

## Estudo da troca de calor em oleodutos terrestres

Isabela Braga Pereira<sup>1</sup>, Hugo Candia Saad<sup>2</sup>, Oldrich Joel Romero<sup>1,\*</sup>

<sup>1</sup>Engenharia de Petróleo, Universidade Federal do Espírito Santo – UFES campus São Mateus, Rodovia BR 101 Norte, km 60, Litorâneo, CEP 29.932-540, São Mateus, ES, Brasil

<sup>2</sup>Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis - ANP

\*Autor para correspondência

Endereço eletrônico: isa-bela-braga@hotmail.com (Pereira, I. B.), hsaad@anp.gov.br (Saad, H. C.), oldrich.romero@ufes.br (Romero, O. J.)

*Ferramentas computacionais de simulação de escoamento multifásico em dutos de transporte de petróleo são de grande importância para determinação da viabilidade econômica da produção em campos petrolíferos. O presente artigo apresenta a modelagem matemática e numérica do escoamento bifásico de petróleo em um duto onshore parcialmente submerso. O comportamento bifásico do óleo pesado de 13,2 °API é traduzido pela correlação de Dukler. A viscosidade do óleo é considerada dependente da temperatura e da densidade API do óleo mediante a correlação de Hossain. O duto transporta o petróleo desde uma estação coletora até um centro de armazenamento e é formada por três trechos. O primeiro e terceiro trechos são não aterrados e estão em contato com o meio ambiente externo. O trecho intermediário é assentado no leito de um rio e é a parte crítica do oleoduto, pois, elevadas perdas de calor são observadas. A influência de diferentes diâmetros do duto nos gradientes de pressão e de temperatura foi analisada com o auxílio do software Pipesim®.*

Palavras-chave: Troca de calor. Oleoduto. Escoamento multifásico. Simulação numérica. Pipesim.

### 1. Introdução

A gestão integrada e otimizada dos processos de exploração e produção é considerada estratégica para o avanço do setor petrolífero já que, por um lado, se depara com um vasto e crescente arsenal tecnológico, e por outro, com desafios grandiosos tal qual o transporte de fluidos por linhas cada vez mais longas e sob muitas condições adversas. O escoamento dos fluidos desde o reservatório até as instalações de superfície é dividido comumente em três etapas, segundo ilustrado de forma simplificada na vista transversal da Fig. 1: recuperação, elevação e coleta.

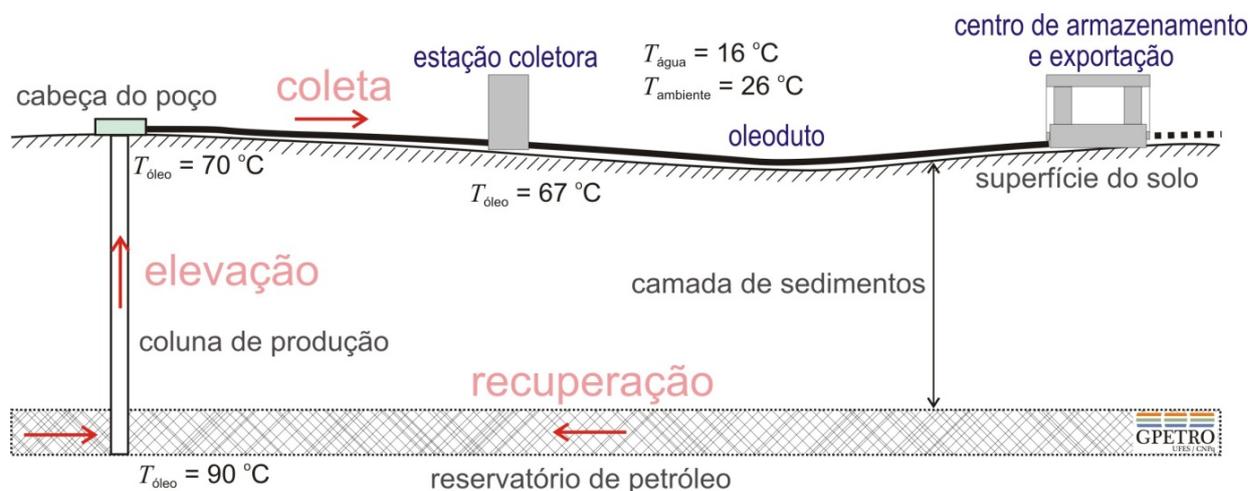


Figura 1: Sistema de produção de petróleo.

Durante a produção de petróleo, o escoamento pode ser considerado como sendo bifásico no qual uma das fases é gasosa e a outra líquida. Este tipo de escoamento é frequentemente encontrado na coluna de produção no interior do poço e nos dutos de produção e pode ocorrer em trechos verticais, inclinados

ou horizontais. Correlações, como por exemplo, as propostas por Hagedorn e Brown (1965), Duns e Ross (1963), Beggs e Brill (1963) e Oliemans (1976), foram desenvolvidas para facilitar sua análise.

Uma das principais linhas de estudo da engenharia de dutos é a denominada garantia de escoamento. Possui como principais objetivos identificar, qualificar e atenuar problemas operacionais, principalmente os decorrentes do escoamento de óleos pesados, uma vez que, pode trazer grandes dificuldades para o escoamento através da tubulação. Como exemplo, podemos citar problemas de corrosão e desgaste precoce, além da deposição de hidratos, parafinas e asfaltenos, resultando em uma grande perda de carga e até mesmo obstrução dos dutos.

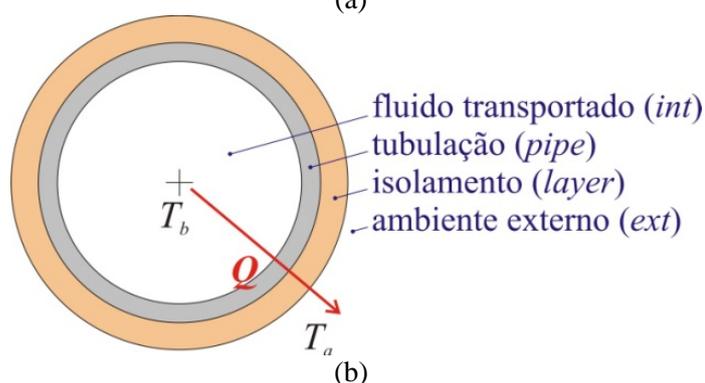
Desta forma, o presente trabalho pretende expor a influencia da perda de carga e perda de calor na movimentação do fluido multifásico no interior da tubulação.

