

Mecanismos de redução de perda de carga no escoamento de óleos pesados em dutos terrestres

Mechanisms of head loss reduction in onshore pipeline heavy oils flow

Marina Rangel Justiniano^{1*}, Oldrich Joel Romero²

¹Aluna do Programa de Graduação em Engenharia de Petróleo, Universidade Federal do Espírito Santo – Ufes, campus São Mateus, ES

²Professor, Graduação em Engenharia de Petróleo e Programa de Pós-Graduação em Energia, Universidade Federal do Espírito Santo – Ufes, campus São Mateus, ES

*Autor para correspondência, E-mail: majustiniano@uol.com.br

Article history

Received: 13 July 2017

Accepted: 15 August 2017

Available online: 25 August 2017

Resumo: A tubulação é o meio mais conveniente de transporte de óleo do campo produtor até a refinaria. Entretanto, quando se trata de óleos pesados esta etapa é um desafio. A redução da viscosidade do óleo ou do arrasto são formas de viabilizar a operação de transporte. Este artigo apresenta a modelagem matemática e numérica do escoamento monofásico de óleo pesado em um duto terrestre de 3.600 m. A influência do coeficiente global de transferência de calor nos gradientes de pressão e de temperatura foi analisada. Estudou-se também o mecanismo de redução de perda de carga através da injeção de 3 agentes redutores de arrasto (DRA) distintos, identificados pelas constantes de Burger, k_1 e k_2 , como se segue: DRA 1 ($k_1 = 0,1$ e $k_2 = 0,1$); DRA 2 ($k_1 = 0,2$ e $k_2 = 0,2$) e DRA 3 ($k_1 = 0,2$ e $k_2 = 0,4$). O *software* PipelineStudio® foi a ferramenta utilizada para resolver as equações governantes. Os resultados obtidos mostraram que o uso de isolamento quando projetado apropriadamente é de grande importância para manter a transferência de calor em níveis baixos, objetivando uma maior vazão de produção. Além disso, quando associado à injeção de DRA, o terceiro se demonstrou mais eficiente. Entretanto há uma necessidade de avaliação econômica para definir a viabilidade do projeto.

Palavras chave: óleos-pesados, dutos de petróleo, transferência de calor, redução de perda de carga, agente redutor de arrasto.

Abstract: The pipeline is the more convenient way to transport oil from the production camp to the refinery. However, when it comes to heavy oils this step is a big challenge. Reducing the oil viscosity or the head loss, are ways to make this operation feasible. This paper presents the mathematical and numerical modeling of the single phase flow of heavy oil in a 3600 m onshore pipeline. The influence of the overall heat transfer coefficient on the pressure and temperature gradients is analyzed. The mechanism of head loss reduction through the injection of 3 different drag reduction agents (DRA), identified by the Burger constants, k_1 and k_2 , as: DRA 1 ($k_1 = 0,1$ e $k_2 = 0,1$); DRA 2 ($k_1 = 0,2$ e $k_2 = 0,2$) and DRA 3 ($k_1 = 0,2$ e $k_2 = 0,4$). PipelineStudio® software is the tool used to solve governing equations. The results obtained show that the use of isolation when appropriately designed is of utmost importance to maintain the heat transfer at low levels, in order to obtain a larger production flow. Besides that, when associated with the injection of DRA, the third one was more efficient. However, there is a need of an economic evaluation to define the feasibility of the project.

Keywords: heavy oils, oil pipelines, heat exchange, head loss reduction, drag reduction agents.

1. Introdução

O óleo é uma mistura complexa de ocorrência natural constituído por centenas de diferentes substâncias químicas. Embora a maioria dos constituintes sejam hidrocarbonetos parafínicos, naftênicos e aromáticos, a análise elementar mostra a presença de pequenas quantidades de nitrogênio (0,11 a 1,7%), enxofre (0,06 a 8%) e oxigênio (0,1 a 2%) (Shreve *et al.*, 1984).

O petróleo é classificado de acordo com o grau API do Instituto Americano de Petróleo (*American Petroleum Institute*, API – na sigla em inglês). O grau API é uma medida adimensional da densidade do

petróleo relativa à água, calculado por $API = \frac{141,5}{SG} - 131,5$, onde SG é a densidade relativa do petróleo a 60/60 °F. A escala API, medida em graus, varia inversamente com a densidade relativa, isto é, quanto maior a densidade relativa, menor o grau API. Quanto maior o grau API, maior o valor do petróleo no mercado.

1.1 Óleos pesados

Os óleos pesados são definidos como aqueles de densidade de 0,934 a 1,00 g/cm³ (grau API entre 10 a 20) e o óleo extra pesado/betume como aquele de densidade acima de 1,00 g/cm³ (grau API < 10), medido em condições ambientes. Estes óleos são altamente viscosos e possuem baixo teor de hidrocarbonetos leves, especialmente alcanos, e são ricos em hidrocarbonetos de cadeias mais longas que pentano, contendo enxofre, oxigênio, nitrogênio (em menor proporção) e metais pesados como: vanádio e níquel (Martinez, 1984; Tissot e Welte, 1984).

