

Universidade de São Paulo Escola Politécnica

Departamento de Engenharia Mecânica

Implementação numérica e análises paramétricas em estado
estacionário para estudos de Intermittência Severa em sistemas
de produção de petróleo

Modelo NPW com efeitos de vaporização

Raoni Ribeiro Aredes de Oliveira

São Paulo

2009

Universidade de São Paulo Escola Politécnica

Departamento de Engenharia Mecânica

Implementação numérica e análises paramétricas em estado
estacionário para estudos de Intermitência Severa em sistemas
de produção de petróleo

Modelo NPW com efeitos de vaporização

Trabalho de formatura apresentado à Escola Politécnica da Universidade de São
Paulo para obtenção do título de Graduação em Engenharia

Aluno: Raoni Ribeiro Aredes de Oliveira

Orientador: Jorge Luis Baliño

Área de concentração:

Engenharia Mecânica

São Paulo

2009

FICHA CATALOGRÁFICA

Oliveira, Raoni Ribeiro Aredes de
Implementação numérica e análises paramétricas em estado
estacionário para estudos de Intermittência Severa em sistemas
de produção de petróleo. / R.R.A. de Oliveira. – São Paulo, 2009.
66 p.

Trabalho de Formatura - Escola Politécnica da Universidade
de São Paulo. Departamento de Engenharia Mecânica.

1. Tubos flexíveis 2. Escoamento multifásico 3. Petróleo (Ex-
ploração) 4. Transferência de calor I. Universidade de São Paulo.
Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Mecânica II. t.

Dedicatória

A meus pais, que sempre me deram todo o apoio que eu precisei e sempre foram um porto seguro nas horas difíceis.

Aos amigos, que dão cor à nossa passagem por este mundo.

Agradecimentos

Ao professor Jorge Luis Baliño, pelo seu constante apoio durante a realização deste Trabalho de Formatura e pela simpatia com a qual o faz.

A Rafael Horschutz Nemoto, pela ajuda com as simulações no software OLGA®

À Petrobras, pelo financiamento de projetos de pesquisa em escoamentos multifásicos como este e à FUSP, que intermedeia esse patrocínio.

À USP, pelas oportunidades oferecidas ao longo da minha formação.

Resumo

Este trabalho implementa uma rotina numérica para o cálculo do escoamento estacionário em *risers* de geometria catenária. Para isso, é utilizado um modelo de escoamento multifásico de petróleo que leva em conta a transferência de massa entre as fases pela aproximação de Black-Oil e que supõe regime intermitente no *riser* e estratificado liso no *pipeline*. Esse modelo é do tipo NPW ou *No-Pressure-Wave*, pois trabalha com uma equação de conservação de massa para cada fase e uma equação de quantidade de movimento total para a mistura. Nesta são desconsiderados os termos inerciais, o que faz com que os pulsos de pressão tenham uma velocidade infinita – daí o nome do modelo. Como lei de fechamento é utilizada uma lei de escorregamento do tipo *Drift-Flux*. A incorporação dos efeitos de vaporização é uma melhoria do modelo desenvolvido em Baliño (2008). O cálculo do estado estacionário serve para predição e estudo do fenômeno de intermitência severa, o que tem um papel importante na exploração de petróleo *offshore*. Este trabalho se insere num projeto maior patrocinado pela Petrobrás.

Abstract

This report shows the implementation of a numerical routine for the steady state calculation in risers of catenary geometry. For doing so, we use a multiphase oil flow model taking in account the mass transfer between the phases using the Black-Oil approximation and supposing a slug regime in the riser and stratified smooth in the pipeline. The model used is called NPW or No-Pressure-Wave, because it uses a mass conservation equation for each phase and one global momentum equation that neglects the inertia of the fluids, making pressure pulses move instantaneously – hence the name. As a closure law we use a Drift-Flux slip relation. The incorporation of the mass transfer is an improvement of the model previously developed by Baliño (2008). The study of the severe slugging phenomenon has an important role in the offshore oil exploration, and this work makes part of a bigger project sponsored by Petrobrás.

Lista de Figuras

Fig. 1: Etapas da intermitência severa (Taitel, 1986)	2
Fig. 2: Pressão na Base do <i>Riser</i> (Schmidt, 1977)	3
Fig. 3: Esquema do <i>riser</i> (Baliño, 2008)	10
Fig. 4: Modelo do <i>Pipeline</i> (Baliño, 2008)	12
Fig. 5: Perímetros ocupados pelos escoamentos (Baliño, 2008)	13
Fig. 6: Esquema de instalação com Válvula de <i>Choke</i>	22
Fig. 7: Nodalização do <i>riser</i>	29
Fig. 8: Fronteiras de estabilidade para simulação com água + ar (Baliño, 2008)	37
Fig. 9: Pressão pela rotina de MatLab, problema-exemplo principal	39
Fig. 10: Pressão pelo software OLGA, problema-exemplo principal	39
Fig. 11: Frações volumétricas pela rotina de MatLab, problema-exemplo principal	40
Fig. 12: Frações volumétricas pelo software OLGA, problema-exemplo principal	40
Fig. 13: Velocidades superficiais pela rotina de MatLab, problema-exemplo principal	41
Fig. 14: Velocidades superficiais pelo software OLGA, problema-exemplo principal	41
Fig. 15: Pressão pela rotina de MatLab, vazão 20% inferior	47
Fig. 16: Pressão pelo software OLGA, vazão 20% inferior	47
Fig. 17: Frações volumétricas pela rotina de MatLab, vazão 20% inferior	48
Fig. 18: Frações volumétricas pelo software OLGA, vazão 20% inferior	48
Fig. 19: Velocidades superficiais pela rotina de MatLab, vazão 20% inferior	49
Fig. 20: Velocidades superficiais pelo software OLGA, vazão 20% inferior	49
Fig. 21: Pressão pela rotina de MatLab, vazão 20% superior	50
Fig. 22: Pressão pelo software OLGA, vazão 20% superior	50
Fig. 23: Frações volumétricas pela rotina de MatLab, vazão 20% superior	51
Fig. 24: Frações volumétricas pelo software OLGA, vazão 20% superior	51
Fig. 25: Velocidades superficiais pela rotina de MatLab, vazão 20% superior	52
Fig. 26: Velocidades superficiais pelo software OLGA, vazão 20% superior	52
Fig. 27: Pressão pela rotina de MatLab, GOR 25% superior	54
Fig. 28: Pressão pelo software OLGA, GOR 25% superior	54
Fig. 29: Frações volumétricas pela rotina de MatLab, GOR 25% superior	55
Fig. 30 : Frações volumétricas pelo software OLGA, GOR 25% superior	55
Fig. 31: Velocidades superficiais pela rotina de MatLab, GOR 25% superior	56
Fig. 32: Velocidades superficiais pelo software OLGA, GOR 25% superior	56
Fig. 33: Pressão pela rotina de MatLab, D_{choke} 20% inferior	58

Fig. 34: Pressão pelo software OLGA, D_{choke} 20% inferior	58
Fig. 35: Frações volumétricas pela rotina de MatLab, D_{choke} 20% inferior	59
Fig. 36: Frações volumétricas pelo software OLGA, D_{choke} 20% inferior	59
Fig. 37: Velocidades superficiais pela rotina de MatLab, D_{choke} 20% inferior	60
Fig. 38 : Velocidades superficiais pelo software OLGA, D_{choke} 20% inferior	60
Fig. 39: Pressão pela rotina de MatLab, D_{choke} 20% superior	61
Fig. 40 : Pressão pelo software OLGA, D_{choke} 20% superior.....	61
Fig. 41: Frações volumétricas pela rotina de MatLab, D_{choke} 20% superior.....	62
Fig. 42: Frações volumétricas pelo software OLGA, D_{choke} 20% superior	62
Fig. 43: Velocidades superficiais pela rotina de MatLab, D_{choke} 20% superior	63
Fig. 44: Velocidades superficiais pelo software OLGA, D_{choke} 20% superior.....	63