## 2. Especificação do problema

O problema abordado é formado por (i) uma estação coletora que recebe a produção proveniente de 15 poços *onshore* de baixa vazão com pressão de  $5 \text{ kg/cm}^2$  e temperatura de  $66,7 \text{ }^\circ\text{C}$ ; (ii) um oleoduto de 3.600 m e 4 pol de diâmetro por onde são escoados  $21 \text{ m}^3/\text{d}$  de óleo; e (iii) um centro de armazenamento e exportação localizada em terra que recebe os fluidos. Esta configuração, com alguns detalhes básicos é mostrada na Fig. 2a.



(a)



(b)

**Figura 2:** (a) caminho percorrido pelos fluidos, fonte: Google Earth; (b) seção transversal da tubulação mostrando a troca de calor entre o fluido quente e o meio ambiente mais frio.

O oleoduto é composto por três segmentos denominados de “Trecho 1”, com 802 m de comprimento, “Trecho 2” com 203 m de comprimento, e “Trecho 3” com 2.595 m de comprimento. Todos os trechos possuem diâmetro de 4 pol, espessura de 0,251 pol e rugosidade de 0,001 pol. Nos trechos 1 e 3 a tubulação está suspensa em terra firme (não é aterrada) sendo a temperatura ambiente de  $26 \text{ }^\circ\text{C}$ . Já no trecho 2 a tubulação passa pelo leito do rio a uma profundidade de 6 m e uma temperatura de  $16 \text{ }^\circ\text{C}$ . É neste trecho onde é observado uma acentuada perda de calor dos fluidos transportados e,

portanto, a necessidade de estudos quanto à utilização de isolamento apropriado. O isolamento utilizado para este estudo de caso foi o base asfalto, tipicamente usado na indústria de petróleo.

Os comprimentos dos trechos são apresentados de forma equivalente a trechos retos, ou seja, todas as curvas e joelhos da tubulação foram convertidos em comprimentos de trecho reto, com perda de carga equivalente. As propriedades dos fluidos utilizando o modelo *blackoil* são: razão gás/óleo de 24,9 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>, volume de água e sedimentos de 30 %, densidade relativa do gás de 0,66, densidade relativa da água de 1,02, densidade do óleo igual a 13,2 °API, contaminante H<sub>2</sub>S de 0,06 % e viscosidade do óleo morto sendo 69,4 cP a 93,3 °C e 20.269 cP a 15,5 °C. O fluido transportado é formado por uma fase líquida e outra gasosa, portanto é utilizada a correlação de Dukler (Dukler *et al.*, 1976) para determinar a perda de carga a qual considera escorregamento entre as fases. Já para a viscosidade do óleo, que é função da temperatura e da densidade API, selecionou-se a correlação de Hossain (Hossain *et al.*, 1976).

Para a troca de calor entre o fluido quente e o meio ambiente mais frio, as seguintes informações são necessárias: condutividade térmica da tubulação  $k_{pipe} = 35 \text{ Wm}^{-1}\text{K}^{-1}$ , condutividade térmica do isolamento  $k_{layer} = 0,7 \text{ Wm}^{-1}\text{K}^{-1}$ , condutividade térmica do óleo  $k_{oleo} = 0,08 \text{ Wm}^{-1}\text{K}^{-1}$ , coeficiente de troca de calor por convecção do ambiente externo  $h_{ext} = 4 \text{ Wm}^{-2}\text{K}^{-1}$  para a velocidade do ar aproximada de 0,5 m/s (PIPESIM, 2011).

### 3. Modelagem matemática

#### 3.1 Correlação para o escoamento horizontal multifásico

A correlação de Dukler (DUCKLER *et al.*, 1976) permite determinar a perda de carga em uma tubulação horizontal originado pelo escoamento multifásico considerando o escorregamento entre as fases. Para a correta descrição do escoamento no interior de dutos é necessário o entendimento do gradiente de pressão  $dp/dl$ , onde  $p$  é a pressão e  $l$  é o comprimento ao longo do duto.

$$\frac{dp}{dl} = \left(\frac{dp}{dl}\right)_g + \left(\frac{dp}{dl}\right)_f + \left(\frac{dp}{dl}\right)_{acc} \quad (1)$$

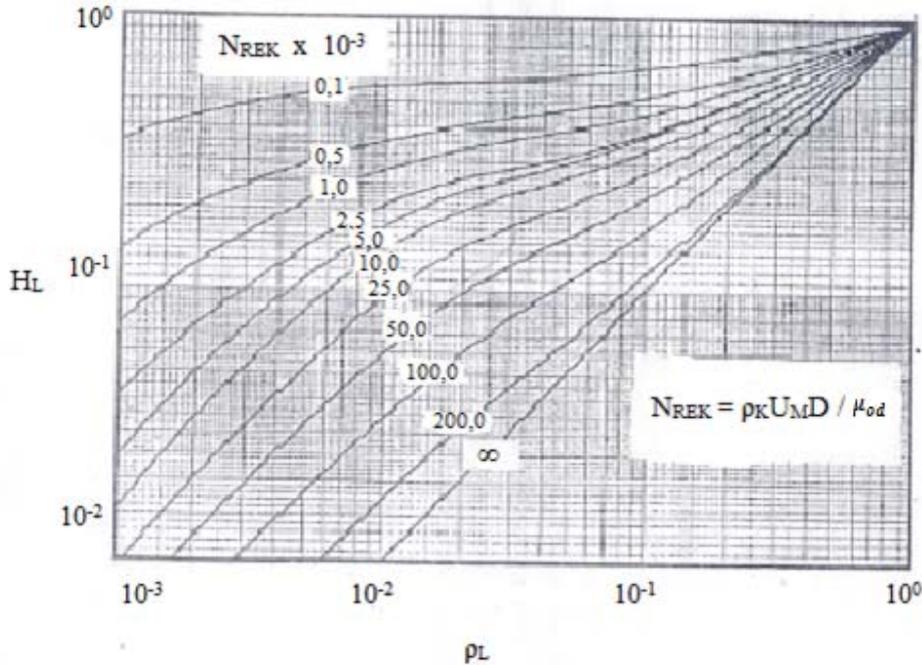
O primeiro termo do lado direito da Eq. (1), subíndice “g”, é o gradiente de pressão correspondente à ação da gravidade e é igual a  $g\rho_k\Delta z/g_c$ . No escoamento horizontal este componente é muito pequeno e pode, portanto, ser desprezada. O segundo termo com subíndice “f” é relativo à fricção e existe apenas quando em fluxo. A última parcela, subíndice “acc” refere-se à perda de carga devido à aceleração e de forma similar ao termo de atrito, existe apenas em condições dinâmicas.