As reservas de óleo pesado e extra pesado no mundo estão estimadas em 435 bilhões de barris de petróleo equivalentes, 1,5 vezes inferiores às reservas de óleos leves (600 bilhões de barris de petróleo equivalentes), mas estas já foram 50% produzidas. 61% (334,94 bilhões de barris) destas reservas se encontram na América do Sul e Central. No Brasil o local que reúne a maior quantidade de óleo pesado é em águas profundas da Bacia de Campos, que é responsável por cerca de 90% da produção de todo petróleo nacional (Mothé e Silva, 2007).

Geralmente as empresas priorizam o desenvolvimento de campos com maior volume de óleo, melhor qualidade e menor custo com relação à tecnologia que será aplicada. Porém, devido à escassez de novas reservas, empresas têm se rendido à decisão de investir em campos com óleos mais pesados, de menor qualidade e que necessitam de tecnologias mais avançadas, e por isso mais caras, para a sua produção e comercialização (Andrade, 2009).

Altos investimentos em pesquisa e desenvolvimento têm sido realizados objetivando viabilizar a produção e o transporte do óleo pesado por dutos, e também em águas profundas o que torna o ambiente mais desfavorável, pois neste cenário a formação de ceras, hidratos, asfaltenos e parafinas se tornam mais críticos (Andrade, 2009).

De forma geral, a complexidade em manter um fluxo adequado desse tipo de óleos nessas condições está relacionado com a formação de hidratos e deposição de ceras. De acordo com as condições para o estado de equilíbrio do sistema a temperatura deve permanecer acima da temperatura de surgimento de cera (WAT – *Wax Appearance Temperature*) e fora da situação de equilíbrio para a formação de hidratos (Camargo *et al.*, 2004).

Para estudar o comportamento do escoamento de óleos pesados é importante avaliar sua viscosidade, pois é uma propriedade que tem um papel determinante no transporte de fluidos. Esta propriedade, de forma geral, varia em razão inversa com a temperatura. Sendo assim, o transporte por oleodutos em condições de troca de calor intensam requer maior nível de pressão, impondo maior consumo de energia (Andrade, 2009). Logo, um dos grandes problemas que se pode enfrentar lidando com óleos pesados é a garantia de escoamento, conhecida também como *flow assurance*, que neste trabalho é caracterizado como o transporte do hidrocarboneto da estação de coleta até o centro de estocagem e exportação através de um duto terrestre.

A reunião das diversas características do óleo pesado, fenômenos e processos a elas associadas resultam em uma série de desafios científicos e tecnológicos que ainda precisam ser cuidadosamente estudados e superados (França, 2006). A produção deste tipo de óleo impõe uma série de desafios tecnológicos, especialmente no seu transporte. Segundo Bensakhria *et al.* (2004), algumas soluções para assegurar o transporte do hidrocarboneto é reduzir os efeitos da viscosidade, por meio da adição de calor, diluição do óleo pesado com um óleo mais leve ou a formação de emulsões. Uma das alternativas é utilizar aditivos chamados agentes redutores de arraste (*Drag Reduction Agents – DRA*). A adição de uma pequena concentração de tais aditivos reduz a fricção do fluido e aumenta a capacidade de transporte da tubulação sem alterar suas condições.

1.2 Agente redutor de arraste

A queda de pressão encontrada no transporte de óleo pesado através de dutos é mais acentuada quando transportados por longas distâncias, conseqüentemente a redução do arraste incorporando um aditivo (DRA) torna-se uma opção (Hart, 2014). No transporte de petróleo bruto através de oleodutos a perda por

atrito é elevada, como resultado da alta viscosidade, fazendo com que grande parte da energia aplicada para transportar o petróleo bruto seja desperdiçada.

O arrasto elevado no fluxo turbulento é causado pelo transporte radial da quantidade de movimento do fluxo pela presença de vórtices. Aditivos redutores de arrasto ajudam a reduzir o atrito nas paredes da tubulação e no núcleo turbulento. Portanto, para conservação de energia e alta eficiência do transporte de óleos pesados, a redução de arrasto é vital.

O papel principal desses aditivos é suprimir o crescimento de vórtices, absorvendo a energia liberada pela quebra da camada laminar (Martinez-Palou *et al.*, 2011). Teorias estimam que a influência do DRA está no aumento da espessura da camada de transição e consequente diminuição da região turbulenta. Estes fatos resultam em uma alta vazão a uma pressão de bombeamento constante. Consequentemente, a solubilidade do DRA no óleo pesado é um requerimento chave. Além disso, deve haver resistência a degradação e estabilidade contra agentes químicos (Hart, 2014).

As dificuldades mais comuns no uso de aditivos redutores de arrasto incluem a tendência do aditivo se separar quando armazenado, a dificuldade de dissolver o aditivo no óleo pesado e o problema da degradação por cisalhamento quando dissolvido no óleo pesado. Adicionalmente, determinar a dosagem requerida para manter a queda de pressão constante é um desafio (Hart, 2014).

