

6

Viscosidade de frações pesadas de petróleo

No capítulo 4 a viscosidade das sete amostras de resíduos foi calculada por modelos disponíveis na literatura. Os modelos preditivos se mostraram inadequados. Somente o método ASTM apresentou bons resultados, mas sua utilização depende de dois pontos experimentais.

O objetivo deste capítulo é propor um modelo de cálculo da viscosidade em função da temperatura com resultados satisfatórios.

Serão apresentados modelos de dois tipos: empíricos e baseados no princípio dos estados correspondentes.

Os modelos empíricos seguirão a forma da eq. (5-8) ($\log \log(\mu + 0,7) = A + B \log T$) e as variações ocorrerão no cálculo dos coeficientes A e B . Serão propostos três modelos empíricos: um modelo com coeficientes A e B descritos em função da temperatura média de ebulição (T_b) e do $^{\circ}API$, e outros dois modelos com coeficientes A e B descritos em função de T_b , do $^{\circ}API$ e da concentração mássica de asfaltenos (ASF). A relação entre estes coeficientes e as propriedades do fluido será estabelecida através do método de tentativa e erro.

Serão desenvolvidos neste capítulo modelos baseados no princípio de estados correspondentes com um ou dois fluidos de referência.

O modelo com dois fluidos de referência será calculado através da eq.

(6-1) onde as variações irão ocorrer nos fluidos de referência e no parâmetro de interpolação α .

$$\ln(\eta\xi) = \ln(\eta\xi)_{r1} + \frac{\alpha - \alpha_{r1}}{\alpha_{r2} - \alpha_{r1}} [\ln(\eta\xi)_{r2} - \ln(\eta\xi)_{r1}] \quad (6-1)$$

Serão apresentadas três combinações:

- fluidos de referência: decano ($C_{10}H_{22}$) e eicosano ($C_{20}H_{42}$)

parâmetro de interpolação: peso molecular

- fluidos de referência: eicosano ($C_{20}H_{42}$) e 1,2,3,4,5,6,7,8-octahidrofenantreno (PSU625)

parâmetro de interpolação: fator acêntrico

- fluidos de referência: eicosano ($C_{20}H_{42}$) e 1,2,3,4,5,6,7,8-octahidrofenantreno (PSU625)

parâmetro de interpolação: peso molecular

O PSU625 foi escolhido como fluido de referência devido à observação de Johnson *et al.* [21], que afirma que o fluido de referência deve apresentar características semelhantes ao fluido de interesse. O decano e eicosano são alcanos. A escolha do PSU625 foi feita em função de sua aromaticidade. Este composto foi utilizado com sucesso no cálculo da viscosidade do betume canadense [21].

O peso molecular e o fator acêntrico foram escolhidos como parâmetros de interpolação para tentar representar as diferenças existentes entre o fluido de interesse e os fluidos de referência.

O último modelo a ser apresentado será um modelo de estados correspondentes com um fluido de referência, o propano. Este modelo segue

as equações propostas por Baltatu *et al.* [7], onde o propano foi escolhido para contornar as dificuldades impostas pela temperatura de fusão do metano.

Serão apresentados ao todo, sete modelos (três empíricos e quatro de estados correspondentes). Todos estes modelos serão desenvolvidos através do ajuste de curvas pelo método dos mínimos quadrados aos dados experimentais das sete amostras já caracterizadas nos capítulos 2 e 3.

Para testar os modelos propostos será utilizado um outro conjunto de dados diferente das sete amostras. A PETROBRAS possui um banco de dados de avaliação de petróleo (BDAP), no qual estão disponíveis informações sobre diversos petróleos e suas frações. Foram escolhidas 17 frações de petróleo. Estas frações são obtidas através de destilação em laboratório e sua caracterização foi feita através dos mesmos ensaios descritos no capítulo 3. Elas apresentam de dois a três pontos experimentais de viscosidade cinemática (82, 2°, 100° ou 135°C), além de uma densidade, dados da destilação simulada e a concentração mássica dos asfaltenos.

Para permitir a comparação, a viscosidade dinâmica destas frações considerada experimental será calculada através da eq. (6-2).

$$\mu = \nu \rho \quad (6-2)$$

A massa específica ρ é calculada através da equação de Rackett modificada po Spencer e Adler [42] descrita no Anexo A.

Esta comparação é feita na temperatura de 200°C para não encontrar limitações devido às temperaturas de fusão dos fluidos de referência. A

viscosidade nesta temperatura é calculada pela eq. (5-8).

No caso das sete amostras as diferenças são calculadas como a média de todos os pontos utilizados no cálculo.

