

## 6 Resultados de Escoamento Gás Natural/Óleo

Na indústria do petróleo, a previsão acurada das características do escoamento tem importância fundamental em diferentes etapas de projeto. Em um cenário onde o custo de produção tende a aumentar cada vez mais a medida que barreiras tecnológicas devem ser ultrapassadas para se manter o ritmo de produção, investimentos assertivos nos projetos se tornam fundamentais. Assim, na área de escoamento multifásico, estudos assertivos sobre padrões e características escoamento vêm ganhando destaque.

Inúmeros estudos sobre escoamentos direcionados para a indústria do petróleo foram conduzidos nas últimas décadas, porém, em sua grande maioria, não são utilizados fluidos típicos de campos de produção nas investigações. A nível de laboratório, por questões de segurança devido à alta inflamabilidade característica de fluidos típicos, existe forte tendência a utilizar a combinação ar-água ou nitrogênio-água na pressão atmosférica. No Capítulo anterior, a metodologia desenvolvida neste trabalho foi aplicada para o par ar-água, seguindo esta linha de estudo. Este capítulo se propõe a investigar escoamentos de gás natural-óleo altamente pressurizado a fim de obter resultados mais realistas para a indústria do petróleo.

O objetivo desta seção é avaliar a influência do modelo de gás real utilizando a equação de Peng-Robinson em um sistema altamente pressurizado na previsão do escoamento de um hidrocarboneto típico.

Na primeira parte deste capítulo, verifica-se a acurácia da implementação do coeficiente de compressibilidade de Peng-Robinson, comparando-se os valores obtidos neste trabalho para o coeficiente com os obtidos por um software comercial de cálculo de propriedades termodinâmicas (VRTherm).

Na segunda parte deste capítulo, investiga-se a capacidade de previsão da metodologia desenvolvida para prever escoamento de hidrocarbonetos altamente pressurizados. Este cenário foi escolhido visando representar escoamentos ao longo de dutos dispostos no leito marinho com alta lâmina d'água. Antes de investigar a influência de alguns parâmetros deste tipo de escoamento, buscou-se

realizar uma validação da metodologia, que como mostrado no Capítulo 3, inclui a dependência da entalpia com a pressão, no caso de gás real. No entanto, há uma grande dificuldade em se encontrar trabalhos experimentais onde tenha sido utilizado um fluido típico de campos de produção de petróleo. Dessa forma, esta etapa de validação foi realizada comparando os resultados obtidos com o presente modelo uni-dimensional com os resultados obtidos com o software comercial Fluent, considerando o escoamento bi-dimensional.

Este capítulo de resultados termina com investigações sobre o efeito da variação das velocidades das fases no escoamento, tanto para gás ideal quanto para gás real.

## 6.1 Fator de Compressibilidade

A avaliação do fator de compressibilidade de forma acurada é crítica para a avaliação da Equação de Estado de Peng–Robinson. A partir da composição do gás, calcula-se as propriedades de mistura, para então determinar o fator de compressibilidade  $Z$ , conforme descrito na seção 3.3, como função de pressão e temperatura.

Para a validação desta implementação foi utilizado o software VRTherm. Trata-se de um software para previsão de propriedades termodinâmicas e físicas de componentes puros e misturas. O dado de entrada é a composição e, uma vez selecionado o par de pressão e temperatura desejado, obtêm-se propriedades do fluido na condição escolhida. As propriedades que podem ser obtidas por meio deste software são: fator de compressibilidade, capacidade calorífica a volume constante, capacidade calorífica a pressão constante, entalpia, entropia, energia interna, energia de Gibbs, volume molar, densidade, viscosidade e condutividade.

Um fluido típico encontrado na indústria de petróleo foi selecionado para ser testado, o qual possui a composição indicada na Tabela 6.1

Tabela 6.1 – Composição do fluido típico.

| Espécie | N <sub>2</sub> | CO <sub>2</sub> | C1 | C2  | C3  | iC4 | nC4 | iC5 | nC5 | C6  |
|---------|----------------|-----------------|----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| % (mol) | 2,0            | 0,5             | 81 | 6,5 | 3,0 | 0,7 | 1,2 | 0,5 | 0,6 | 4,0 |

Para avaliar o fator de compressibilidade foram selecionados seis patamares de pressão e para cada um deles a temperatura foi variada de 0 – 100°C. A faixa de pressão e temperatura investigada considera desde condições de reservatório a condições de superfície do fluido típico estudado. O objetivo principal desta etapa de validação é comparar o fator de compressibilidade obtido numericamente com o obtido pelo software VRTherm, contemplando uma ampla gama de pressões e temperaturas. A Tabela 6.2 apresenta a comparação do fator de compressibilidade para três valores de temperatura, e uma grande faixa de variação de pressões. Observa-se excelente comparação para as temperaturas mais altas e uma discrepância da ordem de 10% para um gás a zero grau. Como esta temperatura é muito baixa para os valores tipicamente encontrados, considerou-se os resultados satisfatórios.

Tabela 6.2 – Validação do fator de compressibilidade.

| Pressão (kPa) |          | Temperatura (K) |       |       |
|---------------|----------|-----------------|-------|-------|
|               |          | 273             | 323   | 373   |
| 100           | VRTherm  | 0,995           | 0,997 | 0,998 |
|               | Presente | 0,995           | 0,997 | 0,998 |
|               | Erro     | 0,06%           | 0,04% | 0,03% |
| 1000          | VRTherm  | 0,959           | 0,968 | 0,980 |
|               | Presente | 0,952           | 0,972 | 0,983 |
|               | Erro     | 0,80%           | 0,42% | 0,29% |
| 2000          | VRTherm  | 0,923           | 0,941 | 0,962 |
|               | Presente | 0,903           | 0,945 | 0,967 |
|               | Erro     | 2,17%           | 0,43% | 0,60% |
| 5000          | VRTherm  | 0,819           | 0,874 | 0,911 |
|               | Presente | 0,755           | 0,870 | 0,926 |
|               | Erro     | 7,83%           | 0,47% | 1,59% |
| 10000         | VRTherm  | 0,668           | 0,777 | 0,853 |
|               | Presente | 0,582           | 0,782 | 0,880 |
|               | Erro     | 12,89%          | 0,67% | 3,16% |
| 20000         | VRTherm  | 0,622           | 0,734 | 0,840 |
|               | Presente | 0,659           | 0,778 | 0,875 |
|               | Erro     | 5,99%           | 5,98% | 4,26% |

A variação do fator de compressibilidade é muito pequena em todos os casos apresentados acima, fato este que está completamente relacionado a composição do gás avaliada. Para melhor visualizar a variação do fator de compressibilidade com a temperatura e pressão, traçou-se dois gráficos correspondendo a baixa pressão (Fig. 6.1) e alta pressão (Fig. 6.2). Nota-se pelas Figs. 6.1 e 6.2 que quanto menor for a pressão, mais semelhantes serão os resultados entre o fator de compressibilidade calculado pelo VRTherm e o obtido pelo modelo proposto no presente trabalho, pois quando a pressão tende a zero, o gás real se aproxima do gás ideal ( $Z=1$ ).