As perdas por atrito são calculadas por  $\left(\frac{dp}{dl}\right)_f = \frac{f \cdot \rho_k \cdot U_m^2}{2 \cdot g_c \cdot D}$ , onde  $g_c$  é a constante gravitacional que converte aceleração-gravidade em peso e  $D$  é o diâmetro interno do duto. Como o problema trata do escoamento de mais de uma fase, o computo desta equação embora pareça trivial o procedimento não é simples. As variáveis dependem de outras que pretendem traduzir matematicamente a complexa interação das fases no processo. Assim, a primeira variável a ser calculada é o peso específico da mistura  $\rho_k$ , que depende dos pesos específicos da fase líquida  $\rho_L$  e da fase gás  $\rho_g$ , da fração de líquido na entrada  $\gamma_L$ , da fração de gás na entrada  $\gamma_g$  e do *hold-up* do líquido  $H_L$ , sendo este igual a  $\rho_k = \frac{\rho_L \gamma_L^2}{H_L} + \frac{\rho_g \gamma_g^2}{1-H_L}$ . Outra variável necessária é o fator de fricção  $f$  obtido de  $\frac{f}{f_n} = 1 + \frac{y}{1,281 - 0,478y + 0,444y^2 - 0,094y^3 + 0,00843y^4}$ , que é função de  $y$  e que, por sua vez, depende do comprimento do duto  $ln$  e da fração de líquido na entrada  $\gamma_L$ :  $y = -ln\gamma_L$ . Já  $f_n$  é obtido de  $f_n = 0,0056 + 0,5N_{REK}^{-0,32}$  e o número de Reynolds  $N_{REK}$  é  $N_{REK} = \frac{\rho_k U_m D}{\mu_{od}}$ , sendo  $D$  o diâmetro interno do duto e  $\mu_{od}$  a viscosidade do óleo morto, que varia com a temperatura do meio e do grau API do óleo através da correlação de Hossain *et al.* (1976) detalhada na seção § 3.2.

O valor do *hold-up* do líquido  $H_L$  necessário para o cálculo da densidade da mistura é obtido pelo processo iterativo seguinte:

1. A partir dos dados dos fluidos, estabelecer a densidade do líquido  $\rho_L$ ;
2. Estimar o *hold-up*  $H_L^*$ ;
3. Com as informações (1) e (2), calcular o valor aproximado  $\rho_k^*$ ;
4. Calcular  $\mu_{od}$  com a correlação de Hossain;
5. Com as informações (3) e (4), calcular o número de Reynolds  $N_{REK}^*$ ;

6. Com as informações (1) e (5), utilizando a Fig. 3, obter  $H_L$ ;
7. Comparar os valores do *hold-up* estimado em (2),  $H_L^*$ , e calculado em (6),  $H_L$ , se o resultado desta comparação é maior do que uma tolerância determinada utilizar o valor calculado como nova estimativa e repetir o processo a partir da etapa (3). Caso contrário, a convergência é satisfeita e o processo iterativo termina com o *hold-up* requerido.



**Figura 3:** Correlação de *holdup* de Dukler (TAITEL, 1976).

O termo da aceleração que compõe a Eq. (1) é definido por:  $E_k = \frac{1}{g_c dp} \Delta \left[ \frac{\rho_g U_{sg}^2}{(1-H_L)} + \frac{\rho_g U_{sl}^2}{H_L} \right]$ , com  $U_m$ ,  $U_{sg}$  e  $U_{sl}$  sendo as velocidades média, do gás e do líquido respectivamente,  $\rho_L$  e  $\rho_g$  são o peso específico do líquido e do gás, respectivamente, e  $g_c$  a constante gravitacional que converte aceleração-gravidade em peso. Assim, a expressão final para o cálculo do gradiente de pressão em tubulações horizontais transportando fluidos multifásicos é representado pela Eq. (2) seguinte

$$\frac{dp}{dl} = \frac{\left(\frac{dp}{dl}\right)_f}{1-E_k} \quad (2)$$

### 3.2 Correlação para a viscosidade do óleo

A correlação de Hossain (HOSSAIN *et al.*, 1976) permite determinar a viscosidade do óleo morto,  $\mu_{od}$ , para diferentes valores da temperatura do fluido  $T$ . É válida para óleos pesados com densidade API,  $d_{API}$ , variando entre  $10 < d_{API} < 22,3$ . Esta dependência é evidenciada por:

$$\mu_{od} = 10^A T^B \quad (3)$$

onde A e B são parâmetros dependentes da densidade API do óleo e são definidos por  $A = -0,71523 d_{API} + 22,13766$  e  $B = 0,269024 d_{API} - 8,268047$ .

Quanto mais pesado o óleo, isto é, viscosidade elevada, seu aquecimento resulta em uma diminuição mais acentuada da viscosidade. Em outras palavras, a viscosidade de óleos pesados é mais afetada pela alteração da temperatura. Considerando que óleos pesados tem maior porcentagem de componentes parafínicos, a possibilidade de formar depósitos é, portanto, maior.

### 3.3 Resfriamento do óleo

A transferência de calor é uma manifestação do desequilíbrio térmico entre dois corpos. A natureza procura alcançar e manter o estado de equilíbrio. Esta condição é atingida quando a temperatura do corpo mais frio aumenta e a do corpo mais quente diminui. No caso específico do fluido multifásico sendo transportado pela tubulação, é feita a suposição que o “corpo mais frio”, meio ambiente externo, é muito grande, portanto, sua temperatura aumentará muito pouco. Em outros termos práticos, a temperatura é considerada constante. Assim, o “corpo mais quente”, que é o fluido no interior da tubulação, será resfriado procurando o equilíbrio com o ambiente que o circunda. Várias resistências térmicas são oferecidas para mitigar essa troca de calor. A Eq. (4) é a representação matemática do fluxo de calor  $Q$ , (Fig. 2b), tendo  $T_b$  como a temperatura do fluido quente no interior da tubulação,  $T_a$  a temperatura ambiente mais fria, externa à tubulação, e  $A$  a área perpendicular à direção do fluxo de calor.

$$Q = UA(T_b - T_a) \tag{4}$$

o coeficiente global de troca de calor, representado por  $U$ , depende de resistências térmicas oferecidas pelos corpos entre o fluido de interesse e o meio externo, de forma simplificada é calculado pela Eq. (5)

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{int}} + \frac{1}{k_{pipe}} + \frac{1}{k_{layer}} + \frac{1}{h_{ext}} \tag{5}$$

os parâmetros  $h_{int}$  (ou, para esse estudo,  $h_{\text{óleo}}$ ),  $k_{pipe}$ ,  $k_{layer}$  e  $h_{ext}$  são, respectivamente, o coeficiente de transferência de calor do líquido multifásico (óleo) escoando no interior do duto (“int”), a condutividade térmica da tubulação metálica (“pipe”), a condutividade térmica da camada de isolamento, no caso base asfalto, (“layer”), e o coeficiente de transferência de calor do ambiente externo (“ext”) que pode ser ar ou água, a depender do trecho se é 1 e 3 ou 2.