As viscosidades das frações do BDAP são calculadas pelos cinco modelos preditivos já testados no capítulo 4, e o resultado encontra-se na tabela (6.1)

Tabela 6.1: Dif. rel. entre modelos da literatura e dados de frações do BDAP

resíduo	Beggs	Kartoatmodjo	API	Guo	Moharam
BDAP 1	79,8	59,5	55,0	92,9	32,5
BDAP 2	84,9	69,4	65,3	95,2	44,2
BDAP 3	74,8	47,8	45,9	89,7	43,9
BDAP 4	94,6	295,3	87,0	98,2	89,3
BDAP 5	92,9	456,8	81,2	98,0	82,8
BDAP 6	92,4	3214,9	83,5	97,4	88,8
BDAP 7	92,4	2301,9	82,3	97,6	87,2
BDAP 8	91,0	7056,4	78,9	97,2	85,3
BDAP 9	91,7	1160,2	79,5	97,5	83,6
BDAP 10	94,4	684,7	86,2	98,3	89,0
BDAP 11	88,1	14,3	71,5	96,3	65,9
BDAP 12	90,4	1629,9	67,3	98,6	53,5
BDAP 13	91,1	699,1	78,1	97,2	82,0
BDAP 14	81,1	43,2	56,0	93,5	51,1
BDAP 15	78,3	1023,5	80,4	97,5	84,5
BDAP 16	98,4	19,0	54,3	98,4	77,1
BDAP 17	78,3	537,8	69,1	94,6	75,9

As propriedades críticas e o peso molecular são calculados pelas equações de Riazi-Daubert e o fator acêntrico pela definição de Kesler-Lee [23] (Apêndice A).

6.1

Modelos empíricos

Os modelos encontrados na literatura ([8], [22], [3], [16] e [30]) utilizam como dados de entrada para cálculo da viscosidade a temperatura média de ebulição e uma densidade, além das temperaturas e pressão de operação. Por este motivo estas características serão consideradas no desenvolvimento dos modelos propostos. No entanto, por considerar que os asfaltenos tenham influência no comportamento reológico dos resíduos, sua concentração mássica também será incluída no cálculo dos coeficientes.

6.1.1

Coeficientes A e B da eq. (5-8) em função de T_b e $^{\circ}API$ - 1^a opção

$$A = -B[2,7927 \exp(-2,2158(^{\circ}API/T_b(K)))] \quad (6-3)$$

$$B = -4,7081 \times 10^{-3} T_b(K) + 0,9781 \quad (6-4)$$

A tabela (6.2) mostra os valores dos coeficientes A e B calculados a partir dos dados experimentais (A_{exp} e B_{exp}) e os valores calculados pelas equações (6-3) e (6-4) (A_{calc} e B_{calc})

Tabela 6.2: Coef. A e B calculados por eqs. (6-3) e (6-4) e por dados exper.

resíduo	A_{exp}	A_{calc}	B_{exp}	B_{calc}
1	8,6128	8,9278	-3,2259	-3,3343
2	9,5913	8,9385	-3,5079	-3,2674
3	9,7887	8,9541	-3,5934	-3,2778
4	8,7278	9,4037	-3,1791	-3,4492
5	9,3486	9,4390	-3,3928	-3,4242
6	9,7551	7,3110	-3,7042	-2,7396
7	8,7485	7,4677	-3,3597	-2,8752

A tabela (6.3) mostra a diferença média entre as viscosidades experimentais e aquelas calculadas pelas equações (5-8), (6-3) e (6-4).

Tabela 6.3: Dif. médias entre mod. empírico (eqs. 6-3 e 6-4) e dados exper.

resíduo	diferença %
1	14,7
2	7,2
3	9,4
4	32,3
5	8,2
6	46,9
7	18,9
média	19,7

Os resíduos 6 e 7 apresentaram as maiores diferenças. Lembrando que estes resíduos são provenientes da destilação atmosférica e, portanto, possuem menor temperatura média de ebulição e maior $^{\circ}API$ pode-se supor que esta equação apresente limites na sua aplicação.

A comparação com as frações do BDAP apresentou diferença média de 27,2%, sendo que aqueles com temperatura média de ebulição maior que 750°C tiveram as maiores diferenças. As temperaturas médias de ebulição maiores que 750°C foram calculadas através da extrapolação da curva de destilação simulada, uma vez que estes resíduos ainda não tinham 50% de

sua massa evaporada nesta temperatura. Isto pode originar erros que serão repassados no cálculo dos coeficientes. Se estes resíduos com $T_b > 750^\circ\text{C}$ forem retirados, a diferença média passa a 20,2%.

6.1.2

Coeficientes A e B da eq. (5-8) em função de T_b , $^\circ\text{API}$ e ASF - 2ª opção

A viscosidade de um hidrocarboneto puro é tão maior quanto seu peso molecular [28]. Os asfaltenos são compostos de alto peso molecular presentes nos resíduos, e portanto podem influenciar na sua viscosidade. Na tentativa de melhorar o modelo empírico, foi incluída a concentração em massa dos asfaltenos (ASF) no cálculo dos coeficientes A e B .

$$\log A = 0,1469 (ASF)^{(1/^\circ\text{API})} + 0,7358 \quad (6-5)$$

$$B = -A / \left[-6,1107 \frac{^\circ\text{API}}{T_b(K)} + 2,7951 \right] \quad (6-6)$$

As tabelas 6.4 e 6.5 mostram os coeficientes calculados e as diferenças obtidas no cálculo da viscosidade, respectivamente.

Tabela 6.4: Coef. A e B calculados por eqs. (6-5) e (6-6) e por dados exper.

resíduo	A_{exp}	A_{calc}	B_{exp}	B_{calc}
1	8,6128	7,5324	-3,2259	-2,8116
2	9,5913	8,4190	-3,5079	-3,0746
3	9,7887	8,1674	-3,5934	-2,9870
4	8,7278	8,0973	-3,1791	-2,9673
5	9,3486	9,3085	-3,3928	-3,3736
6	9,7551	7,6761	-3,7042	-2,8752
7	8,7485	7,5670	-3,3597	-2,9159

Tabela 6.5: Dif. médias entre mod. empírico (eqs. 6-5 e 6-6) e dados exper.

resíduo	diferença %
1	17,8
2	10,6
3	11,4
4	39,6
5	13,0
6	67,7
7	21,7
média	26,0

A diferença média resultante da comparação com o banco de dados de teste, já retirados os dois resíduos com $T_b > 750^\circ\text{C}$, foi de 21,8%.