Neste trabalho, estudou-se, por meio de análise numérica, a influência da troca de calor e de aditivos redutores de arrasto e suas consequências no escoamento de óleos pesados em duto terrestre. Avaliando os parâmetros de pressão, temperatura e vazão durante o deslocamento do fluido.

2. Descrição do problema

A Figura 1 representa o sistema de transporte de óleo analisado, formado por:

- uma estação de coleta que recebe a produção de poços *onshore* de baixa vazão com pressão de 5 kgf/cm² e temperatura de 66,7°C (152,06 °F). Esse é o ponto onde o escoamento começa e as condições de contorno de entrada devem ser impostas;
- uma tubulação de 3600 m e 4 polegadas (10,16 cm) de diâmetro pela qual 21 m³/d de óleo é transportado;
- um centro de estocagem e exportação localizado em terra que recebe o fluido. Esse é o ponto onde o escoamento termina e as condições de contorno de saída devem ser impostas.



Figura 1. Vista espacial dos componentes que definem o domínio do problema. Fonte: adaptado de Romero *et al.* (2016).

A tubulação é composta por três segmentos chamados “Seção 1” com 802 m de comprimento, “Seção 2” com 203 m de comprimento e “Seção 3” com 2595 m de comprimento. Todas as partes tem um diâmetro de 4 polegadas, espessura de 0,251 polegadas (6,37 mm) e rugosidade, de 0,001 polegadas (0,0254 mm). Nos segmentos 1 e 3 a tubulação é suspensa em terra (sob o solo) com uma temperatura ambiente de 26°C. No segmento 2 a tubulação passa por um rio com uma profundidade de 6 m e a temperatura de 16°C (Romero *et al.*, 2106).

As características do fluido são densidade do óleo de 13,2 °API e viscosidade do óleo morto 284,3 cP a 60 °C e 2847,8 cP a 25 °C.

Para a troca de calor entre o fluido quente e o ambiente externo mais frio, as seguintes informações são necessárias: condutividade térmica da tubulação $k_{tub} = 35 \text{ W/(mK)}$, condutividade térmica do óleo $k_o = 0,08 \text{ W/(mK)}$ e coeficiente convectivo de transferência de calor do ambiente externo $h_{ext} = 4 \text{ W/(m}^2\text{K)}$, para velocidade do ar de aproximadamente 0,5 m/s.

Para a perda de carga o intervalo do número de Reynolds, Re , é necessário: $0,4840 \leq Re \leq 15,4169$.

3. Modelagem matemática

A equação da conservação de massa, em regime estacionário, simplificada para o problema descrito é dada na Eq. (1), sendo A a área transversal da tubulação, ρ a densidade do fluido e \bar{V} é a velocidade média do fluido

$$\frac{\partial}{\partial x} (\rho A \bar{V}) = 0. \quad (1)$$

A equação da conservação da quantidade de momento linear simplificada para a situação estudada pode ser escrita por

$$\frac{dp}{dx} = -\frac{f_M \rho \bar{V}^2}{2D}, \quad (2)$$

em que $\frac{dp}{dx}$ é o gradiente de pressão, f_M é o fator de atrito de Moody e D é o diâmetro interno da tubulação.

Segundo Incropera *et al.* (2008) como o escoamento em um tubo é completamente confinado, um balanço de energia pode ser utilizado para determinar como a temperatura média $T_m(x)$ varia com a posição ao longo do tubo Eq. (3) e como a transferência de calor está relacionada à diferença entre as temperaturas de saída e entrada do tubo.

$$\frac{dT_m}{dx} = \frac{\pi D}{\dot{m} c_p} h (T_{amb} - T_m), \quad (3)$$

onde \dot{m} é a vazão mássica, c_p é o calor específico, h é o coeficiente convectivo de troca de calor e T_{amb} é a temperatura do ambiente externo. Por essa expressão é possível determinar a variação axial de T_m . Se $T_{amb} > T_m$, calor é transferido para o fluido e T_m aumenta com x ; se $T_{amb} < T_m$, ocorre o oposto.

3.1 Troca de calor em escoamento interno

A solução da Eq. (3) depende da condição térmica na superfície. Dois casos particulares de interesse são fluxo térmico constante na superfície e temperatura superficial constante. Para fins deste trabalho é razoável a utilização da segunda consideração, obtendo então a seguinte solução para um trecho de duto, que pode ser utilizado para qualquer um dos segmentos do duto

$$\frac{\Delta T_{sai}}{\Delta T_{ent}} = \frac{T_{amb} - T_{m,sai}}{T_{amb} - T_{m,ent}} = \exp\left(-\frac{U A_S}{\dot{m} c_p}\right), \quad (4)$$

