

4

Modelos de viscosidade

Há diversos modelos de viscosidade de petróleo e hidrocarbonetos líquidos na literatura ([8], [22], [38], [16], [33], [30], [11] e [35]). Estes modelos podem ser divididos em grupos: empíricos, baseados em equações de estado e baseados na teoria dos estados correspondentes. Procurou-se abranger neste capítulo todos os tipos. As características do fluido utilizadas são a temperatura de ebulição média e uma densidade. A tabela (4.1) mostra estas propriedades para os resíduos estudados.

Tabela 4.1: Propriedades dos resíduos - T_b e $^{\circ}API$

resíduo	$T_b(^{\circ} \text{C})$	$^{\circ}API$
1	642,8	17,4
2	628,6	8,4
3	630,8	9,0
4	667,2	10,2
5	661,9	5,5
6	516,5	16,2
7	545,3	26,8

As viscosidades dinâmicas dos sete resíduos descritos na tabela (4.1) serão calculadas pelos três tipos de modelos e comparadas com os valores experimentais das tabelas (2.4) e (2.3).

A diferença média percentual (*dif*) entre os valores calculados (μ_{calc}) e experimentais (μ_{exp}) é expressa como:

$$dif = \frac{100}{N} \sum_1^N \frac{|\mu_{exp} - \mu_{calc}|}{\mu_{exp}} \quad (4-1)$$

onde N é o número de pontos.

4.1

Modelos empíricos

Resumidamente, pode-se dizer que os modelos empíricos são equações, cujos coeficientes são ajustados para um determinado banco de dados. Portanto, o sucesso deste modelo depende da semelhança entre o fluido de interesse e o banco de dados utilizado. Os modelos empíricos estudados objetivam determinar a viscosidade de petróleo livre de gás.

4.1.1

Modelo de Beggs

A equação prevista por Beggs e Robinson [8] foi desenvolvida com base na relação entre $\log(T)$ vs. $\log \log (\mu + 1)$, com a temperatura em Fahrenheit ($^{\circ}\text{F}$) e a viscosidade em centiPoise (cP).

$$\log \log (\mu + 1) = 3,00325 - 0,02023 (^{\circ}\text{API}) - 1,163 \log (T) \quad (4-2)$$

As viscosidades calculadas com a eq. (4-2) apresentaram valores sempre muito abaixo dos experimentais. Com o insucesso deste modelo tentou-se obter novos coeficientes para esta equação a fim de melhorar o ajuste das curvas. A eq. (4-2) em sua forma literal é:

$$\log \log (\mu + 1) = A + B ({}^{\circ}API) + C \log (T) \quad (4-3)$$

Para cada amostra o ${}^{\circ}API$ é constante, e somando-se as parcelas constantes a equação ficou da seguinte forma:

$$\log \log (\mu + 1) = D + C \log (T) \quad (4-4)$$

O coeficiente D é dependente da amostra, mas o coeficiente C deve ser o mesmo para todas. Para cada amostra foi feito um ajuste linear aos pontos experimentais e foram obtidos $C_{i,(i=1,7)}$, conforme mostra a tabela (4.2). Os valores de $C_{i,(i=1,7)}$ são diferentes para cada amostra, o que sugere que a eq. (4-4) não é adequada para representar os dados experimentais.

Tabela 4.2: Coeficiente C da eq. (4-3) do modelo de Beggs modificado

resíduo	C
1	-1,0459
2	-1,6157
3	-1,6489
4	-1,4668
5	-1,4966
6	-1,1709
7	-1,0459

A média destes coeficientes, $C_m (= \sum C_i / 7)$ foi substituída na eq. (4-4) e o coeficiente D foi calculado para cada ponto experimental de

cada amostra: $D = \log \log(\mu + 1) - C_m \log(T)$. Então, novamente, foram consideradas as sete médias $D_m (= \sum D_{i=1,21}/21)$, e estes coeficientes foram correlacionados com o $^{\circ}API$ por outro ajuste linear, de acordo com o gráfico da figura 4.1.

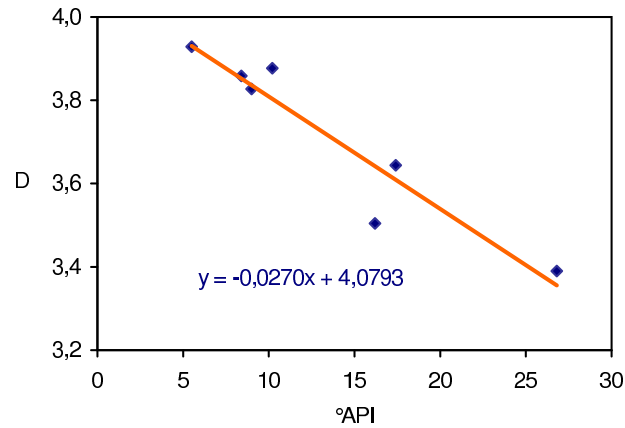


Figura 4.1: Coeficiente D da eq. (4-4) do modelo de Beggs modificado

Substituindo os coeficientes na eq. (4-2):

$$\log \log(\mu + 1) = 4,0793 - 0,027005 (^{\circ}API) - 1,4099 \log(T) \quad (4-5)$$

A tabela (4.3) mostra as diferenças médias obtidas entre os valores experimentais e os calculados por ambas as equações.

Tabela 4.3: Dif. rel. entre valores exper. e calc. pelo modelo de Beggs

resíduo	diferença % modelo original	diferença % modelo modificado
1	76,0	17,2
2	87,7	10,3
3	85,1	10,2
4	91,1	44,8
5	93,4	5,3
6	78,0	598,1
7	81,6	27,9
média	84,7	102,0

O modelo com os coeficientes modificados apresentou melhores resultados que o modelo original, embora o resíduo 6 tenha apresentado uma diferença muito grande ($\sim 600\%$). De acordo com a caracterização deste resíduo pela análise SARA a % de compostos saturados é maior que nos outros resíduos (62%), e talvez isto o torne inadequado para este modelo modificado.