6.1.3

Coeficientes A e B em função de T_b , $^\circ\text{API}$ e ASF - 3ª opção

$$A = -B[8,1066 - 5,3277 \exp(^{\circ}\text{API}/T_b(K)) \quad (6-7)$$

$$B = -0,0109 \text{ ASF} \times ^{\circ}\text{API}^{1,8634} \quad (6-8)$$

As tabelas 6.6 e 6.7 mostram os coeficientes calculados e as diferenças obtidas no cálculo da viscosidade, respectivamente.

Tabela 6.6: Coef. A e B calculados por eqs. (6-7) e (6-8) e por dados exper.

resíduo	A_{exp}	A_{calc}	B_{exp}	B_{calc}
1	8,6128	2,9914	-3,2259	-1,1175
2	9,5913	13,3309	-3,5079	-4,8847
3	9,7887	9,2200	-3,5934	-3,3826
4	8,7278	11,6214	-3,1791	-4,2712
5	9,3486	9,1049	-3,3928	-3,3138
6	9,7551	6,8391	-3,7042	-2,5629
7	8,7485	6,5022	-3,3597	-2,4993

Tabela 6.7: Dif. médias entre mod. empírico (eqs. 6-7 e 6-8) e dados exper.

resíduo	diferença %
1	34,3
2	83,5
3	4,7
4	24,3
5	30,0
6	38,1
7	19,7
média	33,5

Nesta 3ª opção a diferença média resultante da comparação com o banco de dados de teste, já retirados os dois resíduos com $T_b > 750^\circ\text{C}$, foi de 51,9%.

Entre os três modelos apresentados acima, o que apresentou melhor resultado foi o que utilizou as equações (6-3) e (6-4). Porém analisando os valores obtidos deve-se lembrar que há limites relacionados com a temperatura média de ebulição.

Os modelos que consideraram a concentração mássica de asfaltenos nas suas equações apresentaram resultados piores. No entanto, isto não significa que a viscosidade seja independente deste parâmetro, mas somente que as equações propostas não foram capazes de representar sua influência

na reologia dos resíduos.

6.2

Método dos estados correspondentes

6.2.1

Dois fluidos de referência

O método dos estados correspondentes utilizando dois fluidos de referência proposto por Moharam e Fahim [30] (eq. 4-27) apresentou os melhores resultados entre os modelos preditivos e, além disto, a curva temperatura $\times$ viscosidade apresentou uma forma semelhante àquela obtida com os dados experimentais. Em função do exposto acima foram modificados os fluidos de referência da eq. (4-27) e também o parâmetro de interpolação, onde foram testados o peso molecular e o fator acêntrico.

As tabelas (6.8) a (6.10) mostram os resultados obtidos para as combinações de fluidos de referência e parâmetros de interpolação. Os resultados com o par decano e 1,2,3,4,5,6,7,8-octahidrofenantreno foram excluídos por se apresentarem muito distantes dos valores experimentais, e são apresentados os resultados relativos às combinações decano, eicosano e peso molecular (par 1), eicosano, PSU e fator acêntrico (par2) e eicosano, PSU e peso molecular (par3).

A equação empregada tem a seguinte forma:

$$\ln(\eta\xi) = \ln(\eta\xi)_{r1} + \frac{\alpha - \alpha_{r1}}{\alpha_{r2} - \alpha_{r1}} [\ln(\eta\xi)_{r2} - \ln(\eta\xi)_{r1}] \quad (6-9)$$

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

Tabela 6.8: Dif. entre método com $C_{10}H_{22}$, $C_{20}H_{42}$ e PM e dados exper.

resíduo	diferença %
1	90,0
2	65,4
3	53,9
4	43,6
5	71,7
6	49,4
7	41,6
média	59,4

Tabela 6.9: Dif. entre método com $C_{20}H_{42}$, PSU625 e w e dados exper.

resíduo	diferença %
1	78,5
2	94,5
3	93,0
4	94,9
5	97,3
6	83,3
7	68,7
média	87,2

Tabela 6.10: Dif. entre método com $C_{20}H_{42}$, PSU625 e PM e dados exper.

resíduo	diferença %
1	63,6
2	91,3
3	88,8
4	90,6
5	95,1
6	80,6
7	62,0
média	81,7

A escolha do PSU625 como um dos fluidos de referência não foi uma boa opção, e o cálculo com decano e eicosano também não apresentou resultados satisfatórios.