U é o coeficiente global de transferência de calor e A_S é a área da superfície do tubo. A taxa de transferência de calor, q , é dada pela Eq. (5)

$$q = U A_S \Delta T_{ml}, \quad (5)$$

onde ΔT_{ml} é a média logarítmica das diferenças de temperatura, definida como na Eq. (6). A natureza logarítmica dessa média das diferenças de temperaturas é mais apropriada devido à natureza exponencial da diminuição da temperatura.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_{sai} - \Delta T_{ent}}{\ln(\Delta T_{sai}/\Delta T_{ent})}. \quad (6)$$

O coeficiente global de transferência de calor radial U para o modelo representado na Fig. 2 é definido como:

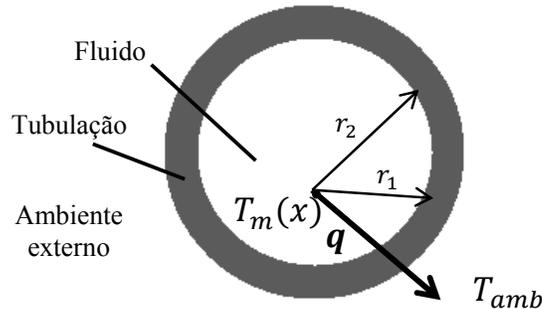


Figura 2. Seção transversal da tubulação mostrando a troca de calor entre o fluido quente e o ambiente mais frio.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{r_1}{k_{tub}} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{r_1}{r_2} \frac{1}{h_{ext}}}, \quad (7)$$

onde h_o é o coeficiente convectivo de transferência de calor do óleo. O cálculo desse coeficiente requer a definição de um parâmetro adimensional, conhecido por número de Nusselt, Nu (Eq.8).

$$Nu \equiv \frac{hD}{k}. \quad (8)$$

Para condições laminares e plenamente desenvolvidas, em escoamento interno, com uma temperatura na superfície constante o perfil de transferência de calor não é descrito por uma expressão algébrica simples, mas o número de Nusselt resultante é $Nu = 3,66$ (Incropera *et al.*, 2008).

3.2 Correlação para viscosidade do óleo

A correlação apresentada pela Eq. (9) (PipelineStudio, 2016) possibilita a determinação da viscosidade cinemática ν do óleo cru em cS, para diferentes valores de temperatura absoluta T do fluido, em °R

$$\ln(\ln(\nu + 0,7)) = a_0 + a_i \ln(T), \quad (9)$$

onde a_0 e a_i são coeficientes (calculados pelo *software* PipelineStudio, através dos pontos de viscosidade do óleo morto e temperatura apresentados na descrição do problema) de ajuste da curva que é mostrada na Fig. 3.

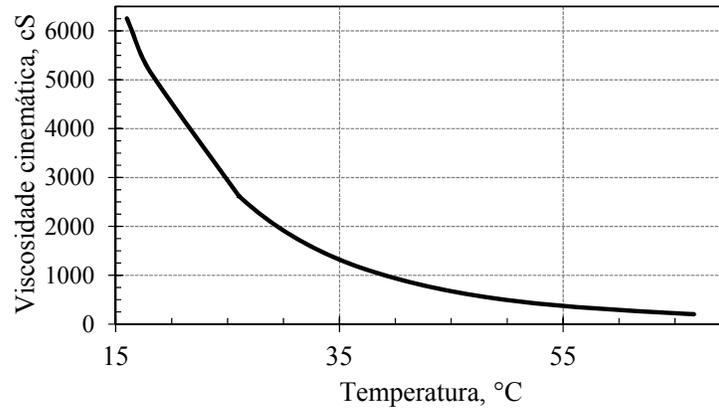


Figura 3. Dependência da viscosidade do óleo com a temperatura.

3.3 Agente redutor de arrasto

Para calcular o fator de atrito f_M é necessário saber se o escoamento é laminar ou turbulento. Esta informação é obtida a partir do número de Reynolds, Re , definido pela Eq. (10)

$$Re = \frac{\bar{V}D}{\nu} \quad (10)$$

Para os dados apresentados neste trabalho o escoamento é laminar ($Re \leq 2100$), e, portanto:

$$f_M = \frac{64}{Re} \quad (11)$$

Na presença de um aditivo redutor de arraste (DRA) o fator de atrito efetivo (f_{DRA}) é uma fração do fator de atrito de Moody controlado pelo fator redutor de arraste F (Eq. 12).

$$f_{DRA} = f_m(1 - F), \quad (12)$$

a condição $F = 0$ significa que não existe agente redutor de arraste e a equação anterior recupera sua forma original $f_{DRA} = f_M$. Se $F = 1$ tem-se uma situação teórica em que o fator de atrito é reduzido a zero não havendo perda de carga durante o escoamento, esta situação é ideal. Portanto estabelece-se o intervalo de variação como $0 \leq F < 1$, objetivando trabalhar com um F próximo de 1.

O fator redutor de arraste é calculado pela correlação de Burger (PipelineStudio, 2016)

$$F = k_1 \ln \left(\frac{\bar{V} \sqrt{\frac{ppm}{\nu}}}{D^{0,2}} \right) + k_2, \quad (13)$$

onde k_1 e k_2 são constantes da equação de Burger e ppm é a concentração de DRA.