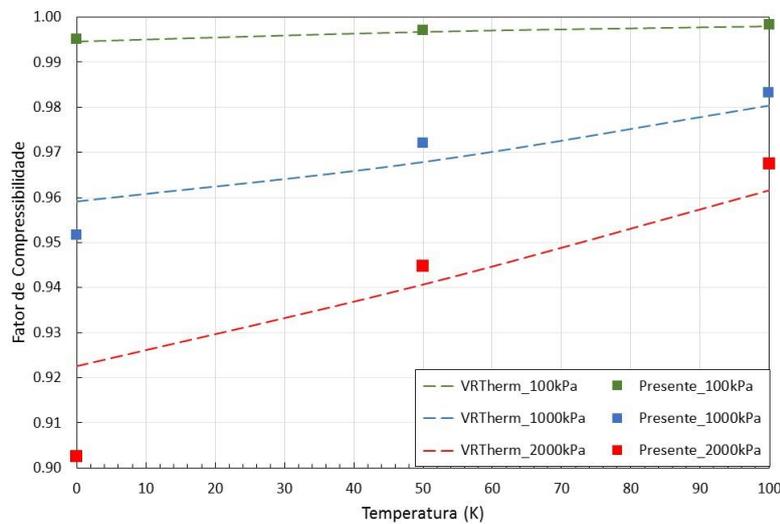


Figura 6.1 – Comparação entre fator de compressibilidade obtido pelo modelo e calculado pelo software VRTherm para baixas pressões.

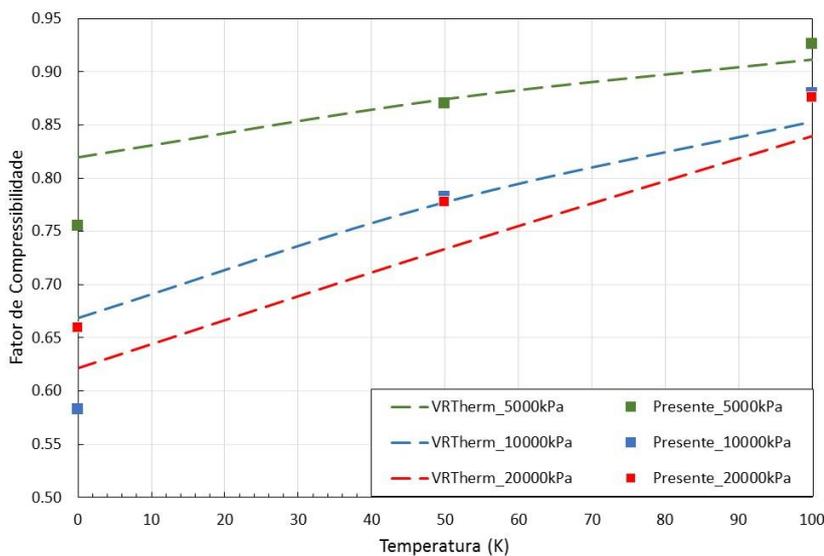


Figura 6.2 – Comparação entre fator de compressibilidade obtido pelo modelo e calculado pelo software VRTherm para altas pressões.

## 6.2 Escoamento de Gás Natural Pressurizado

Visando analisar uma situação próxima do real na indústria de petróleo, selecionou-se um duto horizontal de grande comprimento ( $L=200$  m) e grande diâmetro ( $D=0,1524$  m). Buscando representar o escoamento através de um duto em uma região com alta lâmina d'água, considerou-se a pressão na saída da tubulação igual a  $P_{saída} = 35$  MPa. Considerou-se ainda que o ambiente marinho externo encontra-se a  $4^{\circ}\text{C}$ , e que a tubulação é altamente isolada, sendo o coeficiente global de transferência de calor igual a  $4 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$ .

O conjunto de velocidades superficiais indicado na Tabela 6.3 foi selecionado para ser investigado. Para garantir que estes pares de velocidade correspondem a escoamento no padrão anular, traçou-se o mapa de padrão para esta configuração (Fig. 6.3), e os pares de velocidade selecionados também foram indicados no mapa de padrões. O ponto vermelho representa o par de velocidades superficiais selecionado como caso base (Caso 1). Os pontos verdes representam pares de velocidade cujos resultados serão explorados em sequência. Pode-se observar que todos os casos encontram-se no padrão de escoamento anular.

Tabela 6.3 – Pares de velocidades simulados.

| Caso | $U_{sg}$ (m/s) | $U_{sl}$ (m/s) |
|------|----------------|----------------|
| 1    | 4,8            | 0,26           |
| 2    | 4,8            | 0,50           |
| 3    | 4,8            | 0,80           |
| 4    | 3              | 0,26           |
| 5    | 7              | 0,26           |
| 6    | 9              | 0,26           |
| 7    | 11             | 0,26           |

No mapa de padrões da Fig. 6.3, também é apresentada a curva de bem/mal posto. A região abaixo da curva do critério de bem/mal posto corresponde a região onde o sistema de equações é bem posto. Observa-se que como no capítulo anterior, todos pares de velocidades superficiais selecionados para serem investigados encontram-se na região em que o sistema de equações é mal posto.

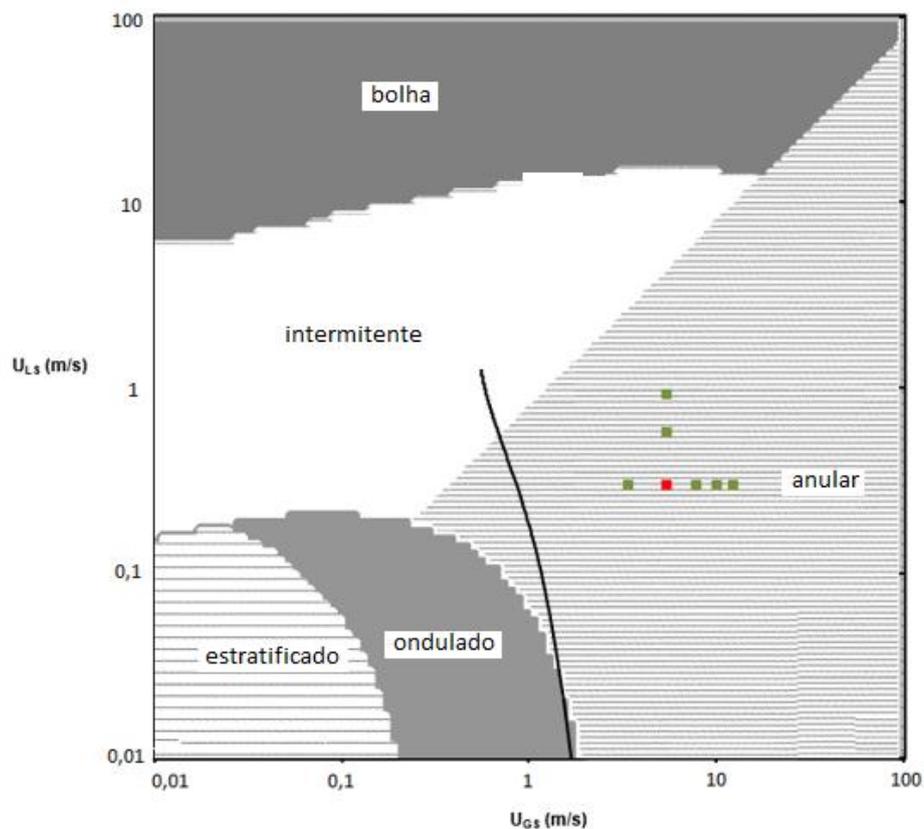


Figura 6.3– Mapa de padrões, escoamento horizontal do fluido típico gás natural/óleo, altamente pressurizado.

Para selecionar a malha a ser utilizada, realizou-se um teste de malha. A Fig. 6.4 apresenta o gradiente de pressão em função do espaçamento da malha normalizada pelo diâmetro da tubulação. Assim como ocorrido para os casos mal postos apresentados no Capítulo 5, foi possível obter solução independente da malha. A malha escolhida foi de  $\Delta x/D = 0,5$ .