Lista de Tabelas

Tabela 1: Faixas de confiança da correlação para viscosidade do gás (McCain, 1990)	26
Tabela 2: Comparação das correlações para cálculo das propriedades com exemplos de McCain (1990)	36
Tabela 3: Geometria dos condutos do problema-exemplo principal	38
Tabela 4: Condições do escoamento para problema-exemplo principal.....	38
Tabela 5: Parâmetros numéricos da simulação.....	38
Tabela 6: Comparação entre os resultados da rotina em MatLab com os do software OLGA	42
Tabela 7: Comparação entre os resultados da rotina em MatLab com os do software OLGA, mesma pressão do topo do riser	43
Tabela 8: Comparação entre os resultados da rotina em MatLab com os do software OLGA, correção da fração de vazio	43
Tabela 9: Análise paramétrica, diminuição da vazão.....	46
Tabela 10: Análise paramétrica, aumento da vazão	46
Tabela 11: Análise paramétrica, aumento do GOR	53
Tabela 12: Análise paramétrica, diminuição do diâmetro de <i>choke</i>	57
Tabela 13: Análise paramétrica, aumento do diâmetro de <i>choke</i>	57

Sumário

Resumo	i
Abstract	ii
Lista de Figuras	iii
Lista de Tabelas	iv
1 Introdução	1
1.1 Contexto e motivação	1
1.2 Objetivos	4
1.2.1 Organização do relatório	5
2 Estudo bibliográfico	6
2.1 Escoamentos multifásicos	6
2.1.1 Modelo homogêneo	7
2.1.2 Modelo de <i>Drift</i> (ou de <i>Deriva</i>)	7
2.1.3 Correlações de fluxo de deriva	8
2.2 Modelo sem vaporização	9
2.2.1 <i>Riser</i>	10
2.2.2 <i>Pipeline</i>	12
3 Metodologia	15
3.1 Modelo com transferência de massa em estado estacionário	15
3.1.1 <i>Riser</i>	18
3.1.2 <i>Pipeline</i>	20
3.1.3 Válvula de <i>Choke</i>	22
3.2 Correlações para as propriedades dos fluidos	23
3.2.1 Fator volume de formação de gás, B_g	23
3.2.2 Fator volume de formação de óleo, B_o	24
3.2.3 Fator volume de formação de água, B_w	24
3.2.4 Pressão do ponto de bolha, P_b	24
3.2.5 Razão de Solubilidade, R_s	25
3.2.6 Massa específica do óleo	25
3.2.7 Viscosidade do gás	26
3.2.8 Viscosidade do óleo	27
3.2.9 Viscosidade da água	27
3.3 Cálculo do estado estacionário	29
3.4 Teste das rotinas programadas	34
3.4.1 Integração das Equações em Estado Estacionário	34
3.4.2 Correlações para as Propriedades dos Fluido	35
4 Validação das rotinas	37
4.1 Problema-exemplo principal	37
4.2 Análise paramétrica	45
4.2.1 Vazão	46
4.2.2 GOR	53
4.2.3 Diâmetro de <i>Choke</i>	57
5 Conclusões	64
6 Bibliografia	65

1 Introdução

1.1 Contexto e motivação

Nos sistemas de produção de petróleo, o fluido que sai do meio poroso possui gás em solução e vem acompanhado de gás livre e água, dificultando a determinação de parâmetros simples como o gradiente de pressão na coluna de elevação (Economides *et al.*, 1994). Por este motivo o conhecimento dos mecanismos de transporte multifásico de gás, petróleo e água tem se tornado importante na tecnologia de exploração *offshore*. A tendência de poços satélite conectados por dutos em árvore dá lugar a condutos de transporte mais compridos até as plataformas. Além disto, a maior profundidade dos poços apresenta desafios particulares para a garantia do escoamento. Com as vazões existentes em dutos, linhas de surgência e *risers*, o padrão de escoamento mais freqüente é o padrão "intermitente", em "golfada" ou *slug*, caracterizado por uma distribuição axial intermitente de líquido e gás. O gás é transportado como bolhas entre golfadas de líquido. O padrão em golfadas pode mudar em determinadas condições geométricas e de escoamento e originar um fenômeno indesejável conhecido como "intermitência severa" ou "golfada severa" (*severe slugging*) (Taitel, 1986); em outras referências bibliográficas chama-se a este fenômeno "golfada induzida por gravidade" (*gravity induced slugging*) ou "golfada induzida pelo terreno" (*terrain induced slugging*). A intermitência severa ocorre geralmente num ponto com uma cota baixa na topografia do conduto, por exemplo, num trecho de tubulação descendente ou linha, seguido de um trecho ascendente ou *riser*. Uma situação típica é que o líquido se acumula no fundo do *riser*, bloqueando a passagem de gás e iniciando um ciclo de golfada de períodos da ordem de horas, o que é muito maior que o período de passagem de *slugs* em operação normal. Os pré-requisitos para que isto aconteça são pressões e vazões baixas, tipicamente quando o poço já tem um tempo razoável de exploração. A intermitência severa está associada com grandes oscilações de pressão e problemas de dimensionamento nas unidades de separação na plataforma, provocando sua saída de serviço e graves perdas econômicas. Em particular, a empresa Petrobras tem reportado vários casos de golfada severa nos sistemas linha-*riser*, os primeiros deles durante 1984-1985 (Wordsworth *et al.*, 1998).

Na operação em estado permanente, o padrão de escoamento na linha pode ser estratificado, enquanto no *riser* resulta intermitente, como mostrado na Fig. 1(a).