4.1.2

Modelo de Kartoatmodjo

Kartoatmodjo e Schmidt [22] também correlacionaram temperatura e $^{\circ}API$ com a viscosidade do petróleo. Este estudo utilizou dois bancos de dados: um para obter a equação, e outro para testá-la. A equação proposta é:

$$\mu = 16 \times 10^8 (T^{-2,8177} [\log(^{\circ}API)]^{5,7526 \log(T) - 26,9718}) \quad (4-6)$$

onde, a unidade da temperatura é Fahrenheit ($^{\circ}F$) e da viscosidade, centiPoise (cP). No trabalho de Kartoatmodjo e Schmidt o modelo foi testado em 661 pontos, apresentando uma diferença média de 13,2 %. A utilização desta equação para resíduos também não se mostrou adequada.

Este modelo pode calcular viscosidades com valores acima ou abaixo dos esperados. Através do ajuste de curvas, também foram procurados melhores coeficientes para esta equação. Sua forma literal é:

$$\mu = D T^C (\log(^{\circ}API))^A \log(T) + B \quad (4-7)$$

Reescrevendo, tem-se:

$$\log \mu = E^* + F^* \log T \quad (4-8)$$

onde:

$$E^* = \log D + B \log(\log(^oAPI))$$

$$F^* = C + A \log(\log(^oAPI))$$

Traçando gráficos $\log T \times \log \mu$, pode-se calcular os coeficientes E^* e F^* para cada amostra e depois relacioná-los com oAPI , como mostra o gráfico da figura 4.2, e obter A , B , C e D .

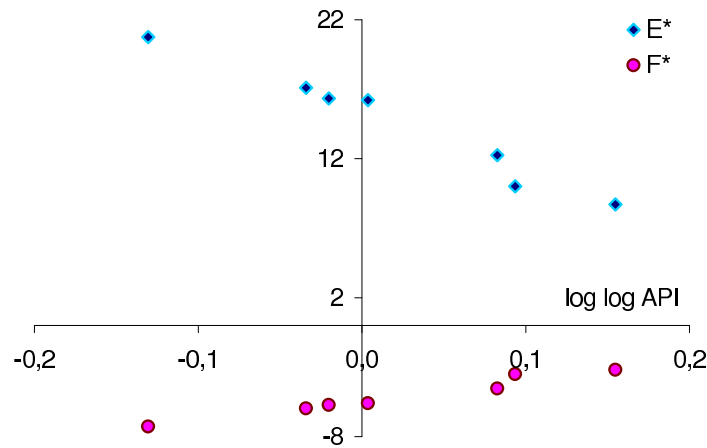


Figura 4.2: E^* e F^* da eq.(4-8) do modelo de Kartoatmodjo modificado

As diferenças entre os valores experimentais e os calculados encontram-se na tabela (4.4).

Tabela 4.4: Dif. rel. entre valores exper. e calc. com modelo de Kartootmodjo

	diferença %	diferença %
	modelo original	modelo modificado
resíduo 1	28,2	26,6
resíduo 2	474,3	17,2
resíduo 3	403,1	10,2
resíduo 4	77,7	55,7
resíduo 5	3385,9	62,0
resíduo 6	36,3	97,1
resíduo 7	79,2	4,9
média	640,7	39,1

A modificação dos coeficientes introduziu melhoras nos cálculos das viscosidades de todos os resíduos, exceto no resíduo 6, assim como no modelo de Beggs. Ambos os modelos não se mostraram adequados para representar as viscosidades dos resíduos apresentando grandes diferenças entre os valores experimentais e os calculados .

4.1.3 Modelo API

O capítulo 11 do manual técnico do API (American Petroleum Institute) [3] traz uma equação empírica para o cálculo da viscosidade cinemática de misturas líquidas indefinidas (petróleo e suas frações). As equações propostas correlacionam viscosidade com temperatura para baixas pressões, ou seja, pressões próximas à atmosférica. O fluido é caracterizado através de sua temperatura média de ebulição (T_b) e da densidade a 60°F (D_{60}). Há uma faixa de aplicabilidade do método descrita através de um gráfico ($^{\circ}API \times k_w$).

O método propõe inicialmente o cálculo da viscosidade a 100°F (eq.

4-9), como sendo a soma de uma viscosidade de referência (eq. 4-10) e uma parcela de correção (eq. 4-11).

$$\nu_{100} = \nu_{ref} + \nu_{cor} \quad (4-9)$$

$$\log \nu_{ref} = 1,35579 + 8,16059 \times 10^{-4} T_b + 8,38505 \times 10^{-7} T_b^2 \quad (4-10)$$

$$\log \nu_{cor} = A_1 + A_2 k_w \quad (4-11)$$

onde:

$$A_1 = c_1 + c_2 T_b + c_3 T_b^2 + c_4 T_b^3 \quad (4-12)$$

$$A_2 = d_1 + d_2 T_b + d_3 T_b^2 + d_4 T_b^3 \quad (4-13)$$

$$c_1 = 3,49310 \times 10^1$$

$$c_2 = -8,84387 \times 10^{-2}$$

$$c_3 = 6,73513 \times 10^{-5}$$

$$c_4 = -1,01394 \times 10^{-8}$$

$$d_1 = -2,92649$$

$$d_2 = 6,98405 \times 10^{-3}$$

$$d_3 = -5,09947 \times 10^{-6}$$

$$d_4 = 7,49378 \times 10^{-10}$$

T_b = temperatura média de ebulição em $^{\circ}R$

$$k_w(\text{fator de caracterização de Watson}) = \frac{T_b^{1/3}}{D60}$$

$D60$ = densidade a $60^{\circ}F$

ν = viscosidade cinemática em centiStokes (cS)

A partir da viscosidade a $100^{\circ}F$ é calculada a viscosidade cinemática a $210^{\circ}F$ (eq. 4-14).

$$\log \nu_{210} = B_1 + B_2 T_b + B_3 \log(T_b \nu_{100}) \quad (4-14)$$

onde:

$$B_1 = -1,92353$$

$$B_2 = 2,41071 \times 10^{-4}$$

$$B_3 = 0,51130$$

Após calcular as viscosidades cinemáticas a $100^{\circ}F$ e a $210^{\circ}F$ o método sugere a utilização da carta ASTM para calcular viscosidade em outras temperaturas.