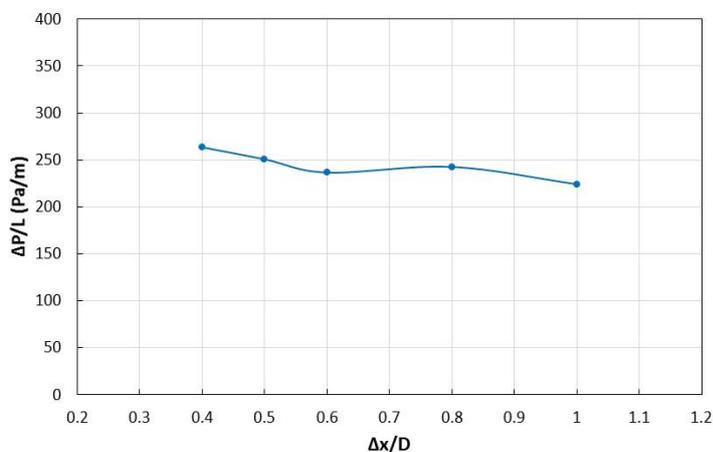


Figura 6.4 - Teste de malha do fluido típico em função de  $\Delta P/L$ .

### 6.2.1 Comparação com solução bi-dimensional

Na ausência de dados de gás natural e óleo escoando a alta pressão ao longo de tubulações de grande diâmetro e comprimento, foi realizada uma comparação da solução 1D obtida pelo presente modelo com a solução obtida utilizando uma aproximação bidimensional, com simetria angular, com o *software* comercial de CFD Fluent. Assim como o modelo 1D, a fase líquida foi considerada incompressível, sendo suas propriedades termodinâmicas mantidas constantes, já a fase gasosa foi considerada compressível e a equação de estado de gás ideal e de Peng-Robinson foram investigadas. As mesmas propriedades termofísicas foram especificadas para a obtenção da solução com as duas modelagens.

O modelo bi-dimensional selecionado para prever o escoamento utilizando o Fluent, foi o modelo multifásico VOF (Prosperetti e Tryggvason, 2007). Este modelo consiste em resolver um único sistema de equações e identificar a região ocupada por cada fluido através da fração volumétrica das fases. Para prever a turbulência do escoamento, selecionou-se o modelo de turbulência  $\kappa$ - $\epsilon$  Realizable com lei da parede padrão (Wilcox, 2006). A intensidade de turbulência na entrada foi definida como igual a 5% da energia cinética do escoamento médio e o comprimento de escala característica da dissipação turbulenta foi definido como  $D/2$ .

Para discretização das equações de conservação e grandezas turbulentas selecionou-se o esquema Power-Law, já para a densidade e fração volumétrica de gás, selecionou-se os esquemas QUICK, e “Modified HRIC” (Versteeg e Malalasekera, 2007). Resolveu-se o escoamento até atingir um regime estável e observou-se igualdade com a solução obtida considerando escoamento em regime permanente, o qual apresenta tempos significativamente mais baixos de simulação.

Para definir a malha a ser empregada no modelo 2D, um teste de malha também foi realizado. Visando captar os gradientes na seção transversal, selecionou uma malha relativamente fina na direção radial, com 50 pontos. O teste foi realizado aumentando e reduzindo o número de pontos em 30%. Adicionalmente, o espaçamento na direção axial  $\Delta x$  foi definido de forma a que a razão de aspecto do espaçamento da malha  $\Delta x/\Delta y$  não fosse superior a 10 (utilizou-se malha com aproximadamente 20.000, 30.000 e 60.000 pontos). A malha foi

definida concentrada na região do filme e parede. A distância do primeiro ponto nodal a parede foi mantida inferior à 12,5 em unidade de parede ( $y^+ = y u^*/\nu \geq 12,5$ ; onde  $u^* = \sqrt{\tau_s/\rho}$  é a velocidade de atrito,  $\tau_s$ , é a tensão cisalhante na parede e  $\nu$  é a viscosidade cinemática. A partir do teste de malha selecionou-se uma malha com aproximadamente 32.000 pontos na direção axial e 50 pontos na direção radial.

As velocidades superficiais de ambas as fases utilizadas na presente análise correspondem as velocidades do Caso 1, indicado na Tabela 6.3, e considerado como caso base.

A queda de pressão ao longo do duto obtida pelo modelo 2D do Fluent e pelo modelo 1D, com as duas equações de estado, é apresentada na Fig. 6.5. A solução obtida com gás ideal encontra-se indicada com a legenda GI e a solução com gás real de Peng-Robinson, é referenciada com a legenda GR. A previsão da queda de pressão do modelo uni-dimensional, para ambas as equações de estado (Presente) é menos acentuada que a previsão do modelo bi-dimensional (Fluent). Entretanto, é importante ressaltar que os dois modelos apresentam diferenças marcantes, conforme indicado na Tabela 6.4. Adicionalmente, ambos os modelos são modelos numéricos aproximados. Porém, o presente teste, permite avaliar se as duas modelagens apresentam qualitativamente o mesmo comportamento.

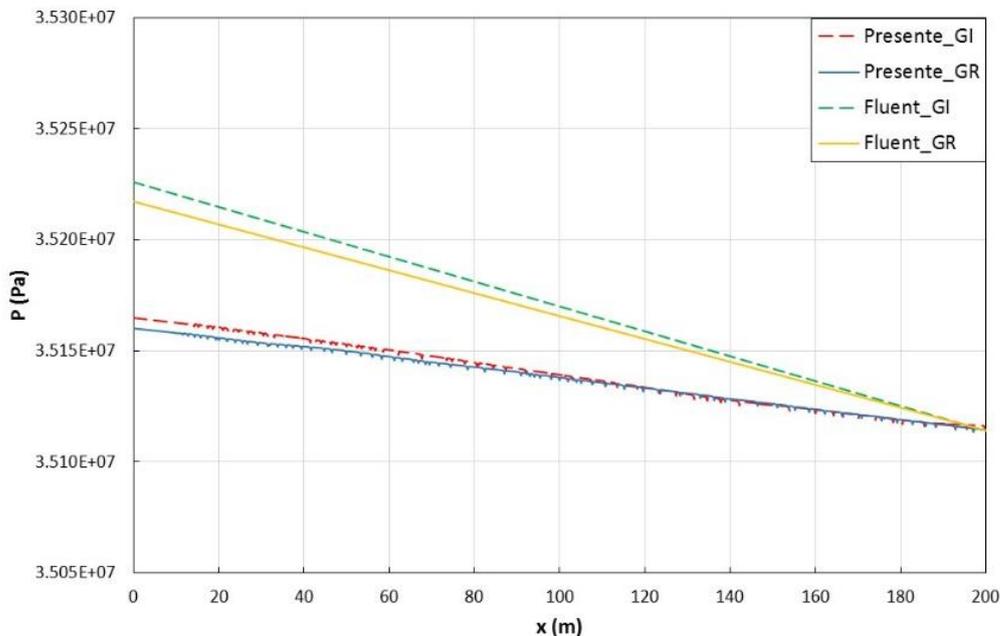


Figura 6.5 – Comparação do gradiente de pressão previsto pelo modelo de dois fluidos 1D (gás real e ideal) e pelo modelo VOF 2D do Fluent.