Segundo Kaminsky (1999), para um fluxo laminar com número de Reynolds  $N_{REK} < 2.300$ ,  $h_{int}$  pode ser obtido utilizando  $h_{int} = \frac{(2-H_L) h_{i1p}}{H_L^{2/3}}$ ,  $h_{i1p} = \frac{k_L Nu_{1p}}{D}$ ,  $Nu_{1p} = 1,86 N_{REK} Pr \left(\frac{D}{L}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu_L}{\mu_w}\right)^{0,14}$ ,  $Pr = \frac{\mu_L C_{pL}}{k_L}$ , onde  $\mu_L$  é a viscosidade do óleo;  $\mu_w$  é a viscosidade da água;  $C_{pL}$  é a capacidade específica de calor do óleo;  $k_L$  a condutividade térmica do óleo;  $D$  o diâmetro da tubulação;  $Nu$  é o número de Nusselt e está compreendido entre 0 e 1; e  $Pr$  o número de Prandtl.

O segundo e terceiro termos do lado direito da Eq. (5) referem-se à troca de calor pela parede da tubulação e do isolamento térmico e são obtidos das equações  $h_{pipe} = \frac{k_{pipe}}{\left(\frac{D}{2}+wt\right) \ln\left(\frac{\frac{D}{2}+wt}{\frac{D}{2}}\right)}$  e  $h_{layer} = \frac{k_{layer}}{\left(\frac{D}{2}+wt\right) \ln\left(\frac{\frac{D}{2}+wt+wt_{layer}}{\frac{D}{2}+wt}\right)}$ , sendo  $k_{pipe}$  o coeficiente de troca de calor na parede do duto,  $k_{layer}$  e  $wt_{layer}$  o coeficiente de troca de calor por condução e a espessura da camada de isolamento adjacente ao duto, respectivamente.

O último termo do lado direito da Eq. (5), que é o coeficiente de transferência de calor por convecção entre a camada de isolamento e o ambiente externo,  $h_{ext}$ , é obtido a partir das equações  $h_{ext} = \frac{k Nu_{ext}}{D+2wt}$ ,  $Nu_{ext} = 0,53 Ra^{0,25}$ ,  $Ra = Pr Gr$  e  $Gr = \frac{L^3 \rho^2 \beta g \Delta T}{\mu^2}$ . Onde  $L$  é o comprimento do duto,  $Gr$  e  $Ra$  são o número de Grashof e o de Rayleigh, respectivamente.

Para os trechos 1 e 3 da tubulação, que são não aterrados, o coeficiente  $h_{ext}$  possui o valor típico de  $4 \text{ Wm}^{-2}\text{K}^{-1}$  para convecção natural com a velocidade aproximada do ar sendo 0,5 m/s.

### 3.4 Condições de contorno

Para resolver o sistema de equações é necessário delimitar seu domínio de solução, isto é, estabelecer as condições de contorno de tal forma a ter-se um sistema matemático bem posto e factível de ser resolvido.

Como o problema é unidimensional, condições de contorno na entrada ou na saída da tubulação devem ser impostas. Neste trabalho duas situações foram analisadas:

- ✓ Caso 1: pressão do fluido na entrada é prescrita em 5 kg/cm<sup>2</sup>. Isto significa que a pressão do fluido na saída deve ser calculada; e
- ✓ Caso 2: pressão do fluido na saída é prescrita em 3 kg/cm<sup>2</sup>. Significando que a pressão do fluido na entrada deve ser calculada.

Nas duas situações o óleo ingressa a uma vazão fixa de 21 m<sup>3</sup> /d e com temperatura igual a 67 °C. A temperatura do ambiente externo é 26 °C quando ar e 16 °C quando água.

#### 4. Modelo numérico

O conjunto de equações apresentadas é resolvido utilizando o *software* Pipesim<sup>®</sup>. Este aplicativo é amplamente difundido na área de engenharia de elevação e escoamento de petróleo. O procedimento de obtenção da solução implementado no *software* é baseado na técnica denominada Análise Nodal<sup>®</sup>, a qual consiste em segmentar a linha de fluxo em um determinado número de trechos, denotado pelo índice  $j$ . Cada trecho por sua vez é subdividido em pequenos intervalos denotado pelo índice  $i$ . Resolve-se então, as equações em cada intervalo progressivamente até atingir o ponto de interesse.

A técnica é comumente aplicada para análise de escoamento multifásico, visto que as propriedades PVT – pressão/volume/temperatura do fluido se alteram significativamente na medida em que o fluido é transportado. Além disso, a geometria por onde estes fluidos escoam pode sofrer mudanças no diâmetro, na rugosidade da parede interna e na inclinação do duto. A divisão em trechos  $j$  é para poder contemplar tubulações com diversas inclinações.

A integração numérica da Eq. (2) ao longo do comprimento do oleoduto  $L$  resulta na Eq. (6), que permite calcular o diferencial de pressão  $\Delta p$  do gradiente de pressão  $dp/dl$  para diferentes segmentos  $n$  da tubulação e  $m$  trechos da tubulação

$$\Delta p = \int_0^L \frac{dp}{dl} dL = \sum_{j=1}^m \sum_{i=1}^n \left( \frac{dp}{dl} \right)_{ij} \Delta L_{ij} \quad (6)$$

no caso em estudo  $m = 3$ .

#### 5. Resultados e discussões

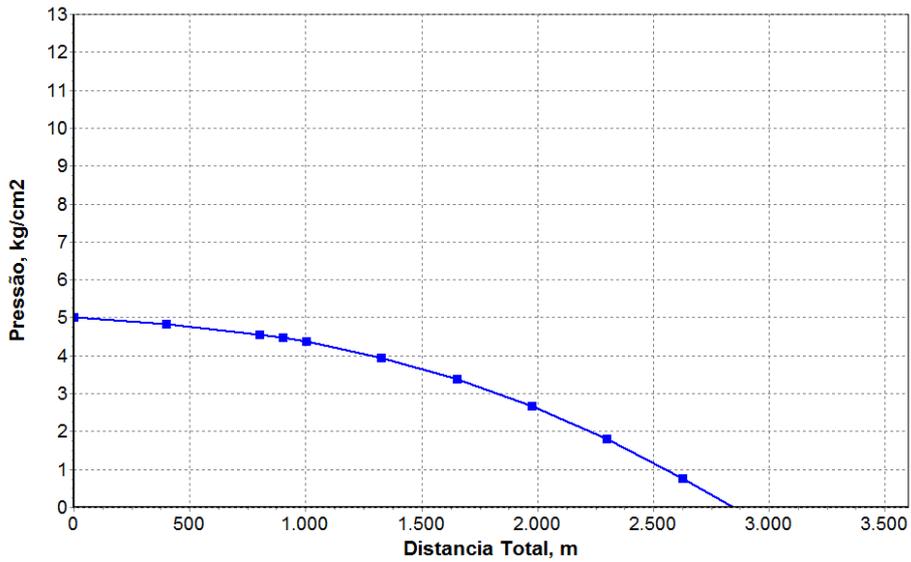
##### 5.1. Caso 1: Pressão insuficiente

O problema tratado neste artigo é detalhado na Fig. 2a, para este caso 1 a representação na simbologia Pipesim<sup>®</sup> é muito similar ao mostrado na Fig. 8, entretanto sem a presença da bomba.