6.2.2

Um fluido de referência

Como foi citado no capítulo 4, Baltatu *et al.* [7] apresentaram um modelo de estados correspondentes para o cálculo da viscosidade dinâmica e condutividade térmica de frações de petróleo com o propano como fluido de referência. Seguindo o modelo desenvolvido por Ely e Hanley [12] e [13], a viscosidade é calculada por:

$$\eta_x(\rho, T) = \eta_o(\rho_o, T_o) \left(\frac{PM_x}{PM_o} \right)^{(1/2)} h_{x,o}^{(-2/3)} f_{x,o}^{(1/2)} g_{x,o} \quad (6-10)$$

onde $\eta_o(\rho_o, T_o)$ é a viscosidade do propano calculada nas condições ρ_o e T_o ,

$$g_{x,o} = 1,191014 + 157430,57$$

$$\exp \left[-0,5 \left[\frac{(\Delta k_w - 3,5311755)}{0,4906795} \right]^2 + \left[\frac{(\Delta \rho - 1,2279506)}{0,20108099} \right]^2 \right] \quad (6-11)$$

$$\rho_o = \rho h_{x,o} \quad (6-12)$$

$$T_o = T/f_{x,o} \quad (6-13)$$

$$h_{x,o} = \frac{\rho_{c,o}}{\rho_{c,x}} \phi_{x,o} \quad (6-14)$$

$$f_{x,o} = \frac{T_{c,x}}{T_{c,o}} \theta_{x,o} \quad (6-15)$$

$$\Delta k_w = 13,9 - \frac{T_b^{1/3} (^{\circ}R)}{D60} \quad (6-16)$$

$$\Delta \rho = \rho_{o,r} - 2,9 \quad (6-17)$$

Os autores recalcularam os fatores de forma $\phi_{x,o}$ e $\theta_{x,o}$ obtendo as seguintes expressões:

$$\theta_{x,o} = 1 + (\omega_x - \omega_o) [0,06354 - 0,7256 \ln(T_{r,x})] \quad (6-18)$$

$$\phi_{x,o} = \{1 + (\omega_x - \omega_o) [-0,2263 + 0,2831 \ln T_{r,x} + 0,1184 \ln(T_{r,x})^2]\} \left(\frac{Z_{c,o}}{Z_{c,x}} \right) \quad (6-19)$$

Além disto, introduziram o fator de correção $g_{x,o}$ (eq. 6-11) para melhorar o cálculo da viscosidade das frações com maior presença de aromáticos e naftênicos.

O modelo proposto a seguir utiliza as equações 6-10 a 6-19 desenvolvidas por Baltatu *et al.* [7] e faz modificações no fator de correção $g_{x,o}$. Uma vez que o fator de correção não faz parte dos fatores de forma, e portanto, não influencia na viscosidade do fluido de referência, ele se torna o mais indicado a ser modificado. O modelo original calcula viscosidades com ordens de grandeza iguais a 10^{11} .

A viscosidade do propano (η_o) é calculada segundo a eq. (6-20)

encontrada no banco de dados fornecido pelo DIPPR (Design Institute for Physical Properties). A eq. (6-20) é diferente da utilizada por Baltatu *et al.* [7], mas foi escolhida por sua simplicidade. A dependência da viscosidade com a densidade está implícita, uma vez que a pressão é constante e a densidade só varia com a temperatura. A temperatura de fusão do propano é 86 K, portanto sua viscosidade só pode ser calculada pela eq. (6-20) quando $T_o > 86$ K. A tabela (6.11) mostra a faixa de temperaturas considerada no desenvolvimento deste modelo que obedece à limitação $T_o > 86$ K.

$$\ln \eta_o(T_o) = -17156 + \frac{646250}{T_o} + 1110,1 \ln(T_o) - 7,3439 \times 10^{-8} T_o^4 \quad (6-20)$$

Tabela 6.11: Faixa de temperaturas na qual a eq. (6-10) foi empregada

resíduo	faixa de temperaturas (°C)
1	185 - 260
2	180 - 260
3	180 - 260
4	200 - 260
5	195 - 240
6	115 - 160
7	130 - 160

A equação para $g_{x,o}$ proposta por Baltatu *et al.* [7] é empírica, e portanto, sua substituição por outra equação empírica não altera os princípios do método proposto. Após diversas tentativas a eq. (6-21) foi considerada a que melhor se ajusta aos dados experimentais.

$$g_{x,o} = \exp \left[4,6724 - 0,2722 \frac{k_w}{ASF + 1} - 0,00754 T(K) \right] \quad (6-21)$$

onde

$$k_w = \frac{[1,8 T_b(K)]^{(1/3)}}{D60} \quad (6-22)$$

Foram utilizados 90 pontos experimentais, e a tabela (6.12) mostra as diferenças médias obtidas com o emprego do fator de correção descrito pela eq. (6-21).

Tabela 6.12: Dif. médias entre modelo de est. corresp. e dados exper.

resíduo	diferença %	k_w
1	50,9	12,431
2	7,1	11,619
3	6,1	11,679
4	8,9	11,934
5	1,4	11,517
6	4,2	11,736
7	16,6	12,730
média	13,6	

A tabela (6.13) mostra a diferença entre a viscosidade das frações do BDAP e a calculada pelas equações (6-10), (6-12), (6-13), (6-14), (6-15) e (6-18) a (6-22).