Tabela 6.4 – Diferenças de modelagem.

| <b>Modelo</b>   | <b>Presente</b>          | <b>Fluent</b>                           |
|-----------------|--------------------------|---|
| Modelo bifásico | Modelo de Dois Fluidos   | Modelo VOF                              |
| Dimensão        | 1D                       | 2D                                      |
| Turbulência     | Fator de atrito empírico | Modelo $\kappa$ - $\epsilon$ Realizable |

Para finalizar a comparação da modelagem de gás real entre o presente modelo 1D e o software Fluent 2D, apresenta-se na Fig. 6.6 a variação do fator de compressibilidade ao longo do tubo para ambos os modelos. Nota-se que a variação ao longo do duto é insignificante, porém, o fator de compressibilidade previsto pelo Fluent ( $\approx 0,948$ ) é um pouco menor do que o previsto pelo modelo proposto ( $\approx 0,967$ ). Conseqüentemente, a influência do modelo de Peng-Robinson é mais facilmente identificada nos resultados previstos pelo Fluent, o que é comprovado pelos resultados apresentados na Fig. 6.5, onde pode-se observar uma diferença maior entre a distribuição de pressão obtida com e sem o modelo de Peng-Robinson, quando o modelo 2D foi utilizado do que o obtido com o modelo 1D.

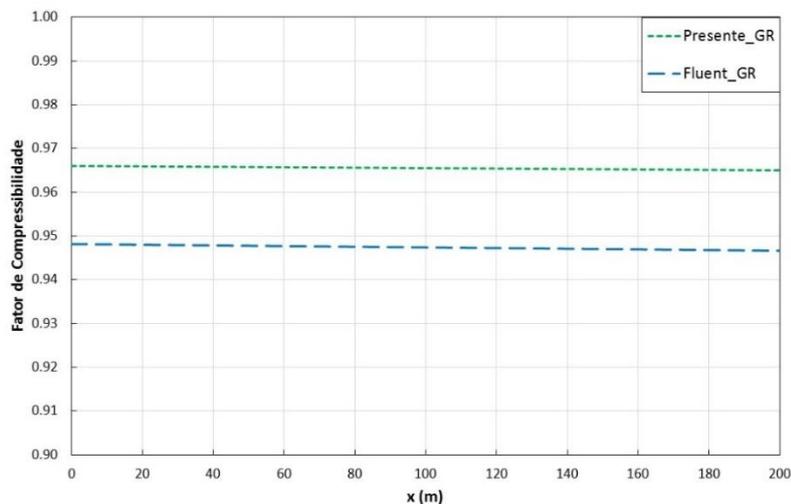


Figura 6.6 – Comparação entre fator de compressibilidade previsto pelo modelo proposto e pelo Fluent.

Devido às incertezas associadas com as discretizações e modelos utilizados para as duas soluções (1D e 2D), e visando realizar uma verificação mais rigorosa do gradiente de pressão esperado para este escoamento, também foram realizadas

comparações com as correlações empíricas desenvolvidas por Garcia et al (2007), para o caso de equação de estado de gás ideal.

Garcia et al. (2007) desenvolveram duas correlações empíricas para previsão do gradiente de pressão ao longo de um duto, uma baseada apenas no “holdup” (FFIUC) e outra baseada no “holdup” e no regime de escoamento (FPHC). Como pode ser visto na Tabela 6.5, o resultado obtido com o modelo proposto está mais próximo do resultado obtido através da correlação que não considera o regime de escoamento como dado de entrada. É importante ressaltar ainda que o resultado obtido pelo modelo proposto está entre os resultados obtidos por ambas as correlações empíricas. Por outro lado, o resultado obtido pelo Fluent é superior ao obtido com as duas correlações. Existe uma grande discrepância entre as previsões de perda de carga empíricas e o resultado obtido com o modelo 1D está entre estas duas previsões. Portanto, conclui-se que o gradiente de pressão previsto pelo modelo é aceitável.

Tabela 6.5 – Previsão do gradiente de pressão (Pa/m) por diferentes modelos/correlações.

| Simulação Numérica |             | Correlação Empírica, Garcia et al (2007) |       |
|--------------------|-------------|--|-------|
| Presente – 1D      | Fluent – 2D | FPHC                                     | FFIUC |
| 250,8              | 561,5       | 464,2                                    | 226,6 |

Como já mencionado, como o fator de compressibilidade é aproximadamente igual a um e constante ao longo do domínio, os campos de velocidade, pressão e temperatura são praticamente iguais com o emprego da equação de estado de gás ideal e gás real. Dito isso, para não carregar a apresentação dos resultados, compara-se a solução obtidas com as duas modelagens (1D e 2D) para o caso de gás ideal.

A Fig. 6.7 apresenta a variação da temperatura prevista pelo presente modelo e pelo Fluent. Com o modelo uni-dimensional a temperatura do líquido corresponde a temperatura de mistura média da fase. No caso do Fluent, a temperatura média da fase é calculada por

$$T_k = \frac{\int_A T U \alpha_k dA}{\int_A U \alpha_k dA} \quad (6.1)$$

Uma vez que no Fluent o perfil completo de temperatura ao longo do raio

encontra-se disponível, para auxiliar a analisar os resultados, apresenta-se além das temperaturas de mistura médias de cada fase, a temperatura na parede e a temperatura no eixo central ao longo da direção axial. Todos esses 6 perfis de temperatura (4 previstos pelo 2D do Fluent e 2 previstos pelo presente modelo 1D) estão representados na Fig. 6.7. A queda de temperatura ao longo do duto prevista pelo modelo proposto para a fase líquida é muito similar a queda de temperatura da parede prevista pelo Fluent. Trata-se de um gradiente de temperatura bastante pequeno, pois apesar da grande diferença entre a temperatura do escoamento e a temperatura do meio externo, a tubulação encontra-se quase que idealmente isolada. O Fluent prevê que as temperaturas médias da fase líquida sejam muito semelhantes as temperaturas médias da fase gasosa, que por sua vez coincide com as temperaturas ao longo do eixo. O eixo da ordenada da Fig. 6.7 está extremamente ampliado e, podemos considerar, portanto que para ambos modelos numéricos, a queda de temperatura prevista ao longo do duto é pouco significativa.

O emprego da equação de Peng-Robinson para prever o escoamento, leva a uma variação ainda menor de temperatura entre a entrada e saída do duto, do que o emprego da equação de gás ideal (diferença entre  $\Delta T \approx 12\%$ ), mas como a queda global é muito pequena, este perfil não será ilustrado.

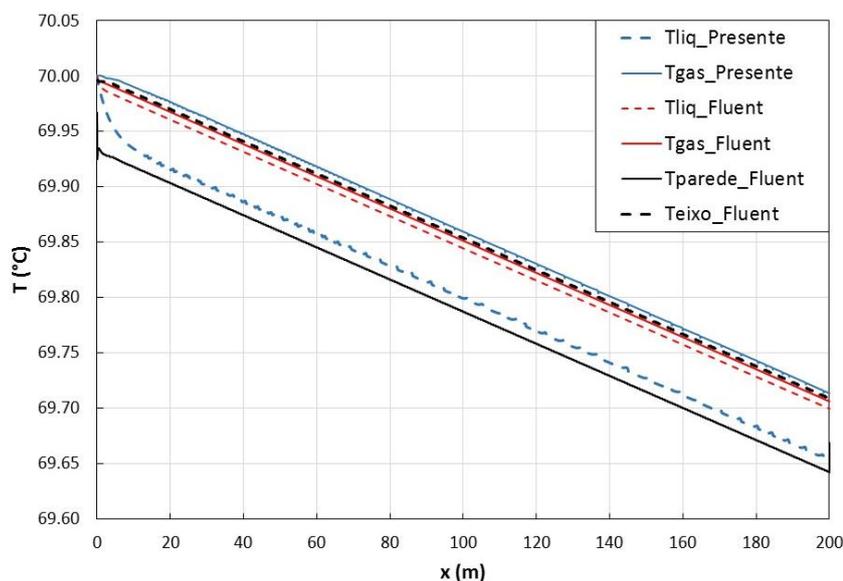


Figura 6.7 – Comparação entre gradiente de temperatura ao longo do duto previsto pelo modelo proposto e pelo Fluent.