Para permitir a comparação entre as viscosidades cinemáticas calculadas por este método com as viscosidades dinâmicas obtidas experimentalmente, foi necessário o cálculo da massa específica. Esta foi obtida pela equação de Rackett modificada por Spencer e Adler [42], e as propriedades críticas foram calculadas pelo método de Riazi-Daubert [39] (Apêndice A).

Os resultados novamente não foram satisfatórios, o que levou a modificação nos coeficientes. Foi feita uma regressão, através do método dos mínimos quadrados, que resultou em:

$$c_1 = 3,49310 \times 10^1$$

$$c_2 = -8,84389 \times 10^{-2}$$

$$c_3 = 6,72567 \times 10^{-5}$$

$$c_4 = -5,17132 \times 10^{-9}$$

$$d_1 = -2,92649$$

$$d_2 = 6,98385 \times 10^{-3}$$

$$d_3 = -5,18918 \times 10^{-6}$$

$$d_4 = 4,2962 \times 10^{-10}$$

$$B_1 = -5,97602$$

$$B_2 = 3,29894 \times 10^{-3}$$

$$B_3 = 0,43474$$

A tabela (4.5) apresenta as diferenças médias para os resíduos obtidos a partir do modelo API original e do modelo API com coeficientes modificados.

Tabela 4.5: Dif. rel. entre valores exper. e calc. pelo modelo API

resíduo	diferença % modelo original	diferença % modelo modificado
1	48,7	186,8
2	76,5	1,7
3	71,0	29,0
4	79,9	48,2
5	83,7	37,0
6	50,8	23,1
7	46,0	31,9
média	65,2	51,1

Na temperatura de 100°F (33,8°C) os resíduos de vácuo (1 a 5) não se encontram no estado líquido, e, embora os resíduos se encontrem dentro da faixa de aplicabilidade do método, o cálculo da viscosidade a 100°F não está representando a realidade, pois a equação foi desenvolvida para líquidos e o resíduo está sólido. Isto pode estar influenciando nos resultados.

Para tentar contornar o fato exposto acima, seria necessário substituir a temperatura de 100°F por uma na qual todos os resíduos se encontrassem em estado líquido. Foi escolhida a temperatura de 160°C, e através do método dos mínimos quadrados, buscou-se novos coeficientes para a equação 4-10, novos $c_i (i = 1, 4)$ e $d_i (i = 1, 4)$. No entanto não houve convergência, não sendo possível prosseguir.

4.1.4 Carta ASTM

A carta ASTM [4] é um gráfico que fornece a viscosidade cinemática do petróleo ou hidrocarboneto líquido, desde que sejam conhecidas as viscosidades cinemáticas (mm²/s) em duas temperaturas (K). Este gráfico

pode ser descrito através da seguinte equação:

$$\log \log Z = A - B \log T \quad (4-15)$$

$$Z = \nu + 0,7 + \exp(-1,47 - 1,84\nu - 0,51\nu^2)$$

Este não é um método preditivo, ou seja, não é possível calcular a viscosidade somente a partir das propriedades do fluido.

Para permitir a comparação entre dados, foi necessário calcular a viscosidade cinemática, ν . Sabendo que: $\nu = \frac{\mu}{\rho}$, a massa específica, ρ foi calculada pela equação de Rackett modificada por Spencer e Adler [42]. As propriedades críticas e o peso molecular foram calculados pelas correlações de Riazi-Daubert [39].

Os pontos experimentais (T, μ) fornecidos foram os limites máximo e mínimo. A maior diferença entre os pontos calculados pela eq. (4-15) foi de 5,1%, e as diferenças médias estão na tabela (4.6). Neste cálculo são considerados somente os valores intermediários, obtendo-se:

$$dif = \frac{100}{19} \sum \frac{|\mu_{exp} - \mu_{calc}|}{\mu_{exp}}$$

Tabela 4.6: Dif. rel. entre valores exper. e calc. pela Carta ASTM

resíduo	diferença %
1	0,8
2	2,7
3	1,5
4	1,3
5	1,3
6	0,5
7	1,2
média	1,3

A relação entre $\log \log(\mu + 0,7)$ e $\log T$ nos resíduos é linear, por isso os resultados com a carta ASTM foram muito bons.

4.1.5

Modelo de estimativa da viscosidade através do índice de refração

A eq. (4-16) relaciona a viscosidade do líquido com a fração de volume do fluido ocupado pelas moléculas (V_0/V) [18].

$$\frac{1}{\mu} = E \left(\frac{V - V_0}{V_0} \right) \quad (4-16)$$

onde, E é uma constante.

Riazi e Al-Otaibi [38] partiram da relação de Hildebrand (eq. 4-16), e com base na proporcionalidade entre (V_0/V) e o parâmetro do índice de refração I , propuseram a seguinte equação:

$$\frac{1}{\mu} = A + \frac{B}{I} \quad (4-17)$$

onde:

$$I = \frac{n^2 - 1}{n^2 + 2}$$

e n é o índice de refração calculado por $n = n_{20} - 0,0004(T - 293)$.

As constantes A e B foram determinadas para 25 compostos e posteriormente correlacionadas com peso molecular (PM), densidade a 60°F (D_{60}), parâmetro do índice de refração (I) e temperatura de ebulição média (T_b) em Kelvin, através das seguintes equações:

$$\begin{aligned}
 A = & 37,34745 - 0,20611 PM + 141,1265 D60 - 637,727 I_{20} \\
 & - 6,757 T_b^* + 6,98 (T_b^*)^2 - 0,81 (T_b^*)^3
 \end{aligned} \quad (4-18)$$

$$\begin{aligned}
 B = & -15,5437 + 0,046603 PM - 42,8873 D60 + 211,6542 I_{20} \\
 & + 1,676 T_b^* - 1,8 (T_b^*)^2 + 0,212 (T_b^*)^3
 \end{aligned} \quad (4-19)$$

$$\text{onde } T_b^* = \frac{1,8 T_b - 459,67}{100}$$

A eq. (4-17) calculou valores negativos de viscosidade, quando aplicada aos resíduos. Investigando o motivo, pode-se perceber que a relação entre $1/\mu$ e $1/I$ é quadrática, e não linear como supunha a eq. (4-17) e como mostra o gráfico da figura 4.3.