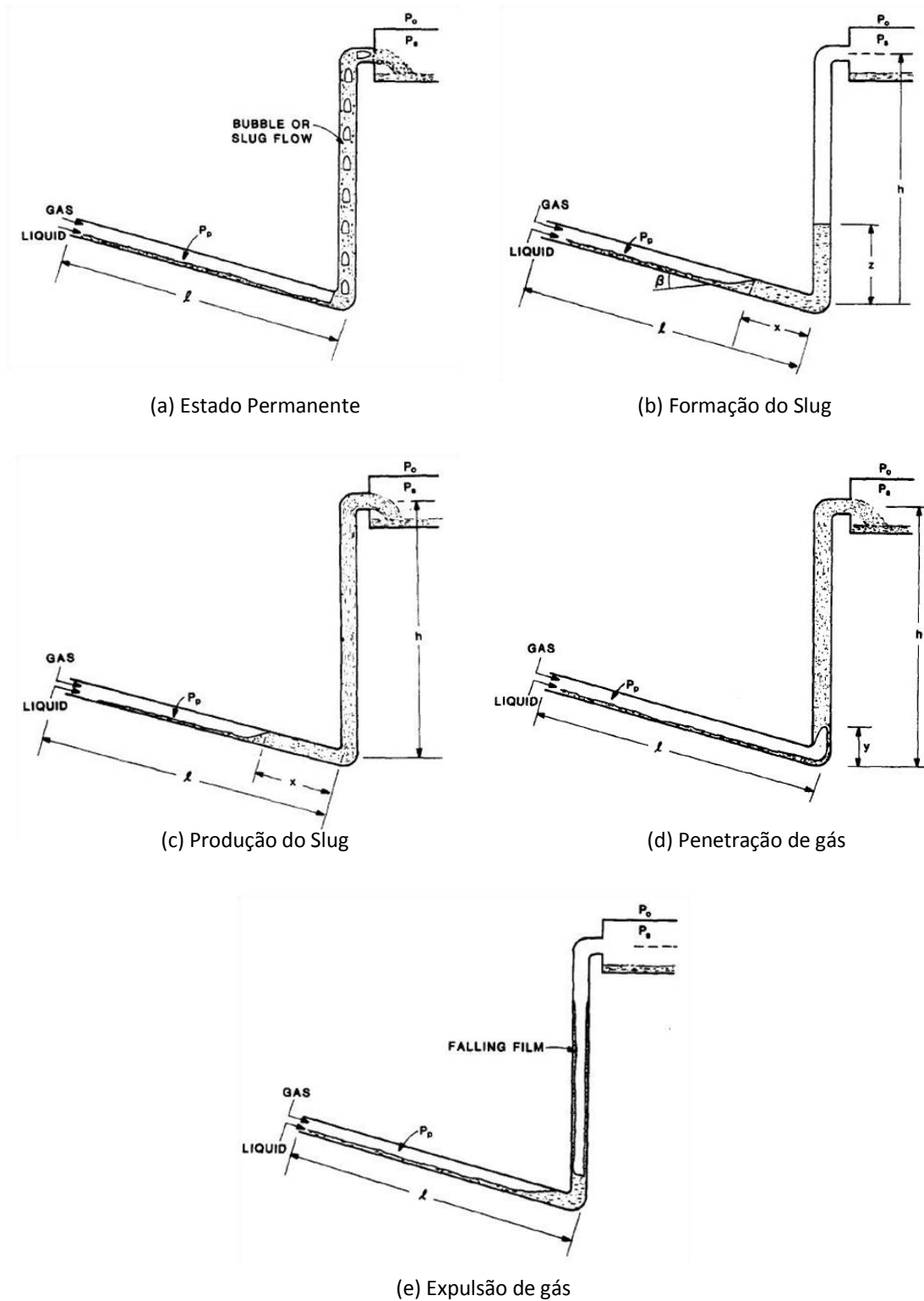


Fig. 1: Etapas da intermitência severa (Taitel, 1986)

Um ciclo de intermitência severa pode ser descrito em termos das seguintes etapas (Taitel, 1986). Uma vez que o sistema se desestabiliza e a passagem de gás fica bloqueada na base do *riser*, o líquido continua entrando e o gás existente no *riser* continua saindo, sendo possível que o nível de

líquido fique abaixo do nível máximo no *riser*. Como consequência disto, a coluna do *riser* se torna mais pesada e a pressão na base aumenta, comprimindo o gás na linha e criando uma região de acumulação de líquido; esta etapa é conhecida como formação do *slug* (Fig. 1(b)).

Quando o nível de líquido atinge o topo enquanto a passagem de gás permanece bloqueada, a pressão na base atinge seu máximo valor e há somente líquido escoando no *riser*, resultando a etapa de produção do *slug* (Fig. 1(c)).

Como o gás continua entrando na linha, a frente de acumulação de líquido é puxada de volta até que atinge o base do *riser*, começando a etapa de penetração de gás (Fig. 1(d)).

À medida que o gás penetra no *riser* a coluna se torna mais leve, diminuindo a pressão e aumentando a vazão de gás. Quando o gás atinge o topo, a passagem de gás fica liberada através do escoamento estratificado na linha e do escoamento intermitente/anular no *riser*, causando uma violenta expulsão e uma rápida descompressão que leva novamente o processo à etapa de formação; esta etapa é conhecida como expulsão de gás (Fig. 1(e)).

A Fig. 2 mostra as diferentes etapas na evolução de pressão na base do *riser* correspondente a uma experiência sob condições de laboratório (Schmidt, 1977).

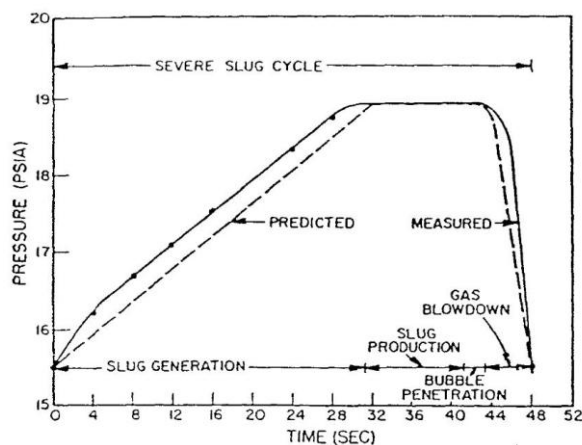


Fig. 2: Pressão na Base do Riser (Schmidt, 1977)

As consequências indesejáveis da intermitência severa são, segundo Wordsworth et al. (1998).

- Aumento da pressão na cabeça do poço, causando tremendas perdas de produção.
- Grandes vazões instantâneas, causando instabilidades no sistema de controle de líquido nos separadores e eventualmente um shutdown.
- Oscilações de vazão no reservatório.

1.2 Objetivos

O objetivo global deste trabalho de formatura é a implementação numérica do modelo NPW (*No Pressure Wave*) com efeitos de vaporização para cálculo do estado estacionário em um sistema *pipeline-riser* de geometria catenária. O estado estacionário é a solução do problema anulando as derivadas parciais temporais. Seu conhecimento é de vital importância, pois ele é usado como condição inicial do problema dinâmico e nos estudos de estabilidade linear: é avaliada a evolução das perturbações desse estado estacionário para determinar se ele é estável ou não.

Em Baliño (2008) foi desenvolvido um modelo para duas fases, que utiliza uma equação de continuidade para as fases líquida e gasosa e uma equação de momento para a mistura. O modelo despreza efeitos de inércia (daí o nome NPW), e não leva em conta a transferência de massa. Também é apresentada a respectiva implementação numérica cujos resultados foram confrontados com os dados experimentais de um relatório encomendado pela Petrobrás à empresa inglesa CALTec (Wordsworth, 1998). O modelo forneceu valores satisfatórios para as amplitudes e períodos das oscilações dos ciclos de intermitência severa, assim como uma boa estimativa das fronteiras de estabilidade.

O aluno de doutorado Rafael Horschutz Nemoto começou a trabalhar no aprimoramento do modelo de Baliño, incorporando a ele efeitos de transferência de massa. É sobre esse trabalho inicial que se apóia este TF, como será exposto mais adiante.

1.2.1 Organização do relatório

Conforme exposto na seção precedente, este trabalho de formatura programa uma rotina que calcula o estado estacionário do problema com transferência de massa. No entanto, antes de atacar o problema diretamente foram necessários estudos preliminares, e após a programação foram necessários testes para validação do esquema numérico.

O capítulo 2 *Estudo bibliográfico*, apresenta o estudo que foi feito. Em 2.1 *Escoamentos multifásicos* é feita uma revisão dos conceitos de escoamentos multifásicos utilizados neste trabalho. Em 2.2 *Modelo sem vaporização* é feita uma leitura da livre docência de Baliño (2008), que apresenta os fundamentos do modelo utilizado.