As velocidades previstas ao longo do duto para ambas as fases também foram avaliadas e comparadas entre os modelos 1D e 2D (Fig. 6.8). Neste caso a velocidade média da fase do Fluent é obtida por

$$U_k = \frac{\int_A U \alpha_k dA}{\int_A \alpha_k dA} \quad (6.2)$$

Foi observado que o modelo proposto, apesar de uni-dimenisonal, é capaz de captar as oscilações na interface do filme de líquido. Tais oscilações também podem ser percebidas na curva do perfil axial de pressão prevista pelo modelo proposto na Fig. 6.5. Apesar da utilização de uma malha fina na seção transversal, o Fluent não foi capaz de captar tais perturbações, tão características do escoamento anular. A ausência das ondulações na interface pode auxiliar a explicar a maior queda de pressão prevista pelo Fluent. Com as ondulações do modelo 1D, a massa específica média da mistura cai, resultando em uma menor queda de pressão. Analisando a Fig. 6.8, nota-se claramente, que a velocidade do líquido do modelo 1D é menor do que a do modelo 2D (Fluent), o que é coerente com a maior queda de pressão do caso 2D.

Com o modelo 2D obtido com o Fluent, a velocidade máxima é encontrada ao longo do eixo da tubulação, que só contém gás. Esta velocidade também foi incluída na Fig. 6.8, permitindo observar que a velocidade do gás prevista pela modelo 1D corresponde ao valor da velocidade do gás no eixo de simetria do duto.

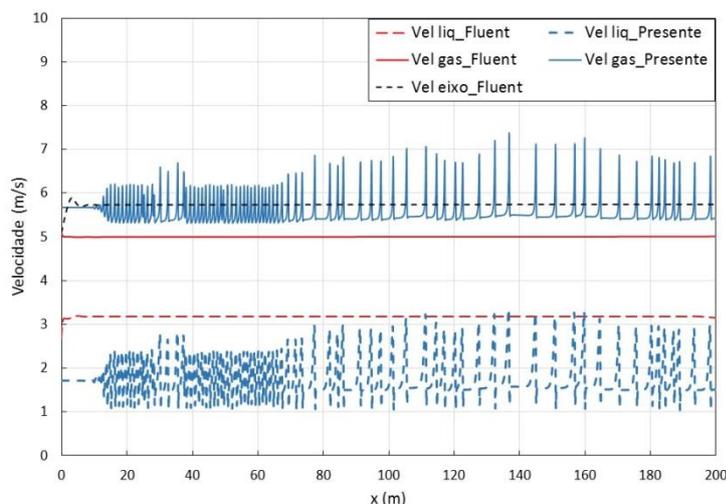


Figura 6.8 – Comparação entre a variação de velocidades ao longo do duto prevista pelo modelo proposto e pelo Fluent.

Apesar das discrepâncias observadas entre as duas modelagens 1D e 2D, as duas soluções são similares. Pode-se observar que a inclusão do modelo de Peng-Robinson induziu o mesmo comportamento do escoamento nos dois casos, i.e., leva a uma maior queda de pressão ao longo do duto e menor queda de temperatura. O modelo 1D se mostrou mais realista ao ser capaz de capturar a formação de ondas ao longo do filme de líquido.

### 6.3 Influência das Velocidades das Fases no Escoamento

A avaliação da influência das velocidades das fases no escoamento se deu através da investigação de todos os casos apresentados na Tabela 6.3. Nos casos de 1 à 3 foi avaliado o efeito da variação da velocidade superficial da fase líquida no escoamento, mantendo fixa a velocidade superficial do gás. Nos casos de 5 – 7, incluindo o caso base (Caso 1), foi avaliado o efeito da variação da fase gasosa no escoamento, mantendo fixa a velocidade superficial do líquido. Todos os casos apresentados na Tabela 6.3 foram simulados modelando a fase gasosa como gás ideal e como gás real.

Inicialmente será apresentado a influência das velocidades superficiais na espessura de filme, para o escoamento de hidrocarboneto modelado como gás ideal, em uma situação de alta pressão. Para finalizar o estudo, serão apresentadas as comparações entre as modelagens de gás ideal e de gás real obtidas pelo presente modelo.

#### 6.3.1 Espessura do Filme de Líquido para Gás Ideal

Ao analisarmos a distribuição de velocidades ao longo do duto, foi verificada que estas oscilam indicando a existência de oscilação no filme de líquido, conforme já observado na literatura disponível referente à escoamentos no padrão anular. Nesta seção investiga-se a influência na espessura do filme ao se variar as velocidades superficiais.

A Fig. 6.9 ilustra a evolução da espessura do filme, mantendo a velocidade superficial da fase gasosa constante (Casos 1 a 3). Observa-se que o início das perturbações ocorre praticamente no mesmo ponto da tubulação. No entanto, com o aumento da velocidade do líquido, a amplitude das oscilações cresce e o patamar em que oscilam aumenta.

Mantendo a velocidade superficial da fase líquida constante, foi observado que com o aumento da velocidade da fase gasosa a amplitude das oscilações diminui e, ainda, o ponto de início da oscilação se afasta mais da entrada. A Fig. 6.10 ilustra este efeito, onde a espessura do filme é ilustrada para os Casos 4 a 7, juntamente com o caso base (Caso 1).

A espessura média do filme de líquido foi calculada para todos os casos através de uma média espacial e temporal, sendo apresentada na Tabela 6.6. Pode-se observar que a espessura do filme é diretamente proporcional à velocidade superficial do líquido, i.e., quanto maior a velocidade superficial, maior a espessura média do filme de líquido. Por outro lado, é evidente que quando menor a velocidade superficial da fase gás, maior será a altura do filme de líquido. Em uma análise preliminar pode-se dizer que velocidades da fase gasosa mais elevadas tendem a “empurrar” o filme de líquido contra a parede e, conseqüentemente, a espessura do filme é menor.

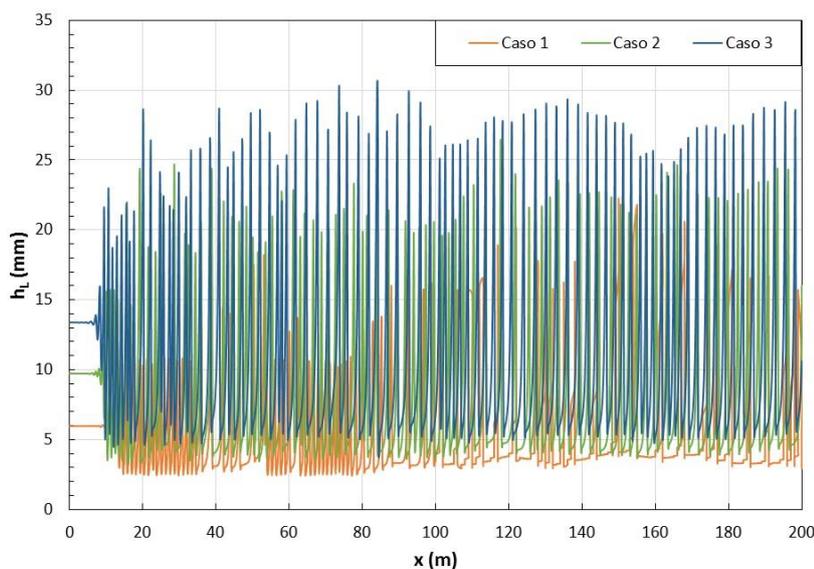


Figura 6.9 – Oscilações no filme de líquido ao longo da tubulação para diferentes velocidades superficiais da fase líquida (Casos 1, 2 e 3).