Conforme comentado, quanto mais próximo de 1 for o fator redutor de arraste (F) melhor será o efeito do DRA já que o fator de atrito efetivo (f_{DRA}) será mais próximo de zero. A Figura 4 mostra este parâmetro para diversas concentrações de DRA, e valores das constantes k_1 e k_2 como se segue: DRA 1 ($k_1 = 0,1$ e $k_2 = 0,1$); DRA 2 ($k_1 = 0,2$ e $k_2 = 0,2$) e DRA 3 ($k_1 = 0,2$ e $k_2 = 0,4$). O DRA 3 é aquele que maximiza F .

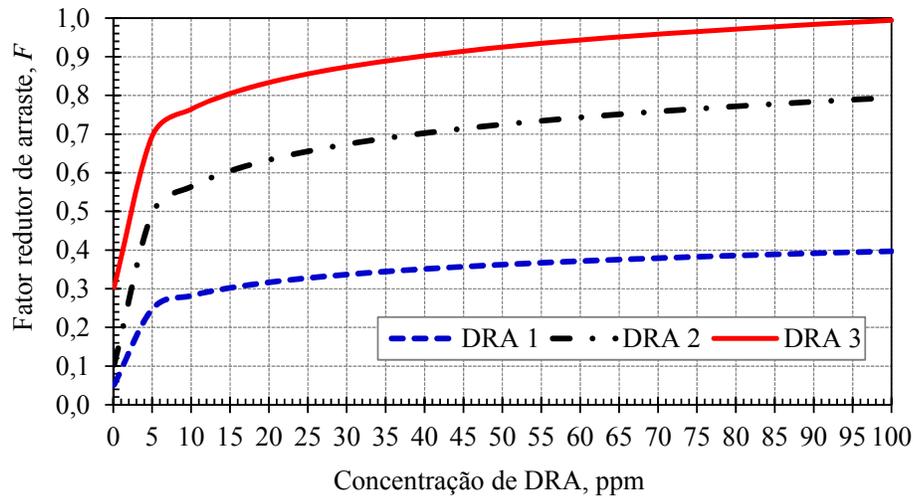
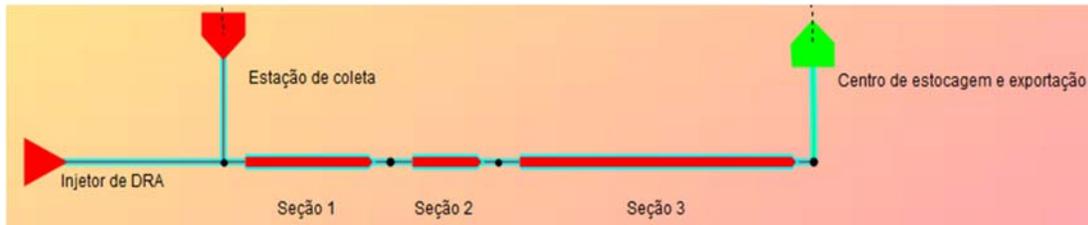


Figura 4. Função fator redutor de arraste com a concentração de DRA.

4. Modelagem numérica

As simulações da transferência de calor e injeção de agentes redutores de arrasto serão realizadas utilizando o *software* PipelineStudio[®] em regime permanente. As simulações fornecem como resposta valores como pressão, vazão e temperatura. A configuração do problema descrito na interface do PipelineStudio[®] pode ser vista na Figura 5.


 Figura 5. Esquema 2D do problema na interface do PipelineStudio[®].

Neste trabalho foram realizadas duas análises com as seguintes condições de contorno:

- i. Transferência de calor: a pressão do fluido na entrada é prescrita em 5 kgf/cm² e a vazão é constante de 21 m³/d. Isso significa que a pressão do fluido na saída deve ser calculada;
- ii. Agente redutor de arrasto: a pressão do fluido na entrada é prescrita em 5 kgf/cm² e na saída em 1,033 kgf/cm², portanto a vazão deve ser calculada.

As análises de transferência de calor e de injeção de agentes redutores de arrasto foram divididos em 9 casos, que estão identificados na Tabela 1.

Tabela 1. Casos analisados.

Casos	U , W/(m ² K)			k_1	k_2	DRA	Concentração de DRA, ppm
	Seção 1	Seção 2	Seção 3				
1	0,9313	4,4699	0,9313	---	---	sem DRA	---
2	56,32	565,61	56,32	---	---	sem DRA	---
3	113,57	1135,7	113,57	---	---	sem DRA	---
4	0,9313	4,4699	0,9313	0,1	0,1	DRA 1	35
5	0,9313	4,4699	0,9313	0,2	0,2	DRA 2	35
6	0,9313	4,4699	0,9313	0,2	0,4	DRA 3	35
7	113,57	1135,7	113,57	0,1	0,1	DRA 1	35
8	113,57	1135,7	113,57	0,2	0,2	DRA 2	35
9	113,57	1135,7	113,57	0,2	0,4	DRA 3	35

5. Resultados e discussões

5.1 Efeito da transferência de calor

Inicialmente, foi verificado se o fluido consegue escoar da estação de coleta (que fornece uma pressão de entrada) até o centro de estocagem e exportação considerando uma baixa troca de calor ao longo da tubulação. Em outras palavras o coeficiente global de transferência de calor U é um valor baixo, Caso 1. O objetivo principal nessa primeira etapa é determinar se é necessário um mecanismo artificial para aumentar a pressão de entrada da tubulação, ou não. Posteriormente foram consideradas trocas de calor, média e alta, Caso 2 e Caso 3 respectivamente.