No capítulo 3 *Metodologia* é apresentado o modelo com vaporização. No começo do capítulo são definidas algumas propriedades utilizadas para a modelagem do problema. Em 3.1 *Modelo com transferência de massa em estado estacionário* a modelagem do problema é feita e em 3.2 *Correlações para as propriedades dos fluidos*, as correlações utilizadas no cálculo das propriedades dos fluidos são apresentadas. Em 3.3 *Cálculo do estado estacionário* a implementação numérica é explicada. Na parte 3.4 *Teste das rotinas programadas* as rotinas são testadas para ver se convergem, comparando os resultados com os da livre docência de Baliño (2008) e com os resultados do livro de McCain (1990).

No capítulo 4 *Validação das rotinas* é definido um problema exemplo e variações deste para um estudo paramétrico, e os resultados são comparados com os do software comercial OLGA® (www.sptgroup.com).

No capítulo 5 *Conclusões* é apresentado o resumo das conclusões feitas ao longo do trabalho, e em 6 *Bibliografia*, as fontes utilizadas

2 Estudo bibliográfico

2.1 Escoamentos multifásicos

Como o problema envolve o escoamento de mais de uma fase, um conhecimento básico de escoamentos multifásicos torna-se necessário. O professor Jorge Luis Baliño deu algumas aulas sobre o assunto em encontros semanais durante os meses de fevereiro e março, e foram feitos exercícios como, por exemplo, o estudo de uma bomba de *gas lift*. Este capítulo apresenta de forma sucinta alguns conceitos básicos.

Uma fração volumétrica é definida para cada fase, indicada pela letra grega α . Ela também pode ser interpretada como a fração da área de passagem ocupada pela fase. No caso de se tratar da fase gasosa ela também é chamada de fração de vazio. A fração de vazio pode também ser definida como uma variável local; neste caso ela representa uma média temporal da função indicadora naquele ponto, função esta que vale 1 quando aquele ponto “contém” a fase em questão e 0 quando não.

$$\alpha_i = \frac{V_i}{V} = \frac{A_i}{A} \quad (2.1)$$

O título mássico, indicado pela letra x , é definido pela razão das vazões mássicas. Dessa forma:

$$x_i = \frac{W_i}{W} \quad (2.2)$$

O fluxo mássico, G , é a vazão mássica pela área de passagem:

$$G = \frac{W}{A} \quad (2.3)$$

A velocidade superficial, indicada pela letra j , é a vazão volumétrica por unidade de área.

$$j = \frac{Q}{A} \quad (2.4)$$

A velocidade superficial de uma fase, j_i , é a vazão volumétrica da fase pela área total. Ela também pode ser interpretada como sendo a velocidade que uma fase teria se ocupasse toda a seção de escoamento.

$$j_i = \frac{Q_i}{A} \quad (2.5)$$

Pode-se provar que, localmente:

$$j_i = u_i \alpha_i \quad (2.6)$$

2.1.1 Modelo homogêneo

O modelo homogêneo é um modelo bem simplificado que supõe que dois ou mais fluidos escoam à mesma velocidade, temperatura e potencial químico. Pode-se então tratar a mistura como um pseudo-fluido com propriedades médias e usar toda a teoria de escoamentos monofásicos. Sob certas condições o modelo homogêneo fornece resultados satisfatórios, como no caso de misturas onde uma fase está finamente dispersa na outra, ou quando o escoamento é mais rápido, fazendo com que o escorregamento entre as fases se torne menos importante, e onde a turbulência contribui para uma mistura mais homogênea. Se as massas específicas dos constituintes também não forem muito diferentes isto contribui para uma melhor homogeneização.

Mesmo nos casos onde o modelo homogêneo não é muito preciso ele pode ser usado para se ter uma idéia da ordem de grandeza dos fenômenos envolvidos.

2.1.2 Modelo de *Drift* (ou de Deriva)

O Modelo de *drift* é um modelo de duas fases separadas focado particularmente no movimento relativo entre as elas. Ele é particularmente útil quando esta velocidade pode ser definida através de poucos parâmetros do escoamento. Define-se a velocidade de deriva como sendo a velocidade de uma das fases relativa a um observador que se move com j (velocidade superficial total).

$$u_{ij} = u_i - j \quad (2.7)$$

O fluxo de *drift* (ou fluxo de deriva) se define como a velocidade superficial de uma das fases relativa a um observador que se move com j (velocidade superficial total). Usando (2.6) para uma mistura líquido-gás tem-se:

$$j_{gf} = \alpha u_{gj} \quad (2.8)$$

$$j_{fg} = (1 - \alpha) u_{lj} \quad (2.9)$$

Onde os sub índices g e f representam as fases gasosa e líquida respectivamente, e α é a fração de vazio. As seguintes identidades se provam facilmente:

$$j_{gf} = (1 - \alpha) j_g - \alpha j_f \quad (2.10)$$

$$j_{gf} = \alpha(1 - \alpha)(u_g - u_f) \quad (2.11)$$

$$j_{fg} = -j_{gf} \quad (2.12)$$

2.1.3 Correlações de fluxo de deriva

Algumas das relações entre as propriedades do escoamento mostradas até agora são válidas localmente. No entanto, muitas vezes os valores aos quais temos acesso são médias espaciais dessas variáveis calculadas sobre a superfície de passagem:

$$\langle \varphi \rangle = \frac{1}{A} \int \varphi \, dA \quad (2.13)$$

Normalmente o perfil de distribuição dessas variáveis faz com que o produto das médias seja diferente da média do produto. Por exemplo, usando (2.6) e fazendo a média sobre a seção de passagem temos:

$$\langle j_g \rangle = \langle u_g \alpha \rangle \neq \langle u_g \rangle \langle \alpha \rangle \quad (2.14)$$

Torna-se então necessária a introdução de correlações para recuperar a informação perdida quando das médias.

Multiplicando (2.7) por α e tirando a média e dividindo podemos escrever:

$$\langle \alpha u_g \rangle = \langle \alpha j \rangle + \langle \alpha u_{gj} \rangle \quad (2.15)$$

Definem-se então

$$C_d = \frac{\langle \alpha j \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle} \quad (2.16)$$

$$U_d = \frac{\langle \alpha u_{gj} \rangle}{\langle \alpha \rangle} \quad (2.17)$$

Usando (2.6), (2.17) e (2.18) em (2.16) temos a correlação de *drift* na sua forma mais usual:

$$\langle j_g \rangle = C_d \langle j \rangle \langle \alpha \rangle + U_d \langle \alpha \rangle \quad (2.18)$$

Deve-se notar que a equação acima utiliza apenas grandezas que podem ser medidas, $\langle j_g \rangle$ a partir de (2.5), $\langle j \rangle$ a partir de (2.4) e $\langle \alpha \rangle$ por atenuação de raios gama ou outros métodos volumétricos.

2.2 Modelo sem vaporização

Este capítulo explica de forma sucinta o modelo desenvolvido por Baliño (2008). A leitura e compreensão deste documento foi de vital importância para o prosseguimento neste TF, já que o problema com evaporação é muito parecido com o modelo anterior. Saindo um pouco do escopo deste TF, o método das características que será utilizado para a integração do problema dinâmico também será usado na modelagem com transferência de massa.

O modelo é do tipo NPW, ou *No-Pressure-Wave*. Ele recebe esse nome pois nas equações de momento foram desprezados os termos inerciais, o que faz com que as informações de pressão se propaguem com velocidade infinita (não havendo portanto, ondas de pressão). Isto pode ser feito já que a grande maioria dos transientes na indústria do transporte de petróleo e gás são transientes lentos, o que faz com que as ondas de pressão não tenham um efeito importante na iniciação e transporte das ondas de fração de vazio (Masella, 1998).

