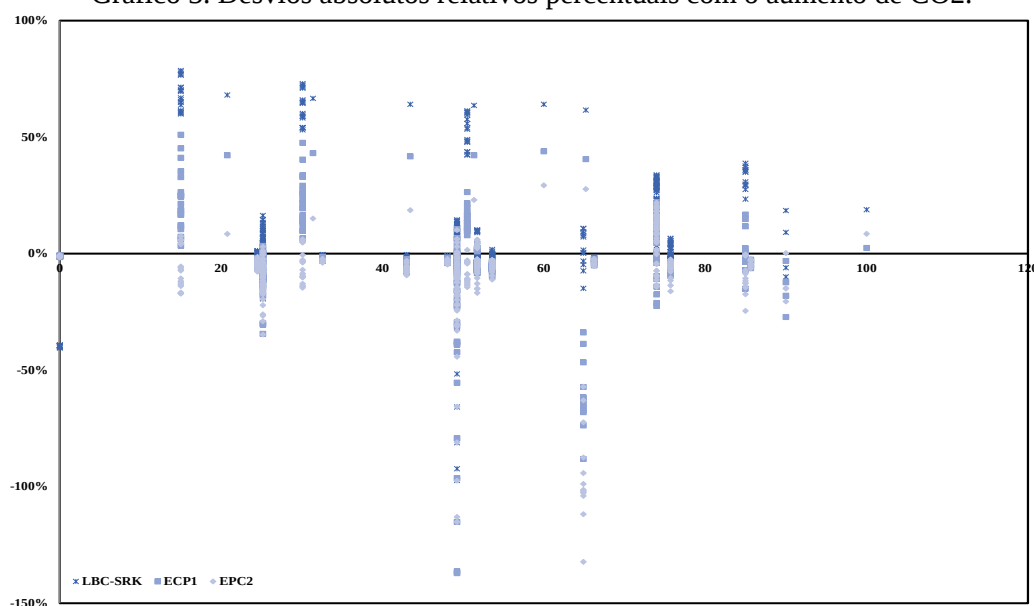
$C_1 + CO_2$	317	7,60%	3,89%	8,13%	4,87%	4,81%
$C_2 + CO_2$	207	37,24%	13,61%	37,76%	12,61%	13,06%
$n-C_{10} + CO_2$	89	64,91%	49,55%	32,26%	25,39%	22,15%
Média		25,93%	13,80%	21,64%	10,46%	10,12%

Fonte: Autoria própria.

De acordo com os dados apresentados na Tabela 2, observa-se que o modelo ECP1 apresentou os melhores resultados para sistemas formados por hidrocarbonetos leves (C_1 e C_2), enquanto para o sistema com o hidrocarboneto mais pesado (C_{10}), o modelo ECP2 foi o mais acurado. Apesar de ser comum engenheiros escolherem o modelo LBC em simulações de reservatórios, este apresentou resultados satisfatórios apenas para o sistema formado por metano e dióxido de carbono, quando a equação SRK foi utilizada no cálculo da densidade.

O Gráfico 4 apresenta o comportamento dos desvios observados para os três melhores modelos (LBC-SRK, ECP1 e ECP2) em função da composição de dióxido de carbono. Como pode ser observado neste gráfico, o modelo ECP2 apresentou desvios constantes, habilitando-o para utilização em diversas condições de composição de CO_2 . O modelo ECP1 foi o segundo modelo com melhores resultados em variadas condições de composição de CO_2 . Apesar de não ter apresentado bons resultados gerais, para grandes concentrações de dióxido de carbono, o modelo LBC-SRK apresentou baixos desvios.

Gráfico 3. Desvios absolutos relativos percentuais com o aumento de CO_2 .



Fonte: Autoria própria.

Conclusões

Neste trabalho, os principais modelos composicionais utilizados em simuladores de reservatórios para o cálculo da viscosidade foram avaliados para a predição e hidrocarbonetos puros e misturas binárias de hidrocarbonetos com dióxido de carbono.

Os melhores resultados gerais foram observados para o modelo ECP2 (MDAR = 8,81% para hidrocarbonetos puros e MDAR = 10,12% para misturas binárias de hidrocarbonetos com

CO₂). No entanto, quando apenas hidrocarbonetos leves (C₁-C₄) estiverem presentes, o modelo ECP1 é o modelo indicado.

Agradecimentos

Os autores agradecem ao Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (PRH-ANP/Gestão FINEP) pelo financiamento deste trabalho.