Os gradientes de pressão do óleo estão apresentados na Figura 6. Pode ser visto que a queda de pressão ao longo do duto não é linear para o Caso 1, onde a troca de calor é baixa. Além disso, para esse caso a pressão de saída é de aproximadamente 2,11 kgf/cm². Já para os Casos 2 e 3, o comportamento da queda de pressão é semelhante apesar dos valores de U serem distintos e a pressão de saída é de aproximadamente 0,05 kgf/cm² e 0,04 kgf/cm² respectivamente.

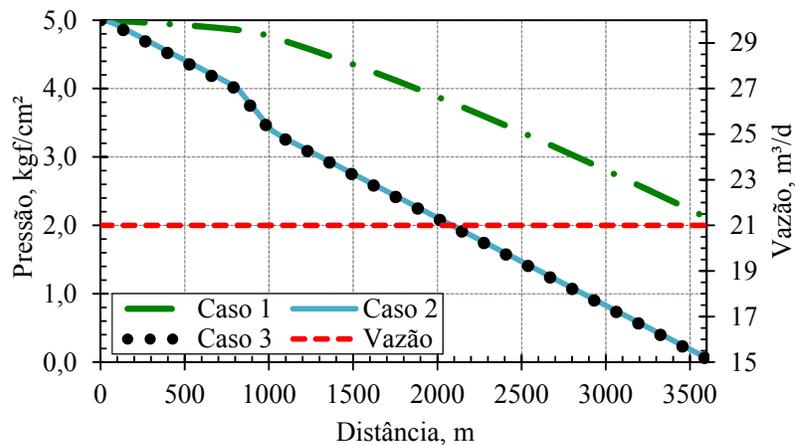


Figura 6. Variação da pressão do óleo ao longo da tubulação.

Na Figura 7 os gradientes de temperatura para os Casos 1, 2 e 3 são mostrados. O óleo ingressa na tubulação com uma temperatura de 66,7 °C, e perde calor para o ambiente mais frio. No primeiro caso a temperatura diminui até atingir 49 °C no final da seção 1 (802 m de tubulação e temperatura ambiente de 26 °C); na seção 2, onde a troca de calor é mais acentuada devido à tubulação estar submersa no rio com temperatura ambiente de 16 °C, o gradiente é mais intenso e atinge uma temperatura aproximada de 32,6 °C no final da seção; na seção 3 a temperatura ambiente volta a ser de 26 °C e a troca de calor menos intensa, o fluido alcança uma temperatura de 27 °C na saída da tubulação.

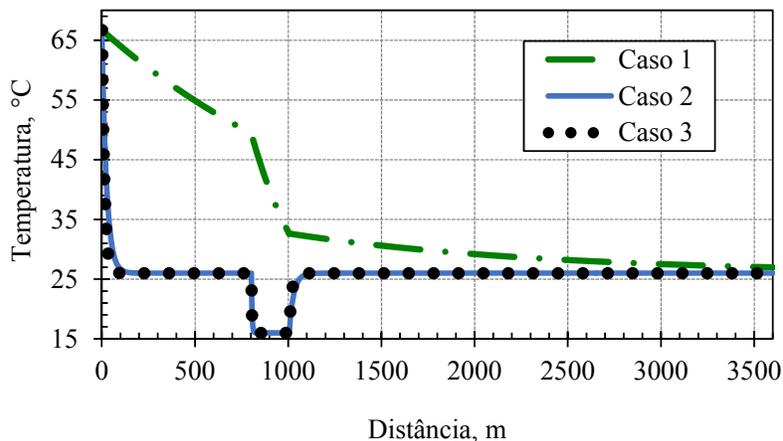


Figura 7. Variação da temperatura do óleo ao longo da tubulação

Nos Casos 2 e 3, os gradientes de temperatura são parecidos e a troca de calor mais intensa, já que na seção 1 o fluido chega à temperatura ambiente de 26 °C a uma distância de aproximadamente 203 m da entrada, o que corresponde a 5,6% do comprimento total do duto. Na passagem da seção 1 para 2 e da seção 2 para 3 a troca de calor é praticamente instantânea.