O líquido é modelado como incompressível e o gás como ideal.

2.2.1 Riser

A figura abaixo representa o *riser* na presente modelagem. A coordenada s representa a distância ao longo do conduto.

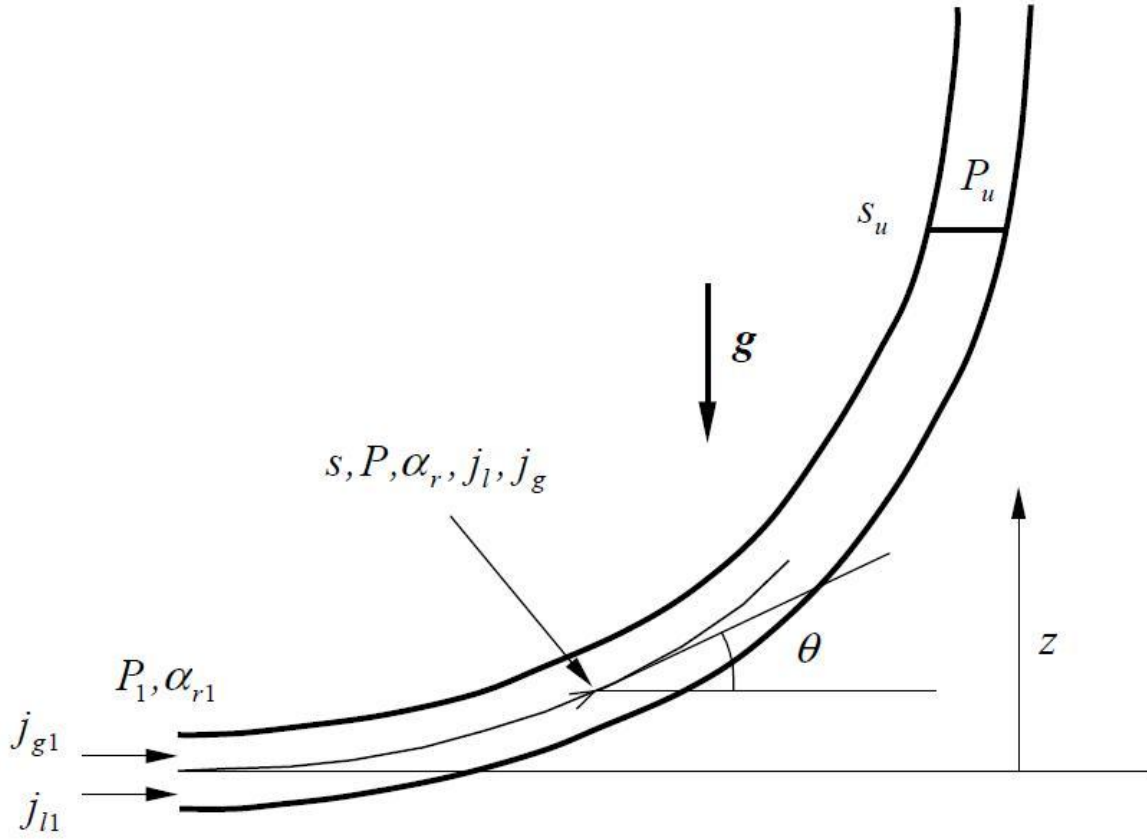


Fig. 3: Esquema do *riser* (Baliño, 2008)

Considerando um *riser* sem *gas lift* e em estado permanente, as equações de continuidade fornecem:

$$\frac{\partial j_l}{\partial s} = 0 \quad (2.19)$$

$$\frac{\partial}{\partial s}(P j_g) = 0 \quad (2.20)$$

Para a equação de momento, desprezando os termos de inércia, temos:

$$\frac{\partial P}{\partial s} = -\rho_m g \sin \theta - \frac{4\tau_w}{D} \quad (2.21)$$

Onde P é a pressão, ρ_m é a massa específica da mistura e τ_w o atrito com a parede, dados abaixo:

$$\rho_m = \rho_l(1 - \alpha_p) + \frac{P}{R_g T_g} \alpha_p \quad (2.22)$$

$$\tau_w = \frac{1}{2} f_m \rho_m j |j| \quad (2.23)$$

Onde f_m é o fator de atrito de Fanning, função do número de Reynolds e da rugosidade relativa do conduto:

$$f\left(Re, \frac{\epsilon}{D}\right) = \left(-4 \log \left\{ \frac{1}{3,7065} \frac{\epsilon}{D} - \frac{5,0452}{Re} \log \left[\frac{1}{2,8257} \left(\frac{\epsilon}{D} \right)^{1,1098} + \frac{5,8506}{Re^{0,8981}} \right] \right\} \right)^{-2} \quad (2.24)$$

$$Re_m = \frac{\rho_m D |j|}{\mu_m} \quad (2.25)$$

$$\mu_m = \mu_l(1 - \alpha_p) + \mu_g \alpha_p \quad (2.26)$$

Como lei de fechamento utiliza-se a correlação do fluxo de deriva (*drift-flux model*) de (2.18), lembrando que sempre temos acesso somente às grandezas médias.

Os coeficientes C_d e U_d são tirados de Bendiksen (1984) e dados a seguir, a partir do número de Froude definido em (2.29).

$$Fr_j = \frac{|j|}{\sqrt{gD}} \quad (2.27)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} Fr_j < 3,5: \left\{ \begin{array}{l} C_d = 1,05 + 0,15 \sin \theta \\ U_d = \sqrt{gD} (0,35 \sin \theta + 0,54 \cos \theta) \end{array} \right. \\ \\ Fr_j \geq 3,5: \left\{ \begin{array}{l} C_d = 1,2 \\ U_d = 0,35 \sqrt{gD} \sin \theta \end{array} \right. \end{array} \right. \quad (2.28)$$

2.2.2 Pipeline

O *pipeline* usa um modelo de parâmetros concentrados, suas variáveis de estado não dependem da posição dentro dele, mas o representam como um todo. As hipóteses utilizadas foram:

- Escoamento estratificado liso
- Fração de vazio constante
- Fase gasosa com pressão constante

Para poder modelar o fenômeno de intermitência severa é utilizada uma variável x que representa a penetração de líquido no *pipeline*. Definem-se então dois regimes distintos para x nulo e maior que zero. Para $x > 0$ não há passagem possível de gás.