Referências Bibliográficas

- AASBERG-PETERSEN, K.; KNUDSEN, K.; FREDENSLUND, A. Prediction of viscosities of hydrocarbon mixtures. **Fluid Phase Equilibria**, v. 70, n. 2–3, p. 293–308, 1991.
- ALANI, G. H.; KENNEDY, H. T. Volumes of Liquid Hydrocarbons at High Temperatures and Pressures. **Transactions of the AIME**, v. 219, n. 01, p. 288–292, 1960.
- AUDONNET, F., & PÁDUA, A. A. H. Viscosity and density of mixtures of methane and n-decane from 298 to 393 K and up to 75 MPa. **Fluid Phase Equilibria**, p. 235–244, 2004.
- BIRD, R. B.; STEWART, W. E.; LIGHTFOOT, E. N. **Transport Phenomena**. John Wiley & Sons, Inc. 2002.
- CARMICAEL, L. T., BERRY, V. M., & SAGE, B. H. (1964). Viscosity of Hydrocarbons. Propane. **Journal of Chemical and Engineering Data**, v.9, n. 03, p. 411–415, 1964.
- CARMICHAEL, L. T., & SAGE, B. H. Viscosity of Hydrocarbons, n-Butane. **Journal of Chemical and Engineering Data**, v.8, n. 04, p.612–616, 1963.
- CARMICHAEL, L.T., BERRY, V., & SAGE, B. H. Viscosity of Hydrocarbons Methane. **Journal of Chemical and Engineering Data**, 10(1), 57–61, 1965.
- CARMICHAEL, L.T., BERRY, V., & SAGE, B. H. Viscosity of hydrocarbons n-decane. **Journal of Chemical and Engineering Data**, v.14, n. 01, p. 27–31, 1969.
- CULLICK, A. S., & MATHIS, M. L. Densities and viscosities of mixtures of carbon dioxide and n-decane from 310 to 403 K and 7 to 30 MPa. **Journal of Chemical and Engineering Data**, v.29, n 04, p. 393–396, 1984.
- DANDEKAR, A. Y. **Petroleum Reservoir Rock and Fluid Properties**. Department of Petroleum Engineering. 1994.
- DEWITT, K. J.; THODOS, G. Viscosities of binary mixtures in the dense gaseous state: The methane-carbon dioxide system. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, vol. 44, no. 3, p. 148–151, 1966.
- DO CARMO, F. R. et al. A new method for predicting the isobaric heat capacity of biodiesel-related esters based on the corresponding states principle. **Fluid Phase Equilibria**, v. 521, p. 112734, 2020.
- DUCOULOMBIER, D.; ZHOU, H.; BONED, C.; PEYRELASSE, J.; SAINT-GUIRONS, H.; XANS, P. Pressure (1-1000 bars) and temperature (20-100°C) dependence of the viscosity of liquid hydrocarbons. **Journal of Physical Chemistry**, vol. 90, no. 8, p. 1692–1700, 1986.
- Empresa de Pesquisa Energética. *Estudos de Longo Prazo: Desafios do Pré-sal*. Estudos de Longo Prazo: Documento de Apoio ao PNE 2050, 2018.
- FANCHI, J. R. **Principles of Applied Reservoir Simulation**. Gulf Professional Publishing. 2018.
- GONZALEZ, M. H. Viscosity of Isobutane. **J. Chem. Eng. Data**, vol. 1, no. July, p. 357–359, 1966.
- HERREMAN, W.; GREVENDONK, W.; DE BOCK, A. Shear viscosity measurements of liquid carbon dioxide. **The Journal of Chemical Physics**, vol. 53, no. 1, p. 185–189, 1970.
- HUBER, M. L.; LAESECKE, A.; XIANG, H. W. Viscosity correlations for minor constituent fluids in natural gas: N-octane, n-nonane and n-decane. **Fluid Phase Equilibria**, v. 228–229, p. 401–408, 2005.
- JOSSI, J. A.; STIEL, L. I.; THODOS, G. The viscosity of pure substances in the dense gaseous and liquid phases. **AIChE Journal**, v. 8, n. 1, p. 59–63, 1962.