A partir dessas análises percebe-se que há um valor crítico do coeficiente global de transferência de calor U_{crit} , a partir do qual a temperatura do óleo deixa de ser influenciada pela sua alteração. Isso por sua vez, impacta na viscosidade do óleo, que se torna constante. A Fig. 8 mostra este comportamento na posição de 500 m na tubulação. Observa-se que a partir do valor crítico $U_{crit} = 15 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$, a temperatura, por consequência a viscosidade, tornam-se constantes. Por essa razão não houve a necessidade de analisar o efeito do DRA no Caso 2, já que este tem um comportamento muito similar ao Caso 3.

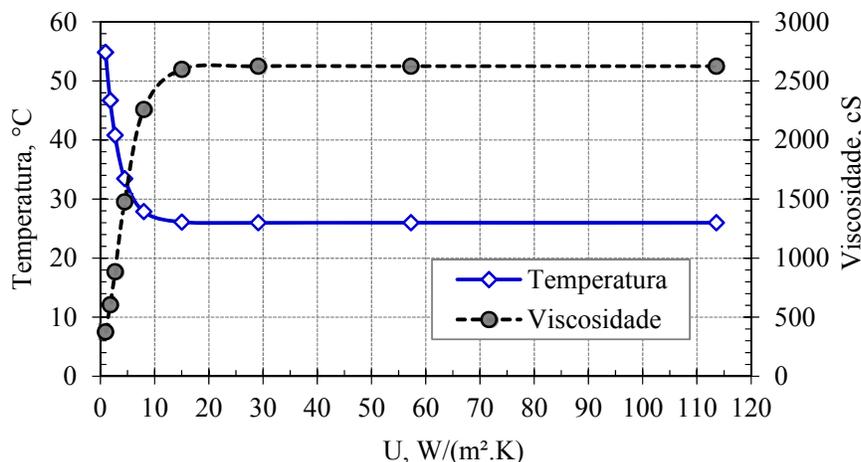


Figura 8. Resposta da temperatura e viscosidade do óleo para diversos valores do coeficiente global de transferência de calor U .

5.2 Efeito do agente redutor de arrasto

Na Tabela 2 vê-se as vazões de produção para os Casos 1, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9 com concentração fixa do DRA de 35 ppm (nos casos com DRA). Pode-se observar que para os casos com baixa troca de calor e com injeção dos DRA 1, DRA 2 e DRA 3, Casos 4, 5 e 6 respectivamente, aumentaram a vazão de produção comparado ao Caso 1 (baixa troca de calor e sem DRA). Vê-se também, que como esperado pela Fig. 4 a injeção do DRA 3 proporcionou o maior aumento da vazão de produção.

Para os casos com alta troca de calor e com injeção de DRA 1 e DRA 2, Casos 7 e 8 respectivamente, a alteração na vazão de produção está na quarta casa decimal comparado com o Caso 3 (alta troca de calor e sem DRA), e para a injeção do DRA 3 (Caso 9) a vazão de produção é de aproximadamente 119,3464 m³/d. Nessa situação o DRA 3 também alcança a maior vazão de produção, porém ela é muito próxima da vazão alcançada sem a utilização de DRA (apenas 0,1673 m³/d maior), portanto é necessária uma análise econômica complementar para ver se a utilização do DRA seria viável.

Tabela 2. Vazões de produção para as análises de DRA.

Casos	Vazão de produção, m³/d	k_1	k_2	DRA	Concentração de DRA, ppm
1	418,82	---	---	---	---
3	119,1791	---	---	---	---
4	419,58	0,1	0,1	DRA 1	35
5	420,35	0,2	0,2	DRA 2	35
6	421,29	0,2	0,4	DRA 3	35
7	119,1792	0,1	0,1	DRA 1	35
8	119,1794	0,2	0,2	DRA 2	35
9	119,3464	0,2	0,4	DRA 3	35

6. Conclusões

É notável que a influência da queda de temperatura do fluido gera grandes dificuldades de escoamento no duto, especialmente se tratando de óleos pesados. A deposição de parafinas, hidratos e asfaltenos são exemplos de problemas causados por essa transferência de calor.

Para o problema analisado o fluido conseguiu chegar ao final da tubulação sem a necessidade de um mecanismo artificial que aumentasse a pressão na entrada da tubulação, porém para os Casos 2 e 3, cujos coeficientes globais de transferência de calor eram maiores tornando-a mais intensa, as pressões de saída foram baixas, de 0,05 kgf/cm² e 0,04 kgf/cm² respectivamente, deixando espaço para a possível implementação de uma bomba na entrada da tubulação. Outra questão a avaliar em projetos futuros seria a utilização de diferentes tipos e espessuras de isolamento.

Já a análise considerando o uso dos agentes redutores de arrasto presente neste trabalho foi direcionada estritamente para diferentes tipos de DRA, através dos coeficientes de Burger (k_1 e k_2), a qual se concluiu que o DRA 3 é o mais eficiente, aumentando a vazão de produção em 3m³/d quando a perda de calor é baixa. Um refinamento que pode ser realizado nesse contexto é a utilização de outras correlações para a análise do fator redutor de arraste, além de uma análise econômica para investigar a viabilidade do método.