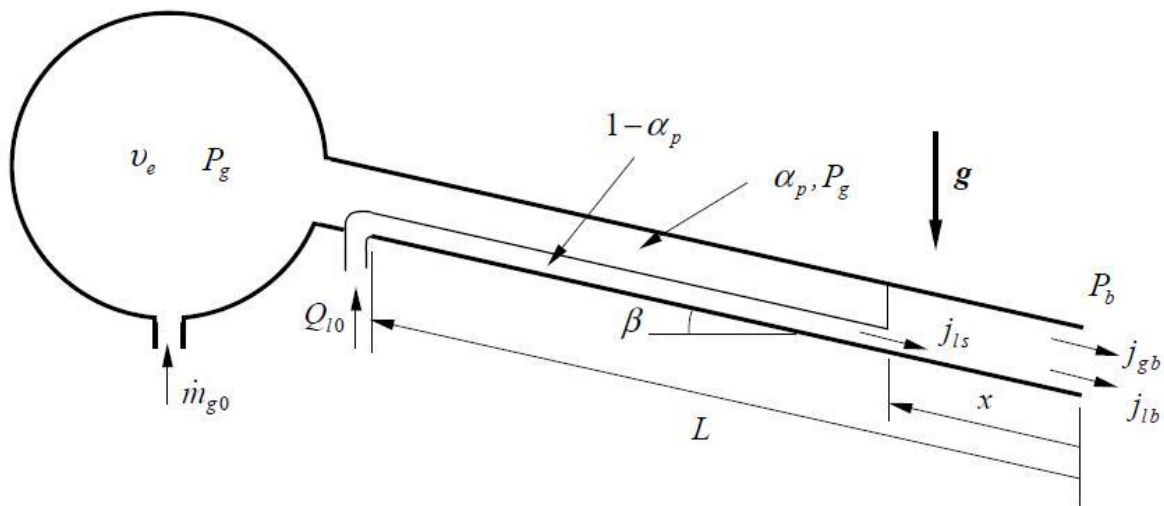


Fig. 4: Modelo do Pipeline (Baliño, 2008)

No estado estacionário temos $x = 0$ e as seguintes relações:

$$j_{lb} = \frac{Q_{l0}}{A} \quad (2.29)$$

$$P_g j_{gb} = \frac{R_g T_g}{A} m_{g0} \quad (2.30)$$

Obviamente houve uma manipulação algébrica para deixar as equações na forma acima, mas pode-se dizer em linhas gerais que (2.29) veio da equação de continuidade para a fase líquida e que (2.30), da equação da continuidade para a fase gasosa. A equação de equilíbrio local para a mistura, obtida a partir das equações de momento de cada uma das fases, é dada abaixo.

$$\tau_{wg} \frac{(1-\gamma)}{\alpha_p} - \tau_{wl} \frac{\gamma}{1-\alpha_p} + \tau_i \gamma_i \left(\frac{1}{1-\alpha_p} + \frac{1}{\alpha_p} \right) + (\rho_l - \rho_g) \frac{Ag \sin \beta}{\pi D} = 0 \quad (2.31)$$

Onde γ é a fração de parede molhada e γ_i o perímetro interfacial adimensional dados abaixo, τ_{wg} e τ_{wl} são as tensões de cisalhamento do gás e do líquido com a parede, τ_i é a tensão entre as duas fases na interface e ρ_g e ρ_l são as massas específicas do gás e do líquido respectivamente.

$$\gamma = \frac{S_l}{\pi D} \quad (2.32)$$

$$\gamma_i = \frac{S_i}{\pi D} = \frac{1}{\pi} \sin \pi \gamma \quad (2.33)$$

Onde S_g e S_l são os perímetros molhados pelas fases gasosa e líquida respectivamente e S_i o comprimento transversal da interface, como mostrado na Fig. 5 abaixo.

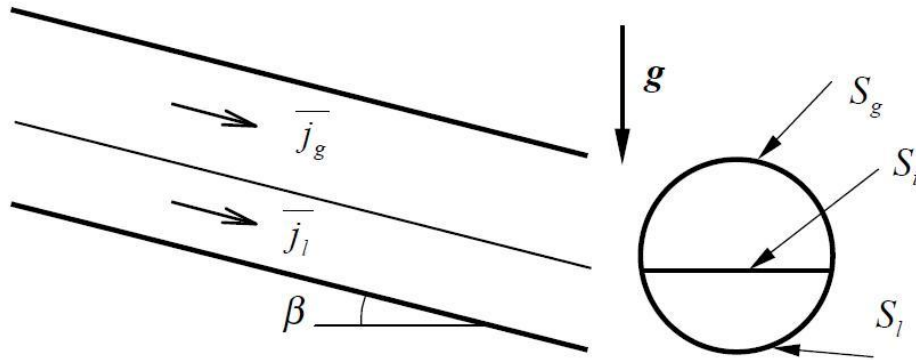


Fig. 5: Perímetros ocupados pelos escoamentos (Baliño, 2008)

A fração de parede molhada se relaciona com a fração de vazio pela equação (2.34).

$$\alpha_p = 1 - \gamma + \frac{1}{2\pi} \sin 2\pi \gamma \quad (2.34)$$

As tensões de cisalhamento são dadas pelas equações abaixo:

$$\tau_{wg} = \frac{1}{2} f_g \rho_g \frac{\bar{J}_g |\bar{J}_g|}{\alpha_p^2} \quad (2.35)$$

$$\tau_{wl} = \frac{1}{2} f_l \rho_l \frac{\bar{J}_l |\bar{J}_l|}{(1-\alpha_p)^2} \quad (2.36)$$

$$\tau_i = \frac{1}{2} f_i \rho_g \left(\frac{\bar{J}_g}{\alpha_p} - u_i \right) \left| \frac{\bar{J}_g}{\alpha_p} - u_i \right| \quad (2.37)$$

Onde f_g , f_l e f_i são os fatores de atrito de Fanning e u_i é a velocidade da interface. Os fatores de atrito do gás e do líquido são função do número de Reynolds Re e da rugosidade relativa. O fator de atrito da interface possui um valor constante enquanto os fatores do gás e do líquido se calculam pela equação (2.24):

$$f_i = 0,0142 \quad (2.38)$$

Os números de Reynolds são definidos da seguinte maneira:

$$Re_g = \frac{\rho_g |\bar{J}_g| D}{(1 - \gamma + \gamma_i) \mu_g} \quad (2.39)$$

$$Re_l = \frac{\rho_l |\bar{J}_l| D}{\gamma \mu_l} \quad (2.40)$$

A velocidade da interface u_i é dada por

$$u_i = \begin{cases} 1,8 \frac{\bar{J}_l}{1 - \alpha_p}, & Re_l < 2100 \\ \frac{\bar{J}_l}{1 - \alpha_p}, & Re_l \geq 2100 \end{cases} \quad (2.41)$$

3 Metodologia

Este capítulo descreve o modelo de escoamento multifásico com transferência de massa, assim como o cálculo do seu estado estacionário.

3.1 Modelo com transferência de massa em estado estacionário

Assim como em Baliño (2008), o modelo é do tipo NPW, ou *No-Pressure-Wave*.

O modelo trabalha com 3 fases: gás natural, óleo e água. Elas são indicadas pelos sub índices g, o e w respectivamente. O sub índice 0 (zero) indica um valor de referência medido nas condições padrão do *American Petroleum Institute* que são 1atm = 101,353kPa (14,7psia) e 15,56°C (60°F).