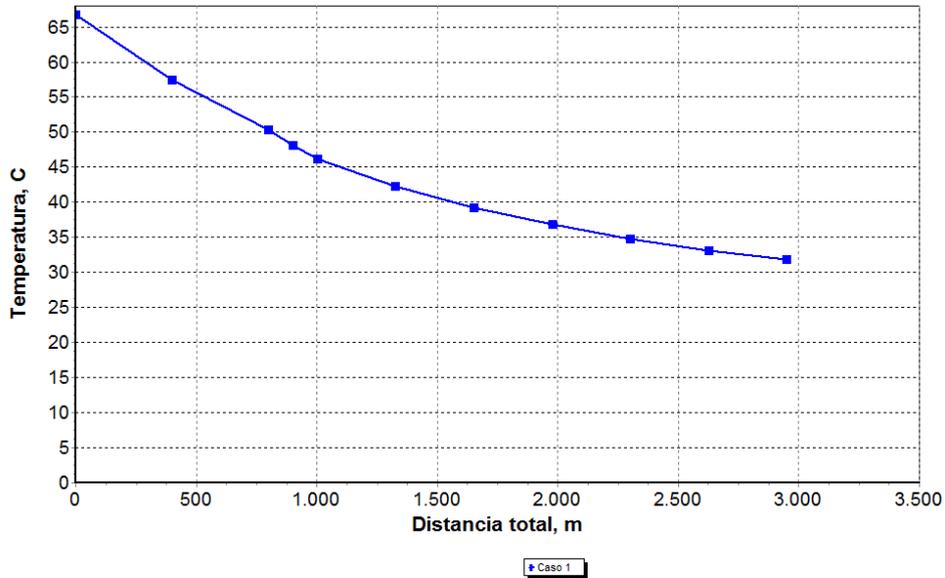
Inicialmente verifica-se se a pressão na estação coletora é capaz, ou não, de movimentar os fluidos até seu destino final no centro de armazenamento e exportação considerando baixa perda de calor ao longo do percurso, ou seja, o coeficiente global de troca de calor  $U$  é aproximadamente igual a 1,135 W/m<sup>2</sup>/K. A partir deste resultado, decidir quanto à utilização, ou não, de mecanismos artificiais para incrementar a pressão na entrada da tubulação.

O gradiente de pressão calculado é representado na Fig. 4 pela curva azul contínua com quadrados cheios. Pode-se verificar que a diminuição da pressão ao longo do duto é não linear devido à presença de mais de uma fase, e que o fluido não possui energia suficiente para escoar até o final da tubulação de 3.600 m de comprimento, percorre apenas os primeiros 2.950 m. Assim, pode-se afirmar que nestas condições a produção não é viável. Destaca-se que ao atingir o final da tubulação o fluido deve ter ainda uma pressão mínima de 3 kg/cm<sup>2</sup> para vencer as resistências internas no tanque de armazenamento.

Já na Fig. 5 é representado o gradiente de temperatura para esta condição. O óleo ingressa na tubulação com uma temperatura de 67 °C e diminui ao longo da tubulação até atingir a temperatura de aproximadamente 31 °C em 2.950 m, que é a máxima distância que o fluido é movimentado. Como o “Trecho 1” tem 802 m de comprimento, o “Trecho 2” tem 203 m, e o “Trecho 3” 2.595 m, o óleo tende a procurar o equilíbrio com o meio ambiente externo que está a uma temperatura de 26 °C e portanto, atinge somente parte do trecho 3.



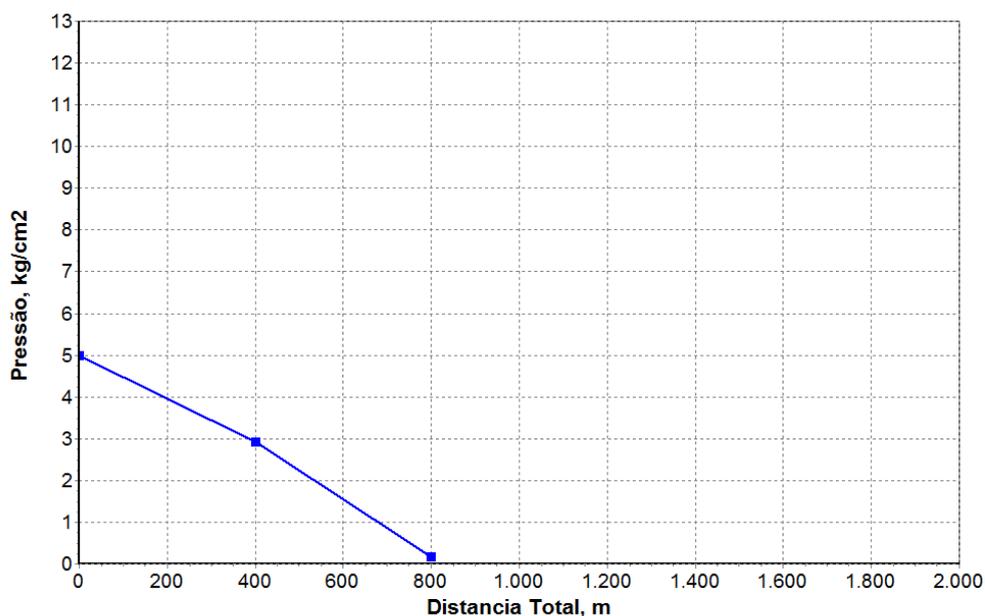
**Figura 4:** Variação da pressão ao longo da tubulação para o caso 1, considerando baixa troca de calor ( $U = 1,135 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ) nos trechos 1, 2 e 3.