Tabela 6.13: Dif. entre modelo de est. corresp. e dados do BDAP

resíduo	diferença %	k_w
BDAP1	18,0	12,627
BDAP2	54,0	12,675
BDAP3	136,8	12,065
BDAP4	25,8	11,667
BDAP5	1,0	11,752
BDAP6	27,1	11,427
BDAP7	10,8	11,506
BDAP8	3,6	11,449
BDAP9	19,6	11,618
BDAP10	23,0	11,618
BDAP11	86,8	12,147
BDAP12	249,6	11,970
BDAP13	21,7	11,662
BDAP14	92,3	12,086
BDAP15	2,4	11,613
BDAP16	35,4	12,822
BDAP17	26,2	11,638
média	49,1	

A observação dos resultados da tabela (6.13) mostrou que os maiores desvios estão associados aos resíduos com o fator de caracterização de Watson (k_w) maior que 12. Um dos resíduos apresentou diferença de 250%, apesar de possuir $k_w = 11,97$, mas isto é devido à temperatura média de ebulição que é igual a 751,7°C. Calculando a diferença média do banco de dados de testes, excluindo os resíduos com $k_w > 12$ e aqueles com temperatura média de ebulição extrapolada, obtém-se 16,1% de desvio médio. As maiores diferenças na tabela (6.12) são dos resíduos 1 e 7 que apresentam k_w iguais a 12,431 e 12,73, ratificando a condição observada.

6.3

Comparação entre os modelos propostos

Os gráficos das figuras (6.1) a (6.7) mostram o ajuste dos modelos propostos (empíricos e estados correspondentes com 1 fluido de referência) às viscosidades experimentais de cada resíduo. O modelo com dois fluidos de referência não está representado nestes gráficos, porque a diferença entre os valores calculados por este modelo e os valores experimentais foi muito grande.