A fase líquida, composta pelo óleo e pela água, é modelada segundo o modelo homogêneo. Ambas as fases possuem então a mesma velocidade. Usando a eq. (2.6) podemos escrever:

$$\frac{j_o}{\alpha_o} = \frac{j_w}{\alpha_w} \quad (3.1)$$

A fração volumétrica do gás é chamada fração de vazio, e denotada pela letra grega alfa sem nenhum índice.

$$\alpha = \alpha_g \quad (3.2)$$

Da definição de fração volumétrica e velocidade superficial temos que

$$\alpha + \alpha_o + \alpha_w = 1 \quad (3.3)$$

$$j_g + j_o + j_w = j \quad (3.4)$$

A razão gás-óleo (GOR) é definida como a razão da vazão volumétrica de gás na condição padrão pela razão volumétrica de óleo na condição padrão:

$$GOR = \frac{Q_{g0}}{Q_{o0}} \quad (3.5)$$

A razão água-óleo (WOR) é definida como a razão da vazão volumétrica de água na condição padrão pela razão volumétrica de óleo na condição padrão:

$$WOR = \frac{Q_{w0}}{Q_{o0}} \quad (3.6)$$

O grau API do óleo (*API specific gravity*) é uma medida de densidade da *American Petroleum Institute*. Ele é dado pela equação (3.7) e sua unidade é °API (“graus API”) a partir da densidade do óleo γ_o ($\gamma_{\text{água}}=1$).

$$\gamma_{API} = \frac{141,5}{\gamma_o} - 131,5 \quad (3.7)$$

O modelo se divide em dois sistemas em interação. O *pipeline* usa um modelo de parâmetros concentrados, suas variáveis de estado não dependem da posição dentro dele, mas o representam como um todo. O escoamento é suposto estratificado liso i.e. com o gás escoando sobre a fase líquida formando uma interface lisa. A fração de vazio é suposta constante e a pressão da fase gasosa é considerada constante ao longo de toda a tubulação, assim como a temperatura de todas as fases. Isto faz com que a vaporização no *pipeline* seja desprezível. O *riser* é modelado como um escoamento monodimensional, com termos de vaporização determinados pelo modelo de *Black-Oil* e escorregamento entre as fases por uma correlação de *Drift-Flux*.

As propriedades do modelo *Black Oil* utilizadas no modelo de vaporização são explicadas abaixo. As correlações utilizadas para obtê-las estão no capítulo 3.2 *Correlações para as propriedades dos fluidos*.

Fator volume de formação de gás, B_g : Para uma massa de gás, é a razão entre o volume que ela ocupa nas condições do reservatório e o ocupado na condição padrão. Considera-se que a composição do gás solubilizado e liberado pelo óleo não depende da temperatura e pressão (na realidade as frações mais leves evaporam antes).

$$B_g = \frac{V_g}{V_{g0}} \quad (3.8)$$

Fator volume de formação de óleo, B_o : É a razão entre o volume ocupado pelo óleo nas condições do reservatório e aquele ocupado nas condições padrão, mas estes dois volumes podem não corresponder necessariamente à mesma massa (normalmente nas condições padrão a massa de óleo é menor, pois o gás saiu de solução).

$$B_o = \frac{V_o}{V_{o0}} \quad (3.9)$$

Fator volume de formação de água, B_w : Definição análoga ao fator volume de formação do óleo.

$$B_w = \frac{V_w}{V_{w0}} \quad (3.10)$$

Razão de Solubilidade, R_s : É definida a partir de uma mistura líquida, levando-a até as condições padrão e tirando a razão entre o volume de gás e o volume de líquido nesta condição.

$$R_s = \frac{V_{g0}}{V_{o0}} \quad (3.11)$$

Como o modelo de *Black oil* considera que a massa molar do gás é constante é constante, podemos calcular a massa específica do gás como segue, utilizando a definição de B_g temos

$$\rho_g = \frac{\rho_{g0}}{B_g} \quad (3.12)$$

Para a massa específica do óleo pode-se partir da definição

$$\rho_o = \frac{m_o}{V_o} \quad (3.13)$$

A massa se óleo pode ser escrita como a massa de óleo que restará líquida na condição padrão mais a massa de gás dissolvida, que podem ser escritos também em função de propriedades na condição padrão:

$$m_o = m_{o0} + m_{gd} = \rho_{o0}V_{o0} + \rho_{g0}V_{g0} \quad (3.14)$$

Inserindo (3.14) em (3.13) e usando (3.9) e (3.11) temos

$$\rho_o = \frac{\rho_{o0} + R_s \rho_{g0}}{B_o} \quad (3.15)$$

Finalmente, usando B_w da eq. (3.10) e o fato de que não há transferência de massa com a água, temos que:

$$\rho_w = \frac{\rho_{w0}}{B_w} \quad (3.16)$$

3.1.1 Riser

O modelo do *riser* segue as seguintes hipóteses:

- Modelo homogêneo para água e óleo, ver eq. (3.1)
- Termo de transferência de massa determinado pelo modelo *Black-Oil* (ver seção 3.2 *Correlações para as propriedades dos fluidos*)
- Escorregamento entre as fases determinado pela correlação de *Drift-Flux*

As equações de continuidade para cada uma das fases se escrevem

$$\frac{\partial}{\partial s}(\rho_g j_g) = \Gamma \quad (3.17)$$

$$\frac{\partial}{\partial s}(\rho_o j_o) = -\Gamma \quad (3.18)$$

$$\frac{\partial}{\partial s}(\rho_w j_w) = 0 \quad (3.19)$$

Onde Γ é a taxa de formação de massa de gás por unidade de volume, que pode ser calculado como segue. Reescrevendo (3.11), temos:

$$m_{gd} = \rho_{g0} V_{o0} R_s \quad (3.20)$$

Onde m_{gd} é a massa de gás dissolvida. Da definição de Γ e lembrando que uma geração de gás leva a uma diminuição do gás dissolvido podemos escrever:

$$\Gamma = -\frac{1}{V} \frac{D_t(m_{gd})}{Dt} \quad (3.21)$$

No estado estacionário temos

$$\frac{D_t(\quad)}{Dt} = u_l \frac{\partial(\quad)}{\partial s} \quad (3.22)$$

Substituindo (3.20) e (3.22) em (3.21) multiplicando e dividindo pelo volume de óleo, usando a definição de fração volumétrica (2.1), a eq. (3.9) para B_o e em seguida a equação (2.6) chega-se à forma final:

$$\Gamma = -\frac{1}{V_o} \frac{V_o}{V} u_l \frac{\partial(\rho_{g0} V_{o0} R_s)}{\partial s} = -\rho_{g0} \frac{V_{o0}}{V_o} \alpha_o u_l \frac{\partial R_s}{\partial s} = -\frac{\rho_{g0} j_o}{B_o} \frac{\partial R_s}{\partial s} \quad (3.23)$$

Alternativamente poderíamos ter considerado uma fatia infinitesimal de comprimento ds ao longo do *riser* e calculado a variação das propriedades nas faces de entrada e saída, o resultado é o mesmo.

A equação de momento da mistura fornece

$$\frac{\partial P}{\partial s} = -\tau_w \frac{P_m}{A} + \rho_m g_s = -\frac{4}{D} \tau_w - \rho_m g \sin \theta \quad (3.24)$$

Onde P_m é o perímetro molhado, τ_w o atrito com a parede dado pela eq. (2.42). A massa específica e a viscosidade médias são dadas abaixo.

$$\rho_m = \alpha \rho_g + \alpha_o \rho_o + \alpha_w \rho_w \quad (3.25)$$

$$\mu_m = \alpha \mu_g + \alpha_o \mu_o + \alpha_w \mu_w \quad (3.26)$$

3.1.2 Pipeline

O *pipeline* usa um modelo de parâmetros concentrados, suas variáveis de estado não dependem da posição dentro dele, mas o representam como um todo. As hipóteses utilizadas são:

1. Escoamento estratificado liso
2. Fração de vazio constante
3. Fase gasosa com pressão constante
4. Escoamento isotérmico

Para o estado estacionário o comprimento de penetração (x na Fig. 4, pág. 12) é nulo, já que não pode haver acumulação de gás no *pipeline*. Há então escoamento estratificado ao longo do todo o conduto, o que junto com as hipóteses 3 e 4 acima faz com que as propriedades dos fluidos sejam constantes, pois segundo o modelo de *Black-Oil* elas dependem exclusivamente da temperatura e da pressão. Isto torna a vaporização no *pipeline* desprezível, o que deixa este modelo muito parecido com o modelo já tratado em Baliño (2008).