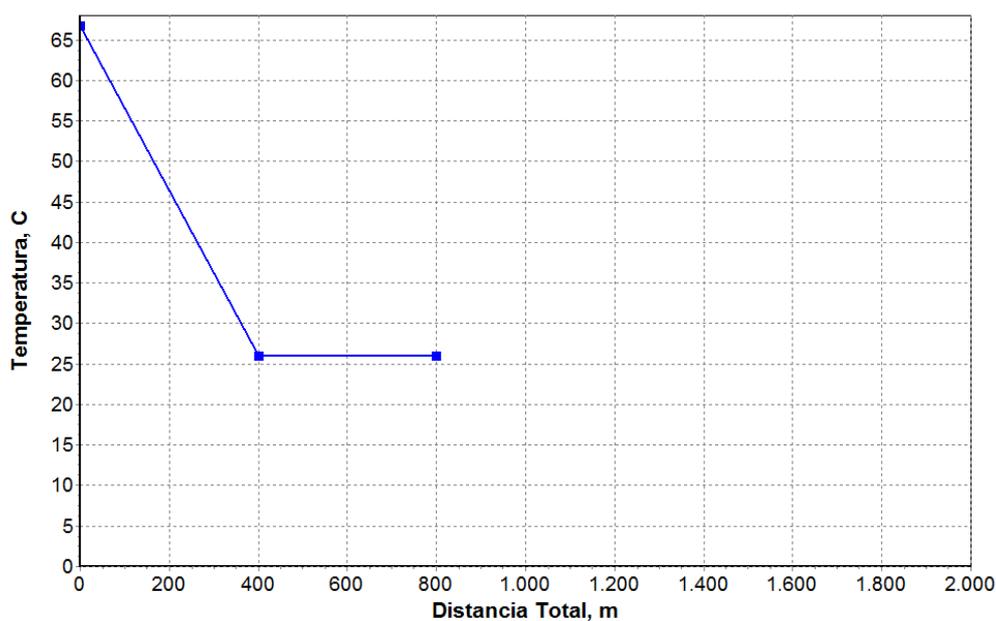
**Figura 5:** Variação da temperatura ao longo da tubulação para o caso 1, considerando baixa troca de calor ( $U = 1,135 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ) nos trechos 1, 2 e 3.

Uma segunda análise pode ser obtida considerando troca de calor mais intensa em todos os trechos da tubulação. Isto significa que nos trechos 1 e 3 (que está exposto ao ar) o valor do coeficiente  $U$  seja igual a  $113,6 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ; e para o trecho 2 (que está submersa em água), o  $U$  seja  $1.135,7 \text{ W/m}^2/\text{K}$ .

As Figs. 6 e 7 ilustram os gráficos do gradiente de pressão e do gradiente de temperatura, respectivamente, para esse estudo. Como esperado, uma vez que as condições são mais desfavoráveis, uma queda de pressão mais acentuada ocorre ao longo do percurso, provocando um menor deslocamento do fluido em comparação ao caso abordado anteriormente (baixa troca de calor). Ou seja, é necessário uma energia adicional para movimentar o fluido. Isso pode ser explicado pela Fig. 7, onde a diminuição brusca e contínua da temperatura do fluido até o equilíbrio com o meio externo que é de  $26 \text{ }^\circ\text{C}$ , possibilita a chegada do mesmo apenas até o final do trecho 1.



**Figura 6:** Variação da pressão ao longo da tubulação para o caso 1, considerando alta troca de calor (trechos 1 e 3:  $U = 113,57 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ; e trecho 2:  $U = 1.135,72 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ).



**Figura 7:** Variação da Temperatura ao longo da tubulação para o caso 1, considerando alta troca de calor (trechos 1 e 3:  $U = 113,57 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ; e trecho 2:  $U = 1.135,72 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ).

A principal justificativa é que com a diminuição da temperatura do óleo, sua viscosidade aumente acentuadamente e eventualmente parafinas começam a precipitar. O aparecimento de depósitos parafínicos se manifesta pela quebra do equilíbrio de fases, causada pelo resfriamento do petróleo e/ou desprendimento das frações mais leves dissolvidas originalmente no petróleo. A parafina, quando exposta a uma determinada temperatura, chamada TIAC (temperatura de início do aparecimento dos cristais), precipita-se em formas de cristais e caracteriza-se assim uma fase sólida, depositando-se nas paredes internas dos dutos, obstruindo o fluxo e promovendo o aumento de perda de carga nas linhas de produção. Entre outros problemas, pode ocorrer a diminuição da vazão dos fluidos e o entupimento da seção do duto de produção.

5.2. Caso 2: Pressão suficiente fornecida por uma bomba centrífuga

Com base nos dados gerados define-se a utilização de uma bomba centrífuga com potência de 1.491,4 W e eficiência de 50 %. A bomba será instalada na entrada da tubulação, logo depois da estação coletora. A nova configuração na simbologia Pipesim® é representada pela Fig. 8.

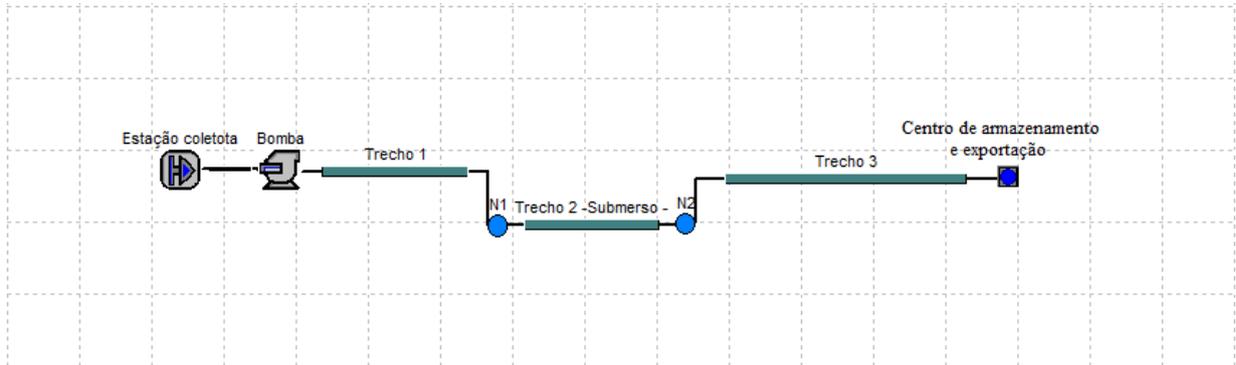


Figura 8: Representação na simbologia Pipesim® da nova configuração com a bomba na entrada do duto.

Confirmada a necessidade de incremento de pressão no sistema, a pergunta a ser respondida é qual é o nível de aumento de pressão a ser fornecido ao sistema? Partindo com pressão prescrita de 3 kg/cm<sup>2</sup> na saída da tubulação, que é a chegada do fluido ao centro de armazenamento e exportação, determina-se a pressão mínima na entrada da tubulação deve ser de 10,5 kg/cm<sup>2</sup>. Isto é, para ocorrer o escoamento dos fluidos com baixa perda de calor do sistema ( $U = 1,135 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ), o perfil de pressão mínimo é o apresentado pela Fig. 9.

O perfil de temperatura para tal incremento de pressão, Fig. 10, apresenta uma diminuição menos acentuada em comparação ao caso 1, Fig. 5, atingindo o destino final com aproximadamente 29,5 °C.