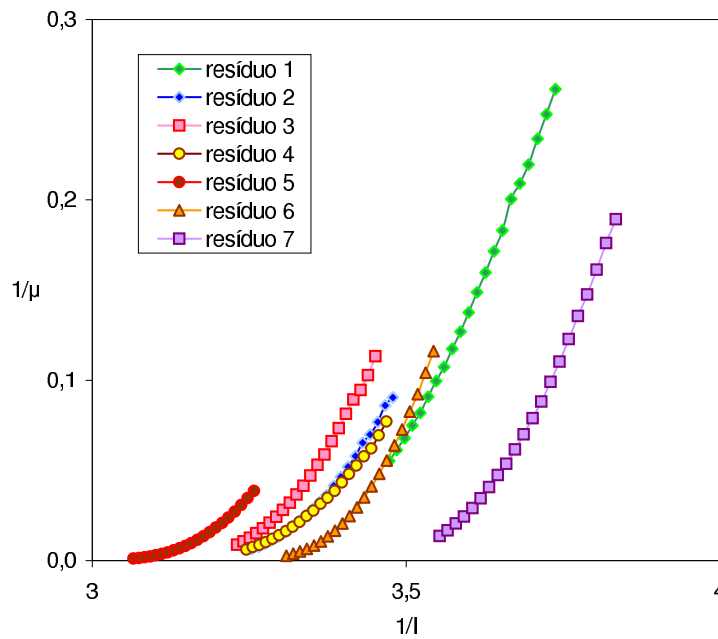


Figura 4.3: Relação entre $1/I$ e $1/\mu$

A modificação da equação linear (4-17) por uma quadrática iria contrariar a relação de Hildebrand, princípio no qual os autores se basearam para construir seu modelo.

4.2

Modelos baseados em equações de estado

4.2.1

Equação análoga à equação de estado de Peng-Robinson

Baseado na similaridade geométrica entre os diagramas $P - V - T$ e $T - \mu - P$, Guo *et al.* [16] propuseram a seguinte equação para viscosidade:

$$T = \frac{rP}{\mu - b'} - \frac{a}{\mu(\mu + b) + b(\mu - b)} \quad (4-20)$$

com a temperatura (T) em Kelvin, a pressão (P) em bar e a viscosidade (μ) em microPoise, onde

$$a = 0,45724 \frac{r_c^2 P_c^2}{T_c}$$

$$b = 0,07780 \frac{r_c P_c}{T_c}$$

$$r = r_c \tau(T_r, P_r)$$

$$r_c = \frac{\mu_c T_c}{P_c Z_c}$$

$$\mu_c = 7,7 T_c^{-1/6} P M^{1/2} P_c^{2/3}$$

$$\tau(T_r, P_r) = [1 + Q_1((P_r T_r)^{0,5} - 1)]^{-2}$$

$$b' = b \phi(T_r, P_r)$$

$$\phi(T_r, P_r) = \exp[Q_2(\sqrt{T_r} - 1)] + Q_3 (\sqrt{P_r} - 1)^2$$

Os coeficientes Q_1 , Q_2 e Q_3 são calculados em função do fator acêntrico, ω . Quando $\omega < 0,3$:

$$Q_1 = 0,829599 + 0,350857\omega - 0,747680\omega^2$$

$$Q_2 = 1,94546 - 3,19777\omega + 2,80193\omega^2$$

$$Q_3 = 0,299757 - 2,20855\omega + 6,64959\omega^2$$

Quando $\omega \geq 0,3$:

$$Q_1 = 0,956763 + 0,192829\omega - 0,303189\omega^2$$

$$Q_2 = -0,258789 - 37,1071\omega + 20,5510\omega^2$$

$$Q_3 = 5,16307 - 12,8207\omega + 11,0109\omega^2$$

Os resultados para esta equação se distanciaram muito dos valores experimentais. A variação da viscosidade com a temperatura era muito pequena, fazendo com que aquela não atingisse valores maiores que 2 mPa.s na maioria dos casos.

A tabela (4.7) mostra as diferenças entre as viscosidades medidas e as calculadas pela eq. (4-20).

Tabela 4.7: Dif. rel. entre valores exper. e calc. pelo modelo de Guo *et al.*

resíduo	diferença %
1	91,9
2	95,3
3	94,4
4	97,3
5	98,1
6	87,2
7	89,0
média	93,3

Elsharkawy *et al.* [11] conseguiu obter melhores resultados para os petróleos do Kuwait ajustando os coeficientes Q_1 , Q_2 e Q_3 . Empregando-se o método dos mínimos quadrados tentou-se ajustar estes coeficientes para as amostras deste trabalho, mas não foi conseguida uma solução convergida.

4.3 Método dos estados correspondentes

De acordo com o princípio dos estados correspondentes uma propriedade adimensional de uma substância é igual à de uma substância de referência se ambas forem avaliadas nas mesmas condições reduzidas [31], ou seja:

$$Z(T_r, P_r) = Z_o(T_r, P_r) \quad (4-21)$$

A eq. (4-21) afirma que o fator de compressibilidade, Z , de uma substância é igual ao de uma substância de referência, Z_o , desde que ambos

sejam calculados nas mesmas condições reduzidas (T_r, P_r). Esta equação é válida somente para pares de substâncias puras com moléculas esféricas, como por exemplo, os gases nobres [46].

Este princípio foi estendido para outras propriedades de mistura, tais como, viscosidade e condutividade térmica ([40], [25],[17]), obtendo-se:

$$\eta_x(\rho, T) = \eta_o(\rho_o, T_o) \left(\frac{PM_x}{PM_o} \right)^{(1/2)} h_{x,o}^{(-2/3)} f_{x,o}^{(1/2)} \quad (4-22)$$

PM é o peso molecular, ρ a massa específica, T a temperatura e T_o , ρ_o , $h_{x,o}$ e $f_{x,o}$ são definidos por:

$$T_o = T/f_{x,o}$$

$$\rho_o = \rho h_{x,o}$$

$$h_{x,o} = \frac{\rho_{c,o}}{\rho_{c,x}} \phi_{x,o}$$

$$f_{x,o} = \frac{T_{c,x}}{T_{c,o}} \theta_{x,o}$$

$\phi_{x,o}$ e $\theta_{x,o}$ são chamados fatores de forma. Leach *et al.* [25] propuseram equações para estes fatores de forma, utilizando o metano como substância de referência.