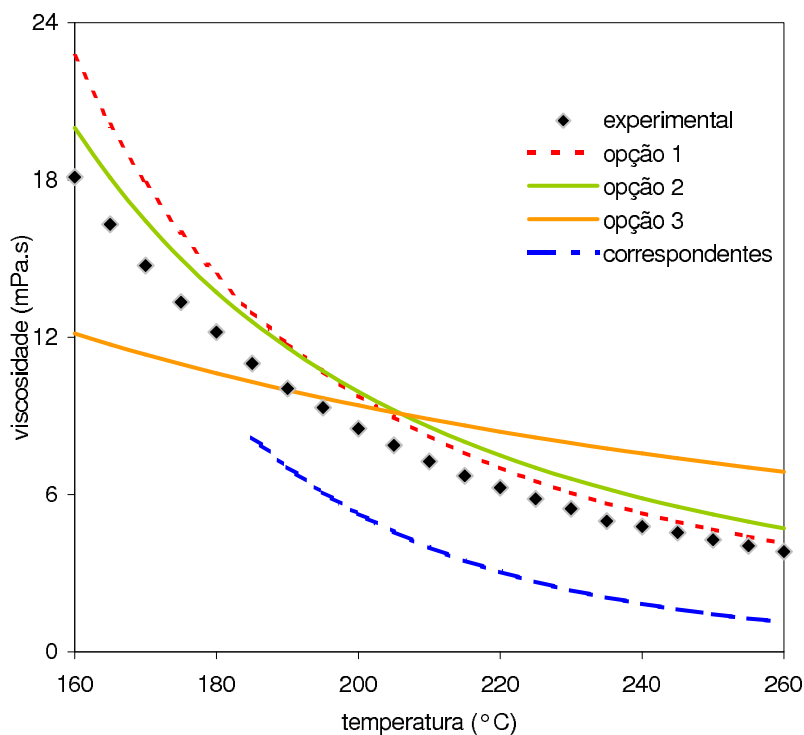


Figura 6.1: Viscosidades do resíduo 1

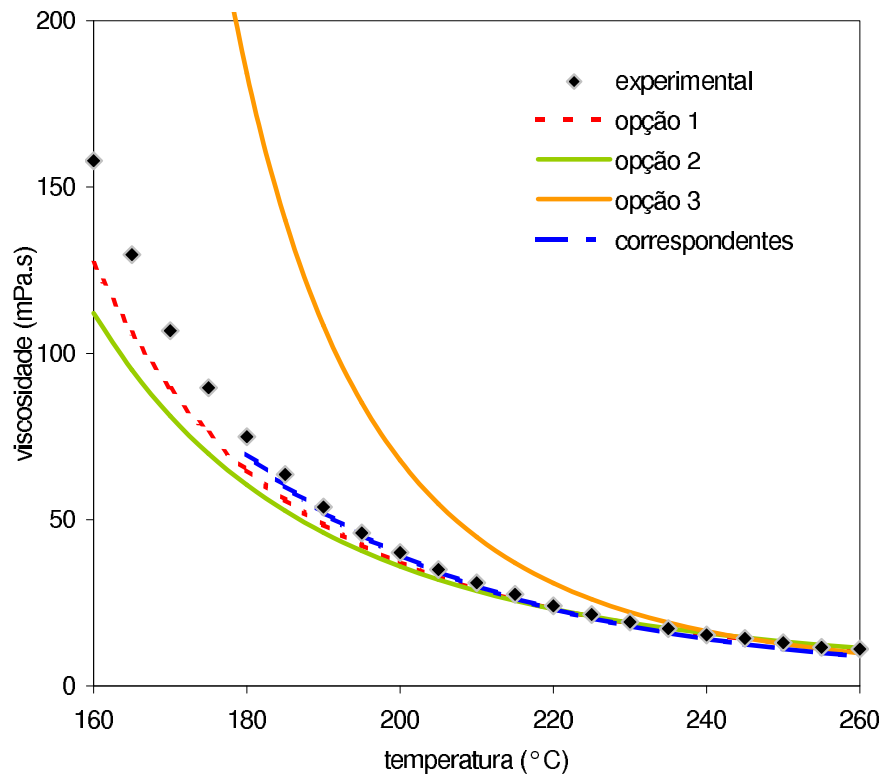


Figura 6.2: Viscosidades do resíduo 2

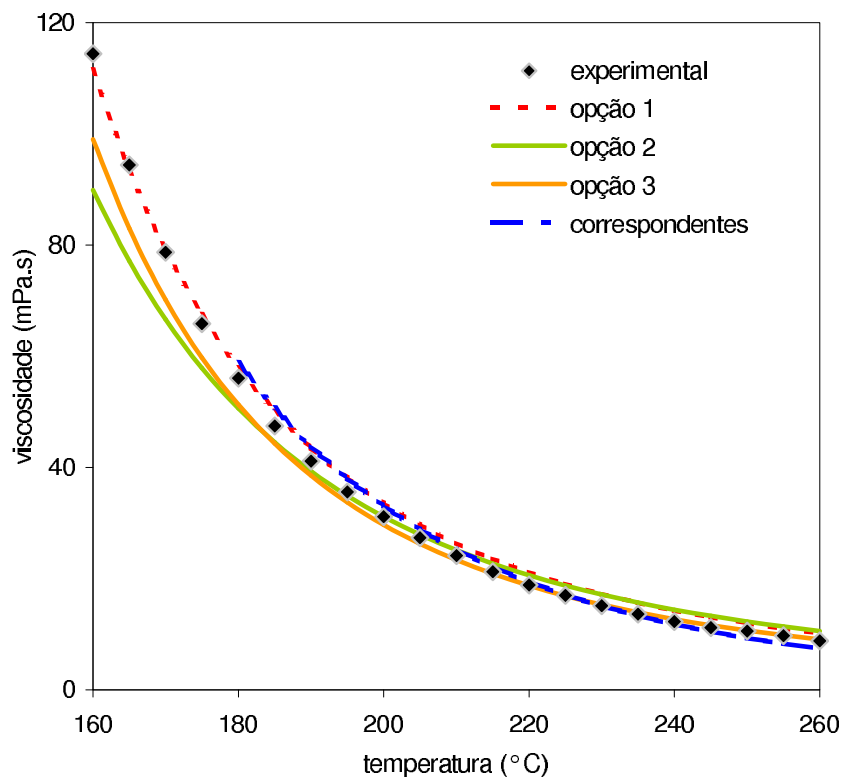


Figura 6.3: Viscosidades do resíduo 3

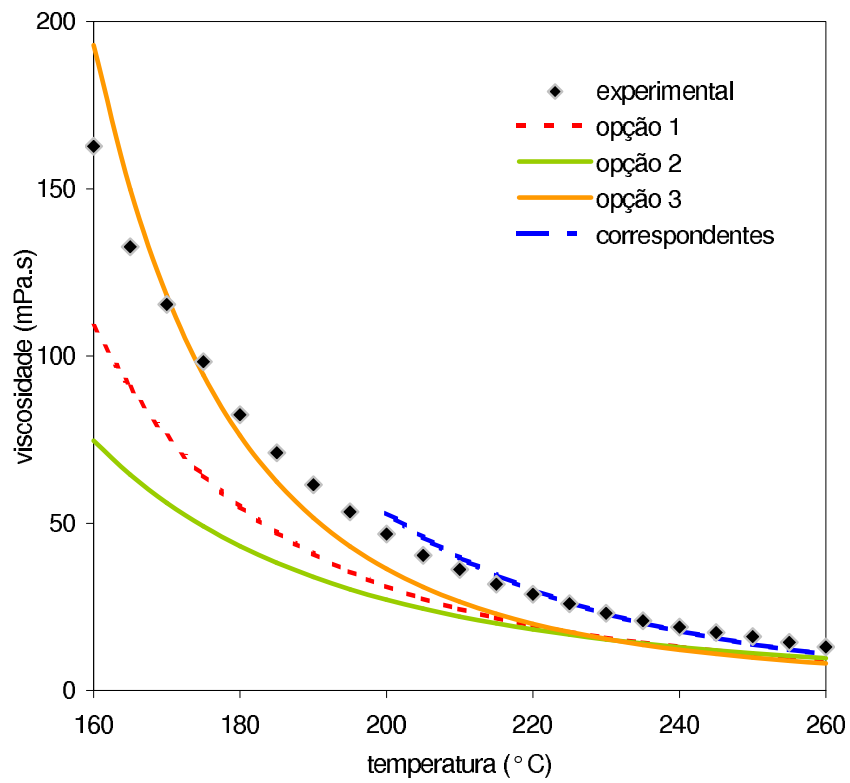


Figura 6.4: Viscosidades do resíduo 4

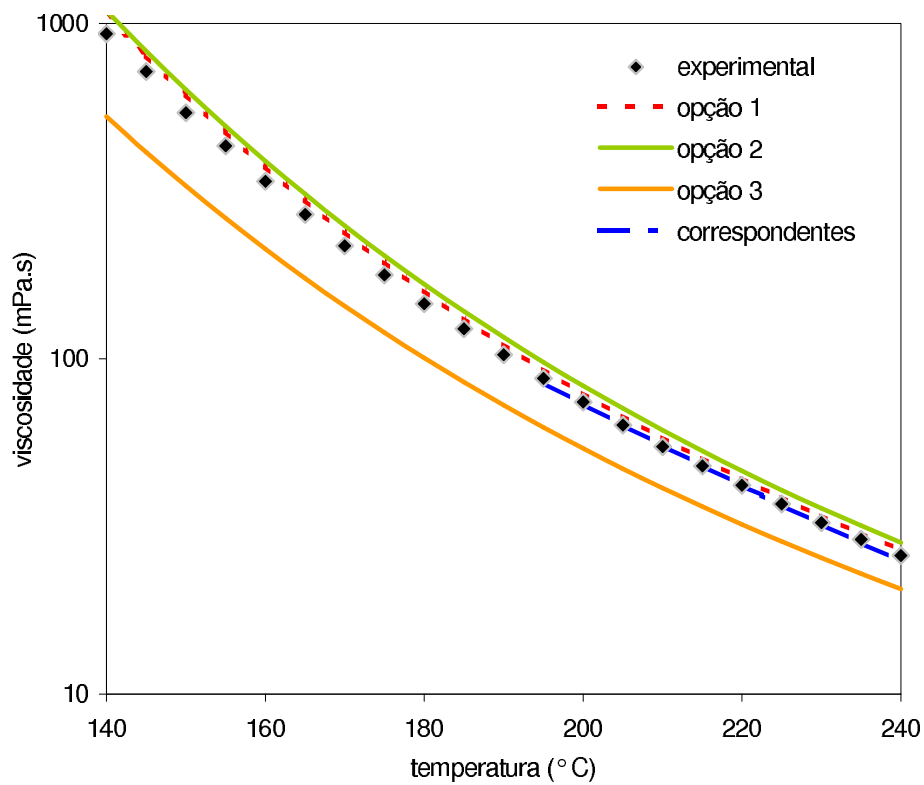


Figura 6.5: Viscosidades do resíduo 5

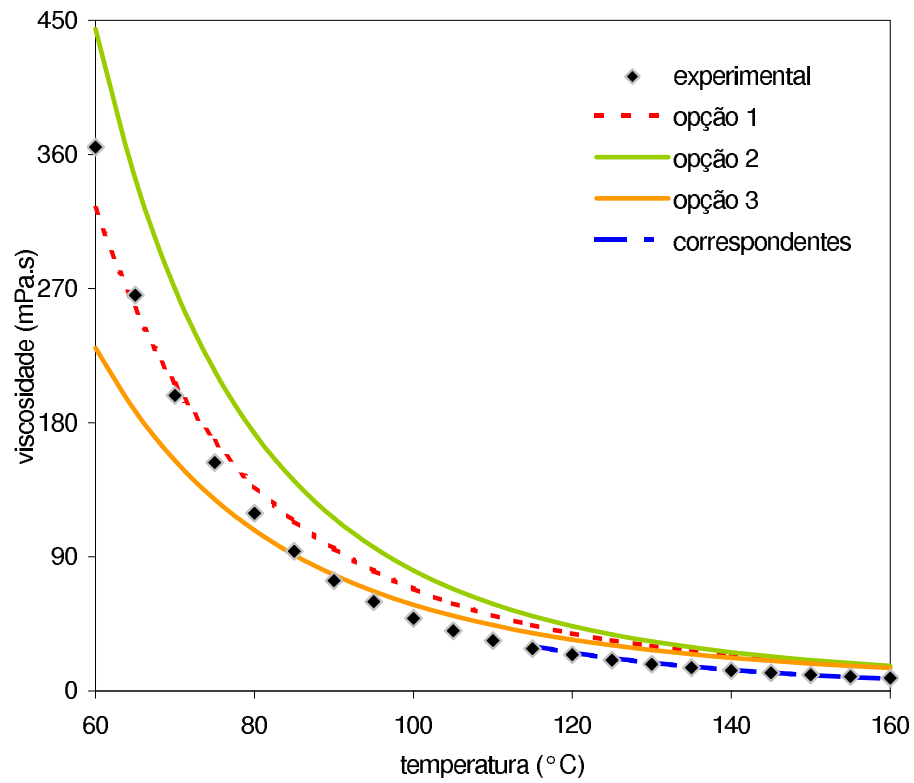


Figura 6.6: Viscosidades do resíduo 6

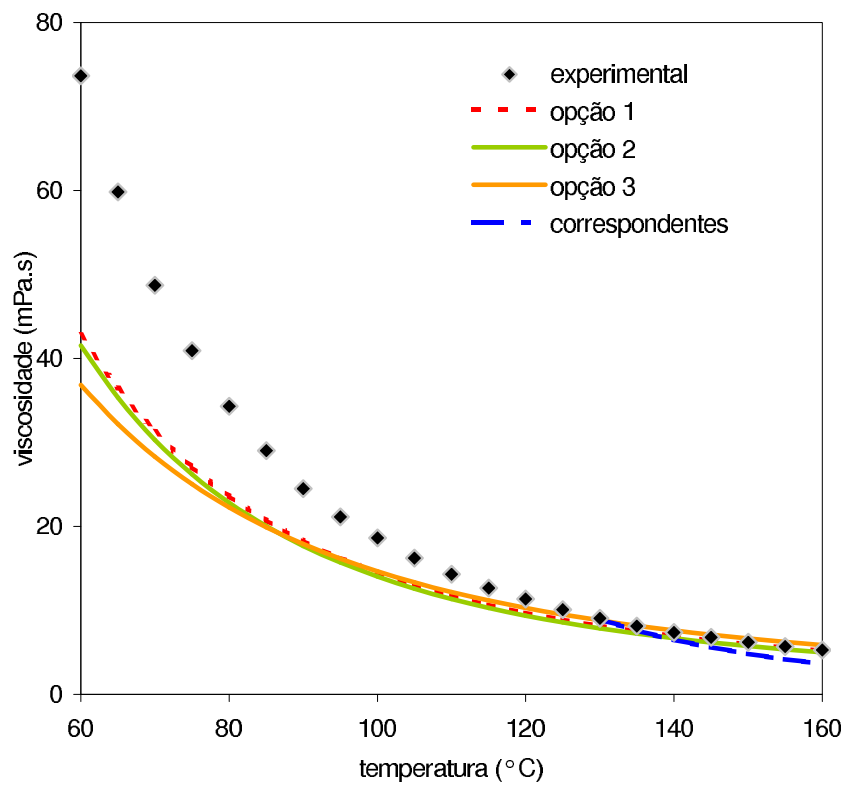


Figura 6.7: Viscosidades do resíduo 7

Os modelos empíricos e o modelo com 1 fluido de referência propostos apresentam nas suas equações coeficientes que podem ser ajustados com base em dados experimentais. O modelo de estados correspondentes com dois fluidos de referência não permite este ajuste de coeficientes, sendo possível somente a modificação dos fluidos de referência ou do parâmetro de interpolação.

A existência de coeficientes empíricos no cálculo da viscosidade de frações pesadas é importante, uma vez que sendo uma mistura indefinida, o cálculo de propriedades críticas utilizadas nos modelos pode ser problemático. Não há como afirmar que as propriedades calculadas