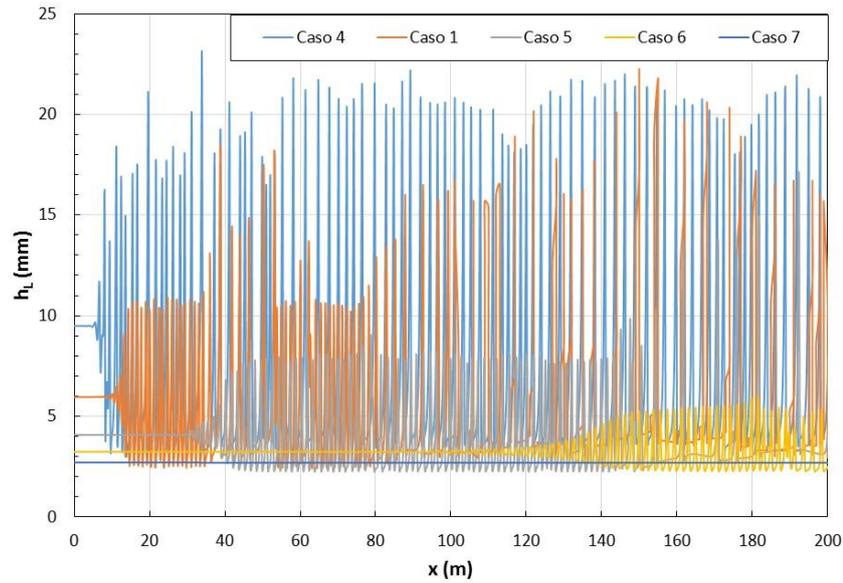


Figura 6.10 – Oscilações no filme de líquido ao longo da tubulação para diferentes velocidades superficiais da fase gasosa (Casos 1, 4, 5, 6 e 7).

Tabela 6.6 – Altura do filme de líquido média.

| Caso | $U_{sg}$ (m/s) | $U_{sl}$ (m/s) | $h_L$ médio (mm) |
|------|----------------|----------------|------------------|
| 1    | 4,8            | 0,26           | 4,9              |
| 2    | 4,8            | 0,50           | 7,7              |
| 3    | 4,8            | 0,80           | 10,4             |
| 4    | 3              | 0,26           | 6,8              |
| 5    | 7              | 0,26           | 3,9              |
| 6    | 9              | 0,26           | 3,2              |
| 7    | 11             | 0,26           | 2,7              |

### 6.3.2 Comparação de Gás Ideal com Gás Real

Antes de investigar a influência das equações de estado nas características do escoamento, apresenta-se na Fig. 6.11 a variação do fator de compressibilidade ao longo da tubulação, para os diversos casos estudados.

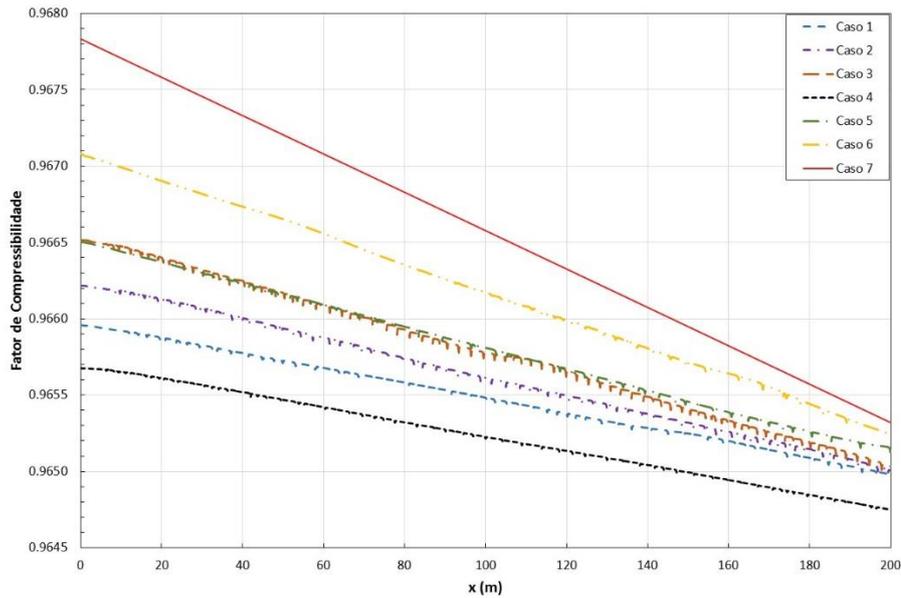
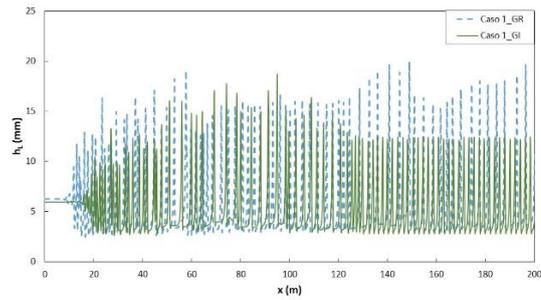


Figura 6.11 – Fator de compressibilidade ao longo da tubulação para diferentes velocidades da fase gasosa.

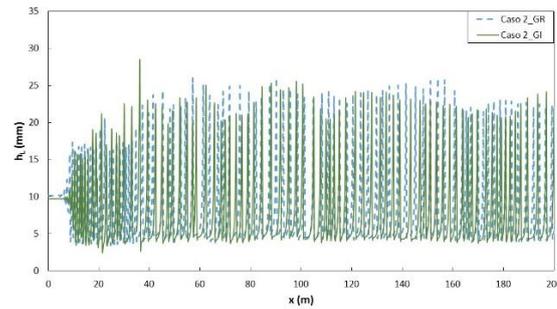
Novamente, observa-se que a variação do coeficiente de compressibilidade ao longo da tubulação é muito pequena (variação máxima igual 0,003), e uma escala extremamente ampliada foi utilizada para permitir avaliar as diferenças entre os casos testados. Nota-se um maior efeito no fator de compressibilidade em função do aumento da velocidade superficial do gás (Casos 1, 4 a 7). Para variações da velocidade superficial do líquido (Casos 1 a 3), o valor do fator de compressibilidade no final da tubulação parece convergir para um número comum.

Conforme foi observado na seção 6.2, o efeito do modelo de gás real para este fluido típico e condições de escoamento especificadas foi muito pequeno. Portanto, espera-se que na avaliação para os novos pares de velocidades superficiais resultados semelhantes sejam obtidos para modelo de gás ideal e de gás real.