O índice subscrito x se refere ao fluido de interesse, o ao fluido de referência, r às propriedades reduzidas e c às propriedades críticas.

$$\begin{aligned} \theta_{x,o} = 1 + (\omega_x - \omega_o) [0,0892 - 0,8493 \ln T_{r,x}^+ \\ + (0,3063 - 0,4506/T_{r,x}^+) (V_{r,x}^+ - 0,5)] \end{aligned} \quad (4-23)$$

$$\begin{aligned} \phi_{x,o} = \{1 + (\omega_x - \omega_o) [0,3903 (V_{r,x}^+ - 0,0177) \\ - 0,9462 (V_{r,x}^+ - 0,7663) \ln T_{r,x}^+] \} \left(\frac{Z_{c,o}}{Z_{c,x}} \right) \end{aligned} \quad (4-24)$$

onde

$$T_{r,x}^+ = \min[2, \max\{T_{r,x}, 0,5\}]$$

$$V_{r,x}^+ = \min[2, \max\{V_{r,x}, 0,5\}]$$

A utilização do metano como fluido de referência limita o cálculo da viscosidade a temperaturas reduzidas maiores que 0,476. No entanto ele foi escolhido devido à disponibilidade de dados na época.

Teja e Rice [46] propuseram o cálculo de propriedades termodinâmicas através do princípio dos estados correspondentes utilizando dois fluidos de referência, e depois estenderam para o cálculo da viscosidade, como mostra a eq. (4-25).

$$\ln(\eta\xi) = \ln(\eta\xi)_{r1} + \frac{\omega - \omega_{r1}}{\omega_{r2} - \omega_{r1}} [\ln(\eta\xi)_{r2} - \ln(\eta\xi)_{r1}] \quad (4-25)$$

onde os índices subscritos $r1$ e $r2$ correspondem aos fluidos de referência e $\xi = V_c^{(2/3)} T_c^{(-1/2)} PM^{(-1/2)}$.

Na subseção 4.3.2 há a aplicação da eq. (4-25) por Moharam e Fahim [30] utilizando como fluidos de referência o decano e o eicosano.

Baltatu *et al.* [7] também utilizaram o método dos estados correspondentes para calcular viscosidade de frações de petróleo. Em função da limitação na temperatura reduzida introduzida pelo metano, desenvolveram novas equações para o propano. No entanto, o método proposto em seu artigo não apresentou resultados satisfatórios para serem apresentados.

4.3.1

Método de Pedersen et al.

Pedersen *et al.* [33] propuseram um método de estados correspondentes para calcular a viscosidade do óleo cru. A equação proposta é:

$$\eta_x(P, T) = \left(\frac{T_{c,x}}{T_{c,o}}\right)^{-1/6} \left(\frac{P_{c,x}}{P_{c,o}}\right)^{2/3} \left(\frac{PM_x}{PM_o}\right)^{1/2} \frac{\alpha}{\alpha_o} \times \eta_o \left[\frac{P P_{c,o} \alpha_o}{P_{c,x} \alpha}, \frac{T T_{c,o} \alpha_o}{T_{c,x} \alpha} \right] \quad (4-26)$$

onde

$$\alpha = 1 + 7,747 \times 10^5 \rho_r^{4,265} PM^{0,8579}$$

$$\alpha_o = 1 + 8,374 \times 10^{-4} \rho_r^{4,265}$$

$$\rho_r = \frac{\rho_o \left(\frac{T T_{c,o}}{T_{c,x}}, \frac{P P_{c,o}}{P_{c,x}} \right)}{\rho_{c,o}}$$

η é a viscosidade em centiPoise, T é a temperatura em Kelvin, P é a pressão em bar, PM é o peso molecular e ρ é a massa específica em Kg/m³.

O fluido de referência utilizado neste modelo é o metano. Em temperaturas reduzidas abaixo de 0,476 o metano se encontra no estado sólido, o

que limita a faixa de temperaturas. As temperaturas críticas dos resíduos são altas, portanto na faixa de $60 - 260^{\circ}\text{C}$, as temperaturas de cálculo da viscosidade do metano ($\frac{T T_{c,o} \alpha_o}{T_{c,x} \alpha}$) encontram-se abaixo de sua temperatura de fusão. O metano estaria no estado sólido, e não *corresponderia* ao óleo cru.

4.3.2

Modelo de Moharam e Fahim

Moharam e Fahim [30] propuseram um modelo do método de estados correspondentes usando decano e eicosano como fluidos de referência para calcular viscosidades de frações pesadas de petróleo e óleo cru. Este modelo foi testado em dados obtidos por Beg *et al* [9], entre outros. Segundo os autores, para as frações pesadas a diferença média entre o modelo e o valor medido foi de 5,3%. A equação empregada foi:

$$\ln \eta_{rx} = \ln \eta_{rod} + \frac{(PM_x - PM_{od})}{(PM_{oe} - PM_{od})} \ln\left(\frac{\eta_{roe}}{\eta_{rod}}\right) \quad (4-27)$$

onde

$$\eta_r = \eta / \eta_c$$

$$\eta_c = 7,7 \times 10^{-4} PM^{1/2} P_c^{2/3} T_c^{-1/6}$$

Os índices subscritos *d* e *e* estão relacionados aos fluidos de referência. Na eq. (4-27), a viscosidade está em mPa.s, a temperatura em Kelvin e a pressão em bar. Este método apresenta ainda a limitação de $T_r > 0,4$.

A tabela 4.8 mostra as diferenças entre as viscosidades medidas e as calculadas pela eq. (4-27).

Tabela 4.8: Dif. rel. entre valores exper. e calc. pelo modelo de Moharam

resíduo	diferença %
1	29,0
2	81,1
3	75,8
4	78,6
5	87,9
6	67,2
7	31,9
média	64,5

Devido à limitação da temperatura ($T_r > 0,4$), oito dos vinte e um pontos de cada resíduo atmosférico não puderam ser calculados, e um ponto do resíduo 5 também não. Por isso a diferença média mostrada na tabela (4.8) só leva em consideração os pontos calculados.