correspondam aos valores experimentais. A substituição nos modelos propostos das propriedades críticas e do peso molecular pelas equações presentes no Apêndice A resultaria em equações de viscosidades calculadas em função da temperatura, de uma densidade, da temperatura média de ebulição e, às vezes, do teor de asfaltenos. O modelo com dois fluidos de referência seria o único a não contar com os coeficientes empíricos, e por isso, seu ajuste seria mais difícil.

A tabela (6.14) mostra as diferenças entre as viscosidades a 200° C das frações do BDAP e as calculada pelos modelos da literatura e os propostos.

Tabela 6.14: Dif. entre modelos de viscosidade e dados do BDAP

resíduo	k_w	op.1	op.2	op.3	par1	par2	par3	1 f.
BDAP 1	12,6	12	7	3	80	76	54	18
BDAP 2	12,7	32	28	19	63	82	63	54
BDAP 3	12,1	47	45	117	21	81	66	137
BDAP 4	11,7	39	45	129	76	97	95	26
BDAP 5	11,7	10	30	55	52	96	93	1
BDAP 6	11,4	0,5	4	37	79	97	95	27
BDAP 7	11,5	3	1	8	73	97	94	11
BDAP 8	11,4	37	45	34	70	97	94	4
BDAP 9	11,6	8	2	102	61	96	93	20
BDAP 10	11,6	28	36	3	74	97	95	23
BDAP 11	12,1	18	23	102	6	91	81	87
BDAP 12	11,97	110	30	77	211	95	93	250
BDAP 13	11,7	6	7	56	58	96	92	22
BDAP 14	12,1	27	20	41	23	86	73	92
BDAP 15	11,6	2	13	38	64	96	93	2