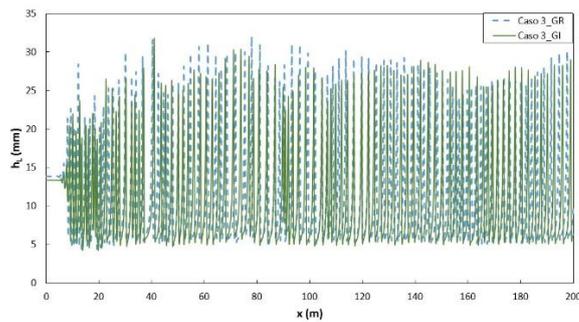
A Figs. 6.12 e 6.13 apresentam a comparação da escolha da modelagem da fase gasosa para cada caso investigado. São apresentadas figuras separadas para cada caso a fim de facilitar a visualização do fenômeno, visto que os resultados das modelagens são muito similares.



(a) Caso 1,  $U_{sg}=4,8$  m/s;  $U_{sl}=0,26$  m/s

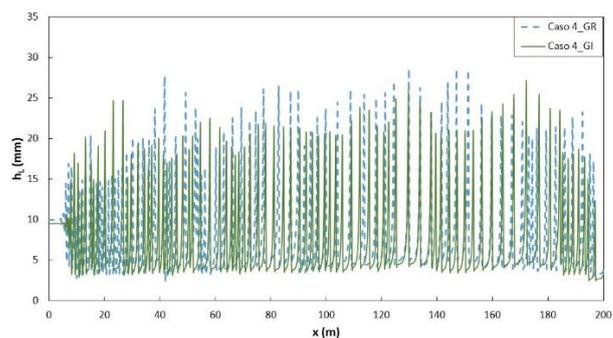


(b) Caso 2,  $U_{sg}=4,8$  m/s;  $U_{sl}=0,50$  m/s

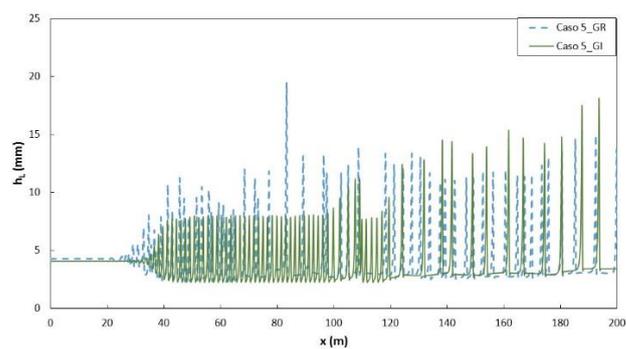


(c) Caso 3,  $U_{sg}=4,8$  m/s;  $U_{sl}=0,80$  m/s

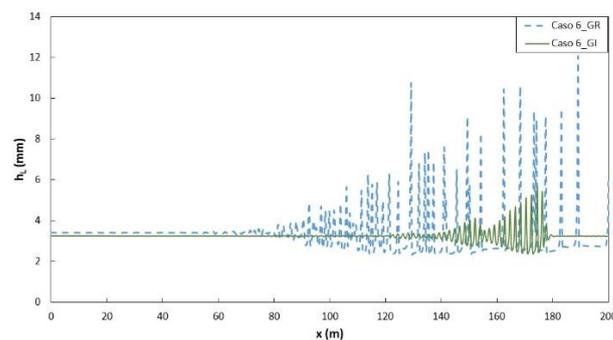
Figura 6.12 – Comparação entre a altura do filme de líquido ao longo da tubulação para modelagem de gás real e de gás ideal para (a) Caso 1 (b) Caso 2 (c) Caso 3.



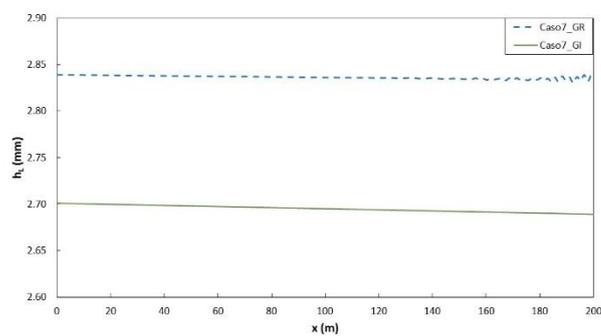
(a) Caso 4,  $U_{sg}=3,0$  m/s;  $U_{sl}=0,26$  m/s



(b) Caso 5,  $U_{sg}=7,0$  m/s;  $U_{sl}=0,26$  m/s



(c) Caso 6,  $U_{sg}=9,0$  m/s;  $U_{sl}=0,26$  m/s



(d) Caso 7,  $U_{sg}=11$  m/s;  $U_{sl}=0,26$  m/s

Figura 6.13 – Comparação entre a altura do filme de líquido ao longo da tubulação para modelagem de gás real e de gás ideal para (a) Caso 4 (b) Caso 5 (c) Caso 6 (d) Caso 7.

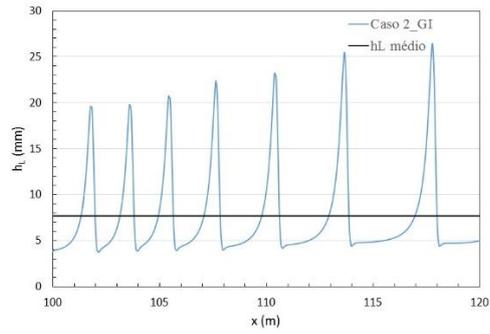
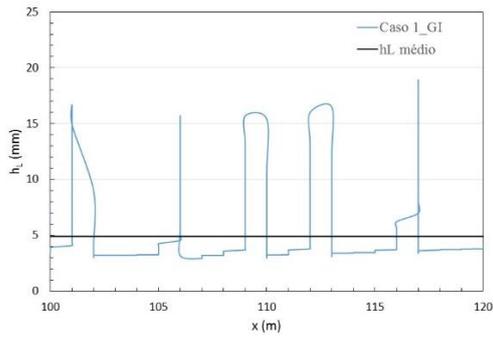
A Fig. 6.12 corresponde aos casos onde foi variada a velocidade superficial da fase líquida e a Fig. 6.13 corresponde aos casos onde foi variada a velocidade superficial da fase gasosa. Claramente o efeito da modelagem de gás real é mais significativo para velocidades superficiais da fase gás mais elevadas. A Fig. 6.13d mostrou que para velocidades superficiais da fase gasosa mais elevadas, o modelo não é capaz de captar as oscilações na interface do filme de líquido. A Fig. 6.13c indica que com a modelagem do gás real o modelo tem menor capacidade em captar tais oscilações. De maneira geral, tanto para os casos apresentados nas Figs. 6.12 e 6.13, as oscilações na interface do filme de líquido são maiores quando é utilizada modelagem de gás ideal.

Para melhor visualizar as grandes ondas formadas na superfície do líquido, apresenta-se na Fig. 6.14, para cinco casos (Caso 1 – caso base, Caso 2, Caso 3, Caso 4 e Caso 5), a variação do nível de líquido em uma região reduzida da tubulação, com 20 metros de comprimento. Em cada caso, o nível médio da espessura do filme é incluído no gráfico.