4.4 Comparação dos métodos

Os gráficos das figuras (4.4) a (4.10) mostram as viscosidades experimentais de cada resíduo e os valores calculados por seis dos métodos citados acima.

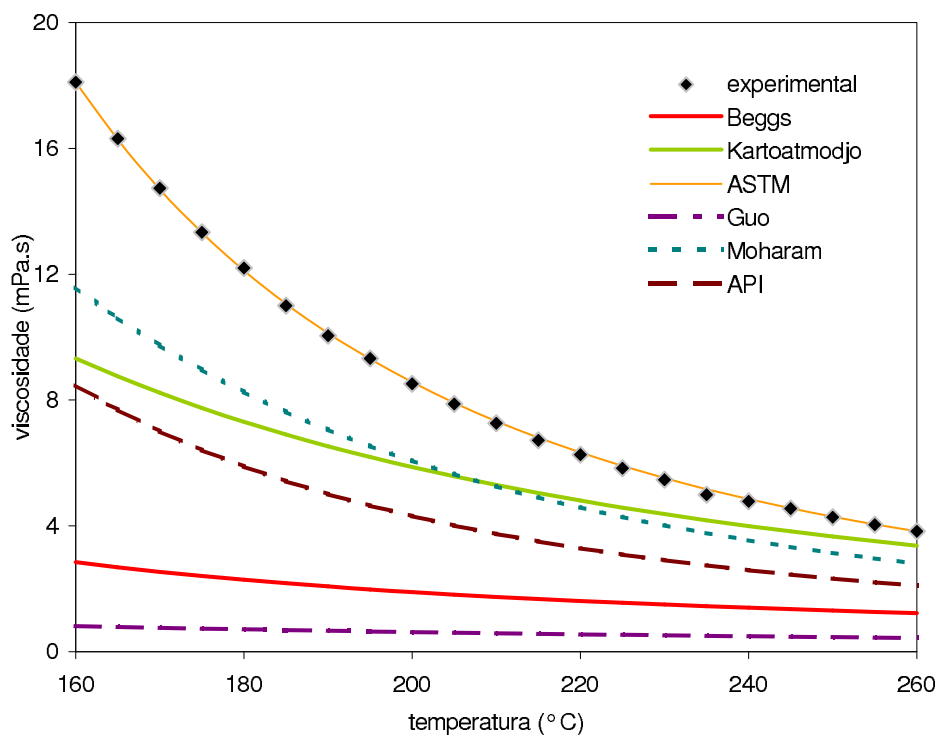


Figura 4.4: Viscosidades do resíduo 1

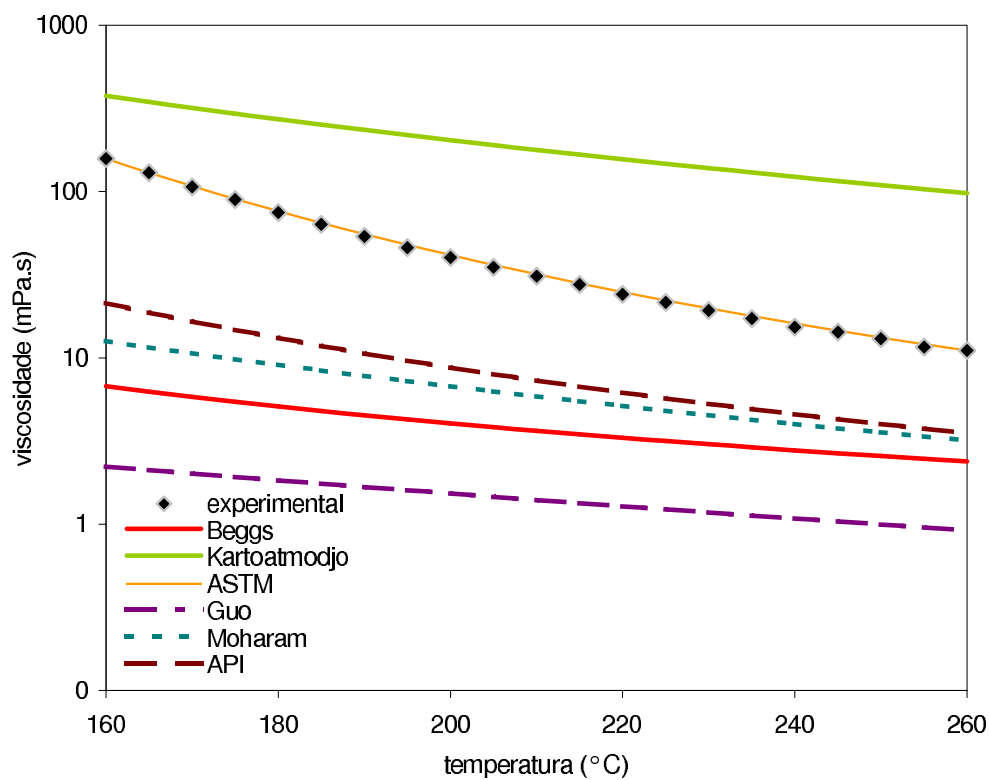


Figura 4.5: Viscosidades do resíduo 2

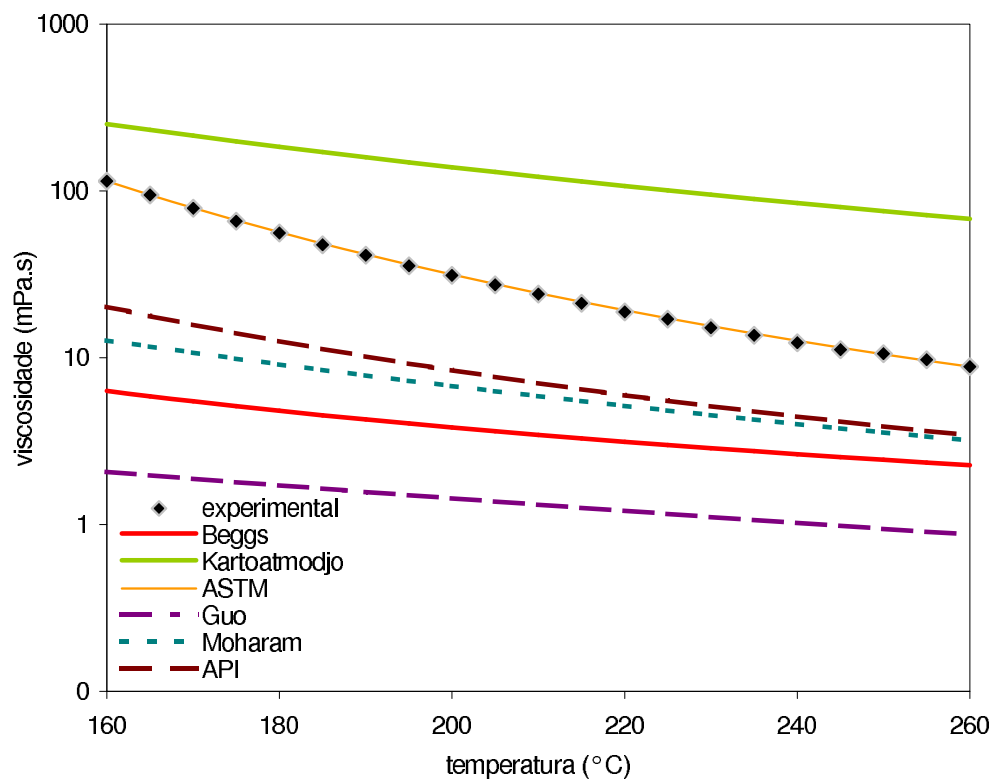


Figura 4.6: Viscosidades do resíduo 3