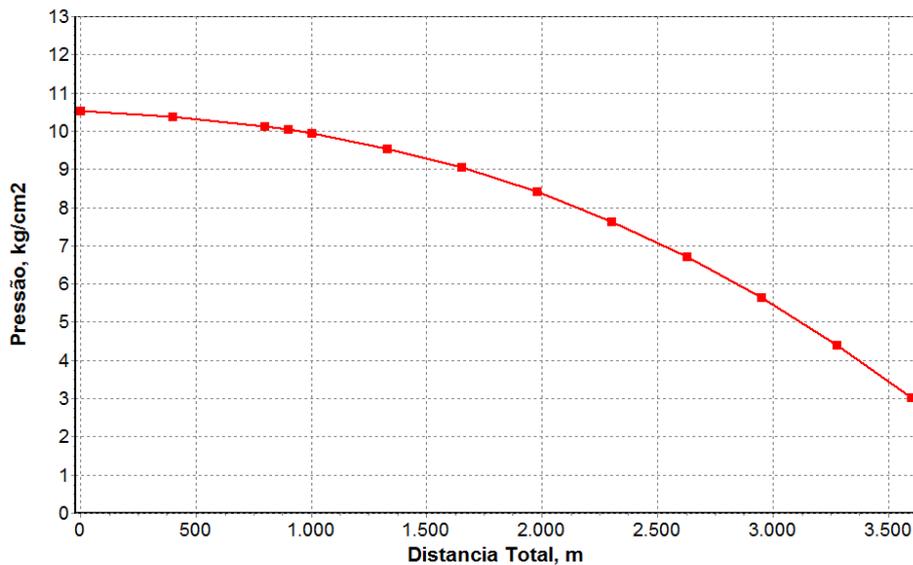
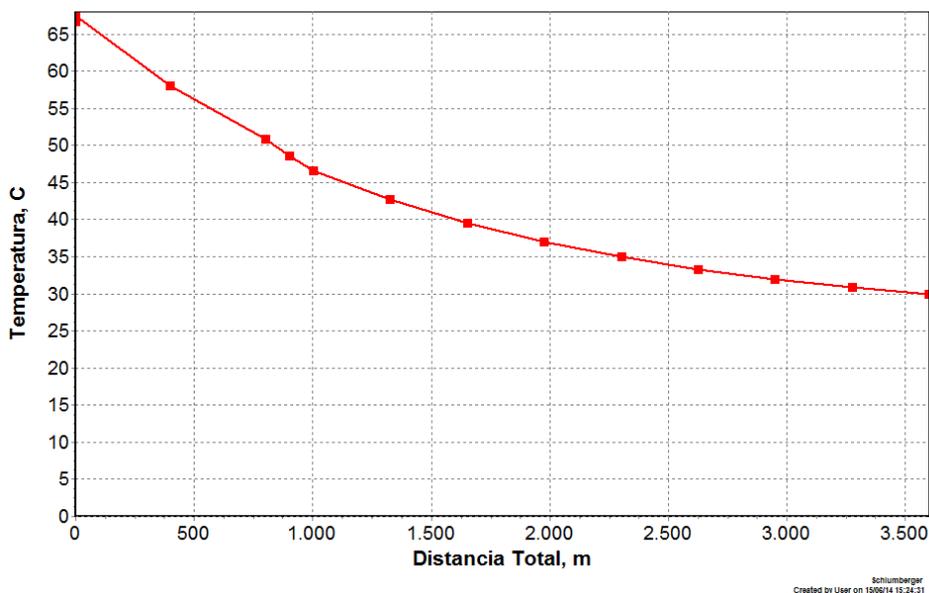
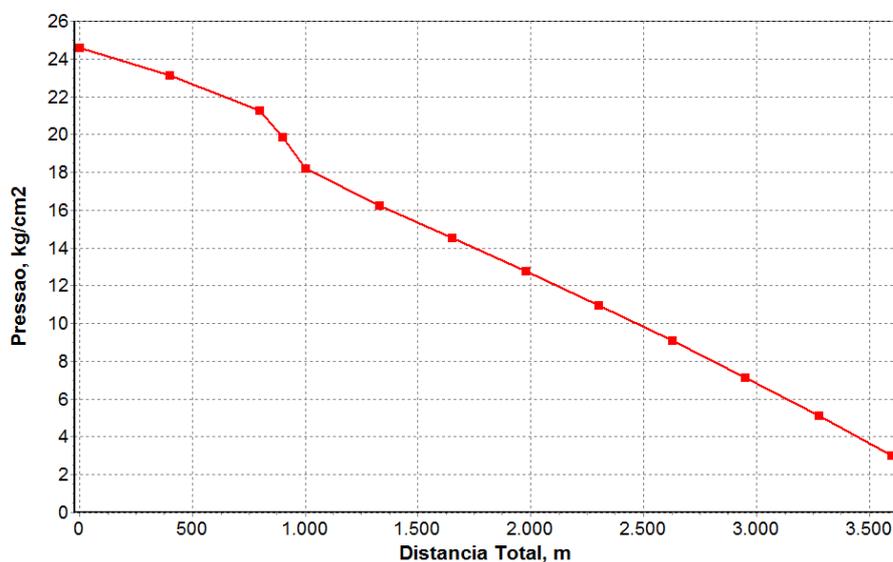


Figura 9: Variação da pressão ao longo da tubulação para o caso 2, considerando baixa troca de calor ( $U = 1,135 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ) nos trechos 1, 2 e 3.



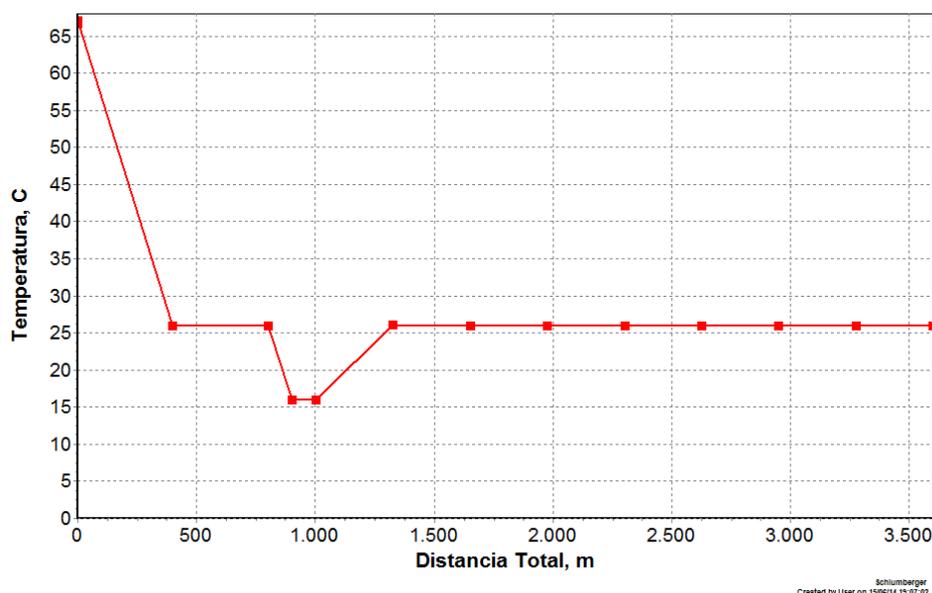
**Figura 10:** Variação da temperatura ao longo da tubulação para o caso 2, considerando baixa troca de calor ( $U = 1,135 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ) nos trechos 1, 2 e 3.