BDAP 16	12,8	49	12	25	2880	86	75	35
BDAP 17	11,6	32	21	31	53	93	87	26
média		27	22	52	232	92	84	49

Para permitir a comparação entre os modelos propostos a tabela (6.15) apresenta somente as diferenças relativas aos resíduos com $T_b < 750^\circ\text{C}$ e $k_w < 12$.

Tabela 6.15: Dif. entre modelos e dados do BDAP com $k_w < 12$ e $T_b < 750^\circ\text{C}$

resíduo	k_w	op.1	op.2	op.3	par1	par2	par3	1 f.
BDAP 4	11,7	39	45	129	76	97	95	26
BDAP 5	11,7	10	30	55	52	96	93	1
BDAP 6	11,4	0,5	4	37	79	97	95	27
BDAP 7	11,5	3	1	8	73	97	94	11
BDAP 8	11,4	37	45	34	70	97	94	4
BDAP 9	11,6	8	2	102	61	96	93	20
BDAP 10	11,6	28	36	3	74	97	95	23
BDAP 13	11,7	6	7	56	58	96	92	22
BDAP 15	11,6	2	13	38	64	96	93	2
BDAP 17	11,6	32	21	31	53	93	87	26
média		17	20	49	66	96	93	16

Entre os modelos propostos, os melhores resultados foram apresentados pelo método de estados correspondentes com 1 fluido de referência. Este também foi o método que se ajustou melhor aos dados experimentais no cálculo dos coeficientes empíricos.

Este modelo permite que viscosidades de frações pesadas de petróleo sejam calculadas através de suas propriedades (densidade, temperatura média de ebulição e teor de asfaltenos), o que antes não era possível.