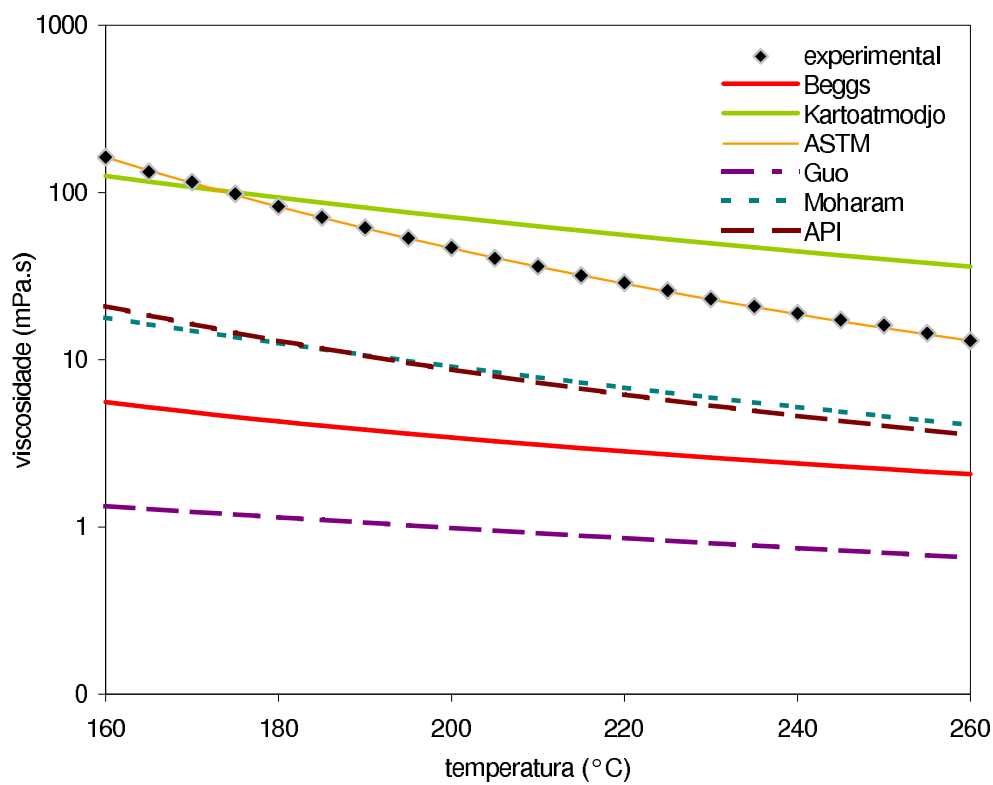


Figura 4.7: Viscosidades do resíduo 4

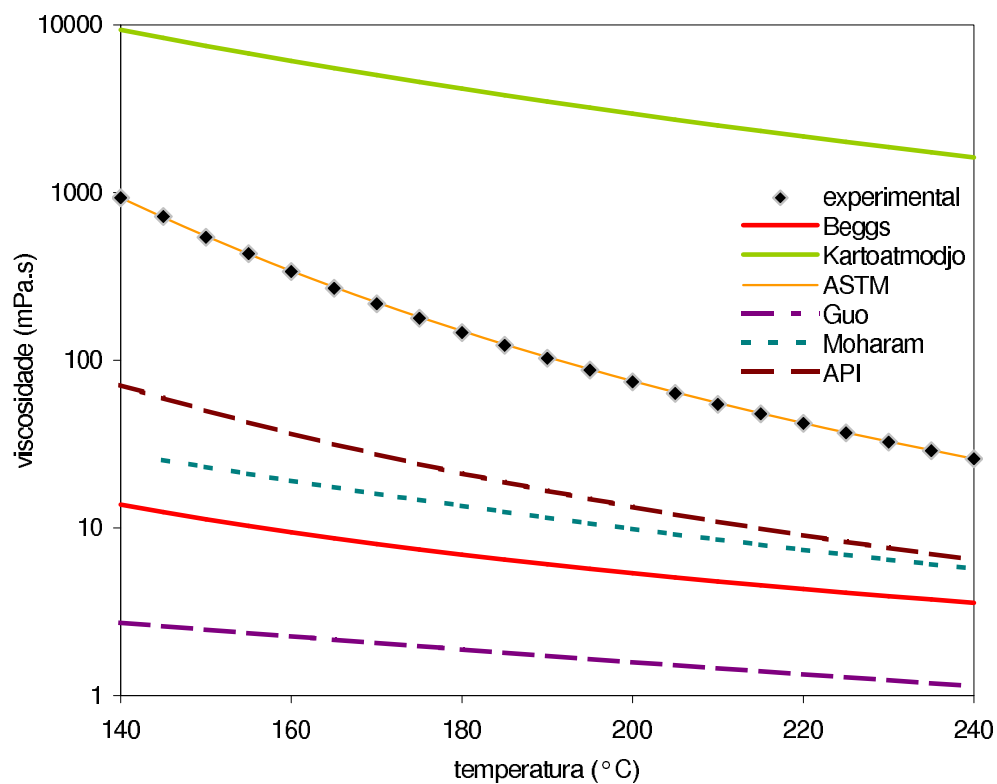


Figura 4.8: Viscosidades do resíduo 5

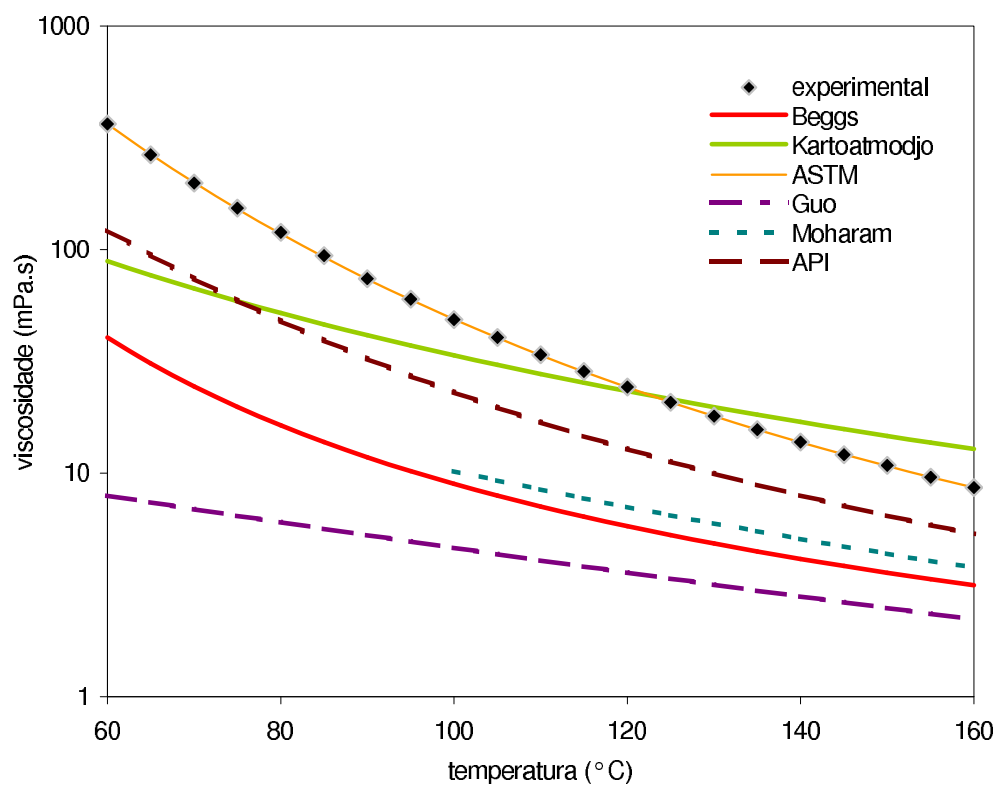


Figura 4.9: Viscosidades do resíduo 6

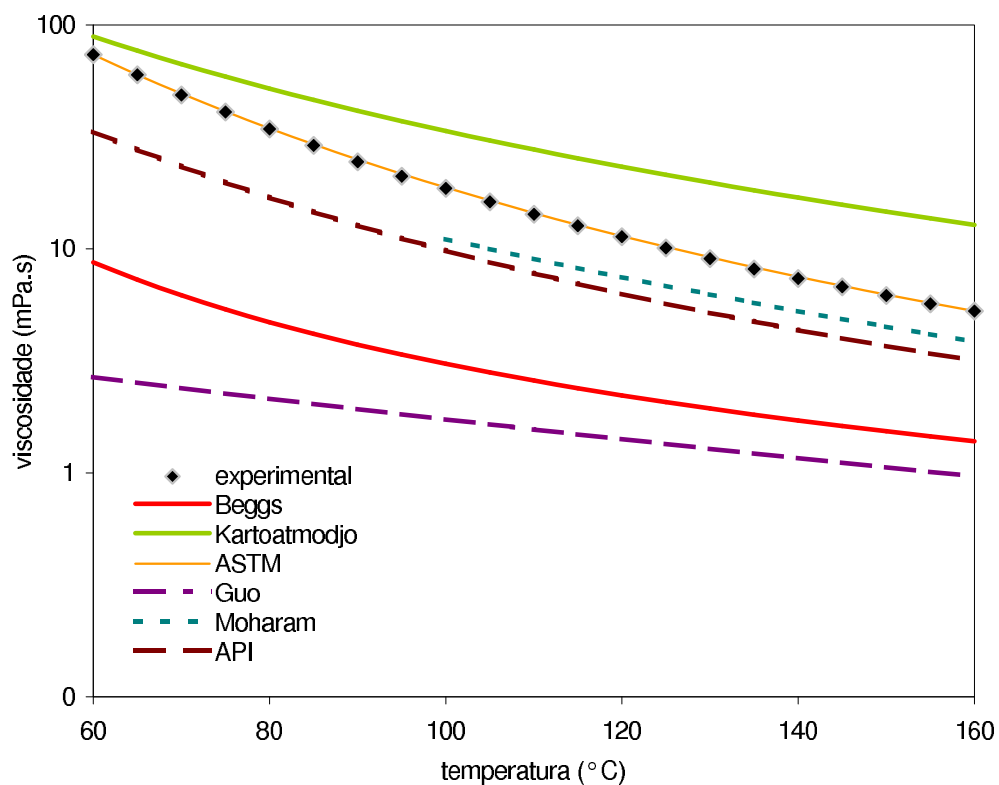


Figura 4.10: Viscosidades do resíduo 7

Os modelos preditivos aqui testados não foram capazes de reproduzir os dados experimentais com diferenças aceitáveis. Os valores calculados ficaram bem distantes dos valores experimentais e algumas curvas, apesar de apresentarem valores crescentes de viscosidade com a diminuição da temperatura, não seguiram o mesmo comportamento dos resíduos.

A carta ASTM apresentou ótimos resultados, mas por não ser um modelo preditivo, necessita de pontos experimentais para interpolação e não leva as propriedades do fluido em consideração.