Agradecimentos

Os autores agradecem pela permissão para utilizar as instalações do Laboratório de Simulação Numérica da Engenharia de Petróleo (Labsim) da Ufes <petroleo.ufes.br/laboratories/labsim>. Agradecem também a *Energy Solutions International* pela disponibilização do *software* Pipeline Studio e ao capítulo estudantil SPE Ufes <spe.ufes.br> pelo acesso à plataforma OnePetro <onepetro.org>.

Referências bibliográficas

- Andrade, Gabriel P. M. de: *Thermo-fluid-dynamic Analysis of an Oil – Water Biphasic Flow in Multilayer Composed Pipelines with Electrical Active Heating*. Rio de Janeiro: Programa de Pós-graduação em Engenharia Oceânica, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2009. 117p. Dissertação (Mestrado).
- Bensakhria, A.; Peysson, Y.; Antonini, G. *Experimental Study of the Pipeline Lubrication for Heavy Oil Transport*. *Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP*, vol. 59, N^o. 5, p.523-533, 2004.
- Camargo, R. M. T.; Gonçalves, M. A. L.; Montesanti, J. R. T.; Cardoso, C. A. R.; Minami, K. A *Perspective View of Flow Assurance in Deepwater Fields in Brazil*. In: *Proceedings of Offshore Technology Conference*, OTC 16687, Houston, May. 2004.
- Cossolosso, M. A.; Satto, J. Equações explícitas de Colebrook-White. In: *Congresso Brasileiro de Engenharia Agrícola*, 25, Anais... Bauru, UNESP, 1996.
- Feitoza, B. C.; Justiniano, M. R.; Souto, T. C. (2016). Influência do vazamento e da utilização de redutores de arraste no transporte de fluidos em tubulações por longas distâncias. Artigo em construção.
- Fox, R. W.; Pritchard, P. J.; McDonald, A. T. *Introdução à mecânica dos fluidos*. Rio de Janeiro: LTC, 7^a ed., 2010.
- França, A. F. *Novas Tecnologias (e desafios) nas Produção de Petróleo no Brasil: Sociedade Brasileira para o Progresso da Ciência*, 2006. Disponível em: <http://www.sbpnet.org.br/livro/58ra/atividades/TEXTOS/texto_890.html>. Acesso em: 04 dez. 2016.
- Hart, Abarasi. *A review of Technologies for transporting heavy crude oil and bitumen via pipelines*. *J Petrol Explor Prod Technol* (2014) 4:327-336.
- Incropera, Frank P. *Fundamentos de transferência de calor e de massa*. Rio de Janeiro: LTC, 2008.
- Karami, H. R.; Mowla, D. *Investigation of the effects of various parameters on pressure drop reduction in crude oil pipelines by drag reducing agents*. Elsevier: *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics* 177-178 (2012) 37-45.

Martinez, A. R. *Report of working group on definitions*. In: R. F. Meyer, J. C. Wynn, & J. C. Olson (Eds.), *The future of heavy crude and tar sands, Second International Conference*. Ixvii-lxviii, New York: McGraw-Hill. 1984.

Martínez-Palou, Rafael *et al.* *Transportation of heavy and extra-heavy crude oil by pipeline: A review*. Elsevier: *Journal of Petroleum Science and Engineering* 75 (2011) 274-282.

Mothé, C. G.; Silva, C. *Petróleo Pesado e Ultrapesado – Reservas e Produção Mundial*. TN *Petróleo*, n.57, p. 76-81, 2007.

Pereira, I. B.; Saad, H. C. e Romero, O. J. *Estudo de troca de calor em oleodutos terrestres*. *Latin American Journal of Energy Research – Lajer*, v.1, n. 1 (2014).

PipelineStudio – User’s guide, Energy Solutions® International, 2016.

Rigatto, S. F. e Siqueira, R. N. *Perda de carga em escoamento laminares de fluidos pseudoplásticos através de uma curva de 90°*. *Latin American Journal of Energy Research – Lajer*, v.2, n.2 (2015). DOI: <http://dx.doi.org/10.21712/lajer.2015.v2.n2.p1-7>.

Romero, O. J.; Saad, H. C.; Pereira, I. B.; Romero, M. I. (2016). *Influence of heat transfer on two-phase flow behavior in onshore oil pipelines*. *Ingeniería e Investigación*, 36(1), 14-22. DOI: <Http://dx.doi.org/10.15446/ing.investig.v36n1.51570>.

Shreve, R. Norris; Brink, Joseph A. Jr.; Macedo, Horacio. *Indústria de Processos Químicos*. Instituto de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, UFRJ. 4ed. 1984.

Sousa, C. A.; Miranda, S. M.; Benedito, U. M. e Romero, O. J. *Simulação numérica do transiente em dutos*. *Latin American Journal of Energy Research – Lajer*, v.3, n.2 (2016). DOI: <http://dx.doi.org/10.21712/lajer.2016.v3.n2.p21-29>.

Tissot, B. P.; Welte, D. H. *Petroleum Formation and Occurrence*. New York: Springer-Verlag. 2ª ed. 1984.