Novamente, partindo de uma pressão de  $3 \text{ kg/cm}^2$  na saída da tubulação e considerando, de forma similar ao caso 1, transferência de calor elevada (isto é, trechos 1 e 3 com  $U = 113,57 \text{ W/m}^2/\text{K}$  e trecho 2 com  $U = 1135,72 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ), obtém-se resultados dos gradientes de pressão e temperatura, Figs. 11 e 12, respectivamente. Como a perda de calor é mais acentuada, a temperatura do óleo sendo transportado diminui consideravelmente impactando na sua viscosidade, que por consequência aumenta e com isso o gradiente de pressão. A pressão na entrada do sistema passa de  $10,5 \text{ kg/cm}^2$  (Fig. 9) para cerca de  $24,6 \text{ kg/cm}^2$  (Fig. 11). Analisando-se os gráficos, nota-se uma diminuição mais significativa da pressão no trecho 2 devido ao fato da tubulação atravessar o leito do rio em temperaturas inferiores à temperatura ambiente.



**Figura 11:** Variação da pressão ao longo da tubulação para o caso 2, considerando alta troca de calor (trechos 1 e 3:  $U = 113,57 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ; e trecho 2:  $U = 1.135,72 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ).

Ao contrário das pequenas variações da temperatura obtidas com baixa troca de calor, Fig. 10, neste caso, com troca de calor elevada a temperatura tem uma diminuição brusca, de  $67 \text{ }^\circ\text{C}$  na entrada da tubulação para  $26 \text{ }^\circ\text{C}$  nos primeiros 400 m, tal como é observado na Fig.12. Como o trecho 2 está submerso no rio, a temperatura do óleo diminui ainda mais até se equilibrar com os  $16 \text{ }^\circ\text{C}$  da água externa ao longo de 203 m. No trecho 3, o óleo que troca calor com ar externo a uma temperatura de  $26 \text{ }^\circ\text{C}$ , entra em equilíbrio e mantém esta temperatura até a saída da tubulação em 3.600 m.



**Figura 12:** Variação da temperatura ao longo da tubulação para o caso 2, considerando alta troca de calor (trechos 1 e 3:  $U = 113,57 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ; e trecho 2:  $U = 1135,72 \text{ W/m}^2/\text{K}$ ).

Considerando um incremento de pressão de 20 % maior, do que o mínimo necessário, na descarga da tubulação para atender imprecisões nos resultados da simulação assim como flutuações operacionais, a condição de contorno na saída é de  $3,6 \text{ kg/cm}^2$ . O novo gradiente de pressão, com baixa transferência de calor é muito similar ao da Fig. 9; de forma similar, o perfil de temperatura ao longo do duto pouco foi alterado em relação à Fig. 10; portanto não são mostrados.

Tal como realizado nas análises anteriores, foi procurado também a resposta para troca de calor elevada. Novamente o comportamento da pressão e temperatura é similar ao descrito pelas Figs. 11 e 12.

## 5. Considerações finais

É claramente notável a influência da temperatura, uma vez que altas perdas de calor podem proporcionar grandes dificuldades ao fluxo através da tubulação, principalmente ao se tratar de óleos pesados. O aparecimento de parafinas, hidratos e/ou asfaltenos são exemplos de problemas causados por este desequilíbrio termal, o que requer maior incremento de pressão para escoar o fluido devido à elevada perda de carga gerado no sistema.

A metodologia utilizada para analisar a influência de diferentes parâmetros operacionais, mostrou-se eficiente e satisfatória. Verificou-se a necessidade de utilização de uma bomba, selecionada adequadamente, para impulsionar os fluidos até o local de entrega, atendendo imprecisões nos resultados da simulação assim como flutuações operacionais que eventualmente podem ocorrer. A utilização de isolamento adequadamente projetado é de extrema importância para manter a troca de calor em níveis baixos, de tal forma a garantir a movimentação dos fluidos em trechos longos.

Um refinamento deste trabalho implica em estudar o início do crescimento dos depósitos de parafina, o qual ocorre quando a temperatura do óleo torna-se menor do que a TIAC.

## Agradecimentos

Os autores agradecem à Schlumberger pela concessão da licença acadêmica do *software* Pipesim®. Professor Oldrich Joel Romero agradece à FAPES pelo suporte financeiro concedido.

## Referências bibliográficas

Beggs, H. D.; Brill J. P. *A Study of Two Phase Flow in Inclined Pipes*, J. Pet. Tech. (May 1973) 607-617.

- Bott, T. R. *Aspects of crystallization fouling*. Experimental Thermal and Fluid Science, Cap. 14, p. 356-360, 1997.
- Duns, H.; Ros, N. C. J. *Vertical flow of gas and liquid mixtures in wells*, 6th. World Pet. Congress (1963) 452.
- Hagedron, A. R.; Brown, K. E. *Experimental study of pressure gradients occurring during continuous two-phase flow in small-diameter vertical conduits*, J. Pet. Tech. (April 1965) 475-484.
- Hossain, M. S.; Sarica, C.; Zhang, H. Q. *Assessment and development of heavy-oil viscosity correlations*, SPE/PS-CIM/CHOA 97907, PS2005-407.
- Kaminsky, *Estimation of two-phase flow heat transfer in pipes*, J Energy Res Tech, vol 121, p 75, 1999.
- Matzain, A. *Multiphase flow paraffin deposition modeling*, Ph.D. Dissertation, U. Tulsa, Tulsa, 2001.
- Oliemans, R. V. A. *Two-phase flow in gas-transmission pipeline*, ASME paper 76-Pet-25, presented at Pet. Div. ASME meeting Mexico City, 1976.
- Pipesim: *Fundamentals Training and Exercise Guide* - version 2011.1, Schlumberger, 2011.
- Romero, O. J.; Saad, H. C. *Deposição de parafina durante o transporte de óleo multifásico em tubulações onshore*, 2013.
- Sphaier, L. *Transferência de calor*. Rio de Janeiro: UFF, Departamento de Engenharia Mecânica, 2012.
- Taitel, Y.; Dukler, A. E. *A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow*. *AIChE Journal*: 22 (1), 47-55, 1976.