- KASHEFI, K. **Measurement and modelling of interfacial tension and viscosity of reservoir fluids**. Thesis, 2012.
- KESTIN, J.; YATA, J. Viscosity and diffusion coefficient of six binary mixtures. **The Journal of Chemical Physics**, vol. 49, no. 11, p. 4780–4791, 1968.
- KIRAN, E.; SEN, Y. L. High-pressure viscosity and density of n-alkanes. **International Journal of Thermophysics**, vol. 13, no. 3, p. 411–442, 1992.
- KRAHN, U. G.; LUFT, G. Viscosity of Mixtures of Liquid Hydrocarbons with Ethene in the Temperature Range 298–453 K at Pressures up to 200 MPa. **Journal of Chemical and Engineering Data**, vol. 39, no. 4, p. 673–678, 1994.
- LOCKE, C. R.; STANWIX, P. L.; HUGHES, T. J.; KISSELEV, A.; GOODWIN, A. R. H.; MARSH, K. N.; MAY, E. F. Improved methods for gas mixture viscometry using a vibrating wire clamped at both ends. **Journal of Chemical and Engineering Data**, vol. 59, no. 5, p. 1619–1628, 2014.
- LOCKE, C. R.; STANWIX, P. L.; HUGHES, T. J.; JOHNS, M. L.; GOODWIN, A. R. H.; MARSH, K. N.; GALLIERO, G.; MAY, E. F. Viscosity of $\{x\text{CO}_2 + (1 - X)\text{CH}_4\}$ with $x = 0.5174$ for temperatures between (229 and 348) K and pressures between (1 and 32) MPa. **Journal of Chemical Thermodynamics**, vol. 87, p. 162–167, 2015.
- LOHRENZ, J.; BRAY, B. G.; CLARK, C. R. **Calculating Viscosities of Reservoir Fluids From Their Compositions**. *Journal of Petroleum Technology*, v. 16, n. 10, p. 1171–1176, 1964.
- MATTAX, C. C.; DALTON, R. L. **Reservoir Simulation (includes associated papers 21606 and 21620)**. *Journal of Petroleum Technology*, v. 42, n. 06, p. 692–695, 1990.
- NITAHARA, A. Produção de petróleo e gás no pré-sal e recorde e setembro. **Agência Brasil**. Out.2021 <https://agenciabrasil.ebc.com.br/economia/noticia/2021-10/producao-de-petroleo-e-gas-no-pre-sal-e-recorde-emsetembro>. Acesso em : 15 mar. 2022.
- NOUROZIEH, H.; KARIZNOVI, M.; ABEDI, J. Measurement and correlation of saturated liquid properties and gas solubility for decane, tetradecane and their binary mixtures saturated with carbon dioxide. **Fluid Phase Equilibria**, vol. 337, p. 246–254, 2013.
- OLIVEIRA, C. M. B. P.; WAKEHAM, W. A. The viscosity of five liquid hydrocarbons at pressures up to 250 MPa. **International Journal of Thermophysics**, vol. 13, no. 5, p. 773–790
- PEDERSEN, K. S.; THOMASSEN, P.; FREDENSLUND, A. Thermodynamics of Petroleum Mixtures Containing Heavy Hydrocarbons. 1. Phase Envelope Calculations by Use of the Soave-Redlich-Kwong Equation of State. **Ind. Eng. Chem. Process**, v. 23, p. 163–170, 1984.
- PEDERSEN, K. S.; FREDENSLUND, A. An improved corresponding states model for the prediction of oil and gas viscosities and thermal conductivities. **Chemical Engineering Science**, v. 42, p. 182–186, 1987.
- PEDERSEN, K. S.; CHRISTENSEN, P. L. ; SHAIKH, J. A. **Phase Behavior Reservoir Fluids of Petroleum**. Taylor & Francis Group. v. 91. 2015
- PENG, D. Y.; ROBINSON, D. B. A New Two-Constant Equation of State. **Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals**, v. 15, n. 1, p. 59–64, 1976.
- REAMER, H. H., COKELET, G., & SAGE, B. H. Viscosity of fluids at high pressures. **Chemical Engineering Laboratory**, v.31, n.08, p. 1422–1428, 1959.
- ROSA, A. J., CARVALHO, R. S., & XAVIER, J. A. D. **Engenharia de reservatórios de petróleo**. Editora Interciência. v.1. 2006.
- SOAVE, G. Equilibrium constants from a modified redlich-kwong equation of state. **Chemical Engineering Science**, v.27, n. 06, p. 1197–1203, 1972.
- STEPHAN, K. **Viscosity of dense fluids**. Springer Science & Business, 1979
- SWIFT, G. W.; LOHRENZ, J.; KURATA, F. Liquid viscosities above the normal boiling point for methane, ethane, propane, and n-butane. **AIChE Journal**, vol. 6, no. 3, p. 415–419, 1960.
- ZEBERG-MIKKELSEN, C. K. **Viscosity study of hydrocarbon fluids at reservoir conditions Modeling and measurements**. Technical University of Denmark, 2001.