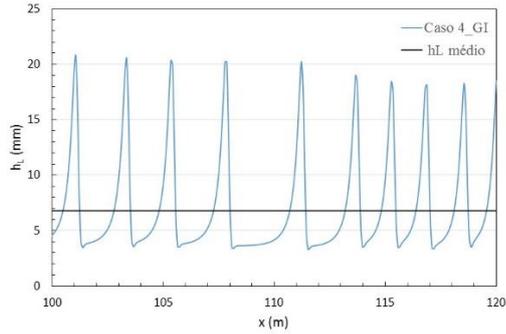
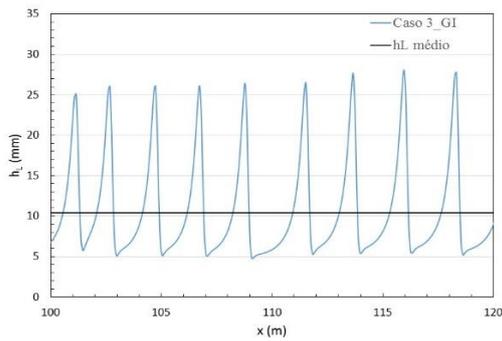
Analisando a Fig. 6.14a, correspondente ao caso base, observa-se a presença de longas ondas com aproximadamente 1 metro de comprimento, e bem espaçadas. No Caso 2, a frequência das ondas é maior, com um pequeno aumento na altura da onda, em relação ao caso base. As ondulações dos Casos 3 e 4 são similares, apresentando ondas com formato e periodicidade mais semelhante ao longo do duto. Finalmente, observa-se para o Caso 5, ondas com pequena altura de nível, mas com comportamento periódico semelhante aos Casos 3 e 4.

### 6.3.3 Velocidade da Onda

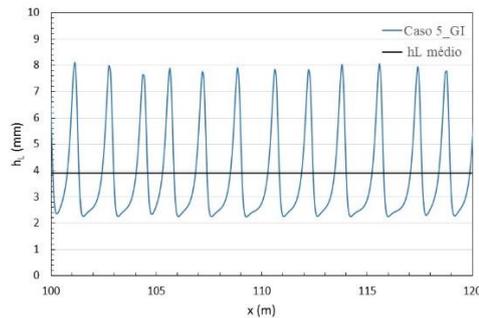
Nesta seção, foi calculada a velocidade de propagação da onda através da metodologia de correlação cruzada, considerando modelagem de gás ideal e de gás real. Os resultados são apresentados na Tabela 6.7 e em forma gráfica na Fig. 6.15. Como pode ser observado, para os Casos 6 e 7 as velocidades de propagação da onda não foram calculadas. Devido à alta velocidade superficial do gás imposta para o Caso 7, o modelo não captou as oscilações na interface do filme de líquido. Para o Caso 6, como pode ser observado na Fig.13c, ocorreu formação de ondas somente em um pequeno trecho no final da tubulação.



(a) Caso 1,  $U_{sg}=4,8$  m/s;  $U_{sl}=0,26$  m/s (b) Caso 2,  $U_{sg}=4,8$  m/s;  $U_{sl}=0,50$  m/s



(c) Caso 3,  $U_{sg}=4,8$  m/s;  $U_{sl}=0,80$  m/s (d) Caso 4,  $U_{sg}=3,0$  m/s;  $U_{sl}=0,26$  m/s



(e) Caso 5,  $U_{sg}=7,0$  m/s;  $U_{sl}=0,26$  m/s

Figura 6.14 – Detalhes da altura do filme de líquido ao longo da tubulação para modelagem (a) Caso 1 (b) Caso 2 (c) Caso 3 (d) Caso 4 (e) Caso 5.

Tabela 6.7 – Velocidade de propagação das ondas da interface.

| Caso | $U_{sg}$ (m/s) | $U_{sl}$ (m/s) | Gás Ideal | Gás Real |
|------|----------------|----------------|-----------|----------|
| 1    | 4,8            | 0,26           | 1,2733    | 1,1709   |
| 2    | 4,8            | 0,50           | 1,5546    | 1,5080   |
| 3    | 4,8            | 0,80           | 1,8143    | 1,5464   |
| 4    | 3              | 0,26           | 0,9135    | 0,9408   |
| 5    | 7              | 0,26           | 1,7534    | 1,4760   |

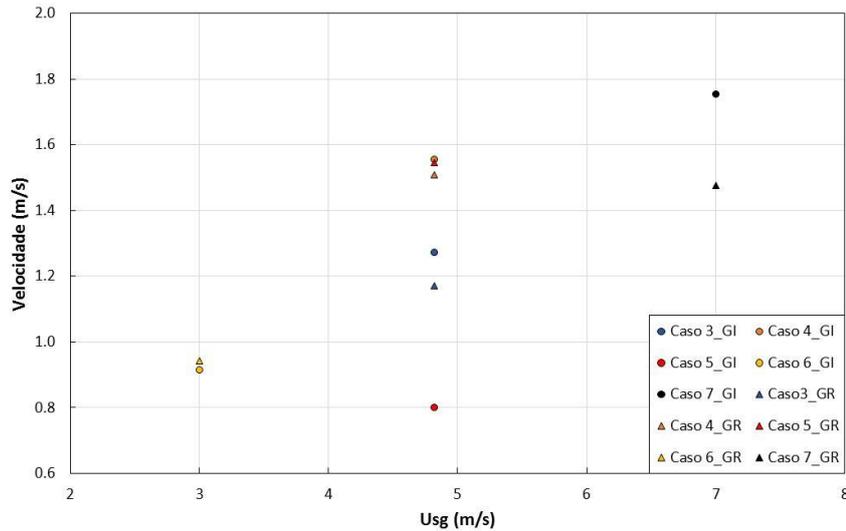


Figura 6.15 – Velocidades de propagação das ondas dos casos investigados.

Analisando a Tabela 6.7, nota-se que com exceção do Caso 5, todos os casos investigados apresentaram velocidade de propagação de onda ligeiramente superior quando a fase gasosa é modelada como ideal. Mantendo a velocidade superficial da fase gasosa fixa (Casos 1, 2 e 3), observa-se que quando maior a velocidade superficial da fase líquida, maior é a velocidade de propagação da onda. A mesma analogia pode ser feita para os casos onde a velocidade superficial da fase líquida foi mantida constante (Casos 6 e 7).

#### 6.4 Comentários Finais

A metodologia apresentada no Capítulo 3 foi aplicada à escoamentos no padrão anular de gás natural/óleo. Selecionou-se tubulações de grande diâmetro e comprimento e altamente pressurizada, altamente isolada e perdendo calor para um ambiente frio, visando representar uma situação típica encontrada na indústria de petróleo, em produções *offshore*.

Verificou-se que a implementação da equação de estado de Peng-Robinson foi realizada com sucesso, com boa previsão do fator de compressibilidade para diferentes faixas de pressão e temperatura.

A implementação da equação da energia em função da temperatura e incluindo a dependência da entalpia com a pressão foi validada através de comparação com uma modelagem 2D utilizando o software comercial Fluent. A mesma tendência foi obtida com as duas modelagens, assim como os efeitos esperados para o escoamento de um gás real. Devido às grandes diferenças e

níveis de aproximações das duas modelagens, somente resultados qualitativamente semelhantes foram obtidos. Selecionou-se uma composição típica encontrada na indústria de petróleo para ser analisada. No entanto, para esta composição do gás, o fator de compressibilidade não variou muito ao longo do domínio, sendo próximo de 1. Conseqüentemente observou-se grande semelhança entre os resultados obtidos com gás ideal e com gás real.

O escoamento estudado, mostrou grande influência da velocidade superficial do líquido na espessura do líquido de filme, a qual cresce com o aumento desta. Já o aumento da velocidade superficial do gás induz a uma redução na espessura do filme de líquido. Ficou claro que as velocidades da fase afetam as oscilações, tanto no que diz respeito ao início da perturbação quanto em relação a amplitude das ondas observadas.

Observou-se ondas de grande comprimento e com velocidade de propagação variando de aproximadamente de 1 m/s a 2 m/s. Aumento das velocidades superficiais tanto do líquido quanto do gás induzem velocidades de ondas maiores.