As equações de continuidade locais no *pipeline* se escrevem

$$\frac{\partial}{\partial s}(\rho_g j_g) = 0 \quad (3.27)$$

$$\frac{\partial}{\partial s}(\rho_o j_o) = 0 \quad (3.28)$$

$$\frac{\partial}{\partial s}(\rho_w j_w) = 0 \quad (3.29)$$

Integrando as equações acima entre a entrada e a saída do *pipeline*, e considerando o modelo homogêneo para a fase líquida (Eq. (3.1)), temos:

$$\rho_g j_{gb} = \frac{\dot{m}_{g\ in}}{A} \quad (3.30)$$

$$\rho_l j_{lb} = \frac{\dot{m}_{o\ in} + \dot{m}_{w\ in}}{A} \quad (3.31)$$

$$\rho_l = \frac{\alpha_o \rho_o + \alpha_w \rho_w}{\alpha_o + \alpha_w} = \frac{\alpha_o \rho_o + \alpha_w \rho_w}{(1 - \alpha)} \quad (3.32)$$

$$j_{lb} = j_o + j_w \quad (3.33)$$

Onde $\dot{m}_{in}$ indica a vazão mássica da respectiva fase na entrada do *pipeline* (condição de contorno), e j_b , a velocidade superficial da fase na base do *pipeline*, onde este encontra o *riser*.

A equação de momento é análoga à apresentada em Baliño (2008), *c.f.* seção 2.2.2 deste relatório, eq. (2.29).

3.1.3 Válvula de Choke

Normalmente as instalações utilizam uma válvula de *choke*, como esquematizado na figura abaixo:

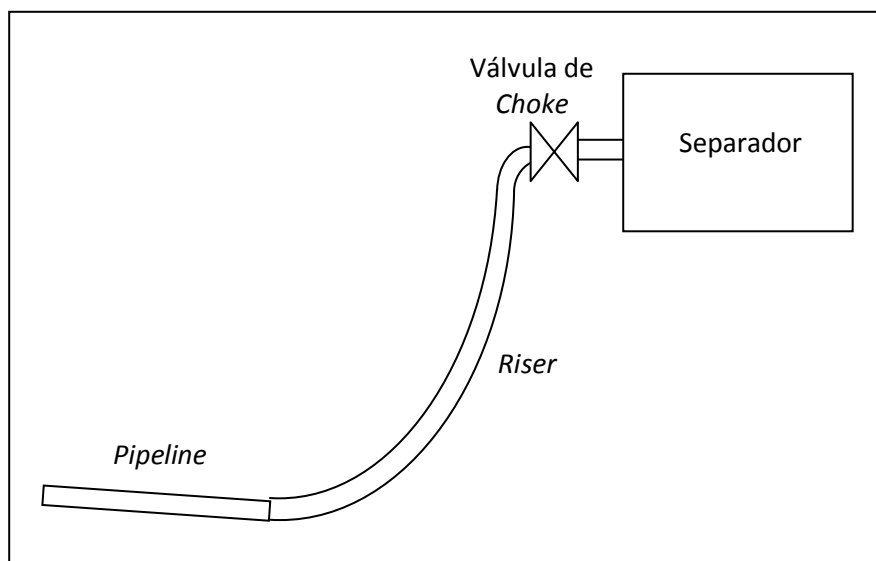


Fig. 6: Esquema de instalação com Válvula de Choke

A válvula serve para aumentar a pressão no topo do *riser* e estabilizar o regime *slug-plug* (intermitente) dificultando sua degeneração em um ciclo de intermitência severa. Ela também apresenta a vantagem de que, trabalhando em regime de *choke* (bloqueado), a vazão permanece constante apesar das flutuações de pressão do separador.

O modelo de válvula que será implementado nas simulações é o modelo de Gilbert que, de acordo com Lannom (1996), apresenta resultados razoáveis em uma larga faixa de condições de operação. Trata-se de um modelo de válvula operando em escoamento crítico (bloqueada), retirado de Lyons & Plisga (2005).

$$P = \frac{435 R^{0,546} Q_{l0}}{d^{1,89}} \quad (3.34)$$

Onde P é a pressão a montante da válvula [$psig$], R é a razão gás-líquido na condição padrão [$Mscf/stb$], Q_{l0} é a vazão de líquido (óleo + água) na condição padrão [$st-tk b/d$] e D é o diâmetro de *choke* (medida de abertura da válvula) [$1/64 in$].

A razão de pressões precisa ser da ordem de 1,8 ou superior para garantir o regime de operação bloqueado (Lyons, 2005).

3.2 Correlações para as propriedades dos fluidos

Para as propriedades dos fluidos foram usadas diversas correlações baseadas no modelo *Black-Oil* e expostas a seguir. Para mais explicações sobre as propriedades, *c.f.* capítulo 3.1 *Modelo com transferência de massa em estado estacionário*.

3.2.1 Fator volume de formação de gás, B_g

Como dito anteriormente, considera-se que a composição do gás solubilizado e liberado pelo óleo não depende da temperatura e pressão (na realidade as frações mais leves evaporam antes). Pode-se então escrever:

$$B_g = \frac{P_0}{T_0} \frac{ZT}{P} \quad (3.35)$$

A correlação utilizada para Z é a de Dranchuk & Abbou-Kassem (1975), que correlaciona os gráficos de Standing & Katz (1942).

$$\left\{ \begin{array}{l} Z = 1 + C_1 \rho_{pr} + C_2 \rho_{pr}^2 - A_9 C_3 \rho_{pr}^5 + A_{10} \left(1 + A_{11} \rho_{pr}^2 \right) \frac{\rho_{pr}^2}{T_{pr}^3} \exp -A_{11} \rho_{pr}^2 \\ C_1 = A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} + \frac{A_4}{T_{pr}^4} + \frac{A_5}{T_{pr}^5} \\ C_2 = A_6 + \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \\ C_3 = \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \\ \rho_{pr} = \frac{0,27 P_{pr}}{Z T_{pr}} \\ P_{pr} = \frac{P}{P_c} \\ T_{pr} = \frac{T}{T_c} \end{array} \right. \quad (3.36)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} A_1 = 0,3265 \\ A_2 = -1,0700 \\ A_3 = -0,5339 \\ A_4 = 0,01569 \\ A_5 = 0,05165 \\ A_6 = 0,5475 \\ A_7 = -0,7361 \\ A_8 = 0,1844 \\ A_9 = 0,1056 \\ A_{10} = 0,6134 \\ A_{11} = 0,7210 \end{array} \right.$$

A correlação (3.36) para Z usa valores de pressão em $psia$ e temperatura em $^{\circ}R$, e é confiável para pressão e temperatura pseudo-reduzidas $0,2 \leq P_{pr} < 30$ e $1,0 \leq T_{pr} < 3,0$.

Para a pressão e temperatura pseudo-críticas foram usadas as correlações de Standing (1981), válidas para valores de densidade do gás $0,54 \leq \gamma_g \leq 1,2$.

$$P_{pc} = 667 + 15\gamma_g - 37,5\gamma_g^2 \quad (3.37)$$

$$T_{pc} = 168 + 325\gamma_g - 12,5\gamma_g^2 \quad (3.38)$$

$$\gamma_g = \frac{M_g}{Ma} \quad (3.39)$$

Os valores estão em $psia$ e $^{\circ}R$.

3.2.2 Fator volume de formação de óleo, B_o

B_o é calculado a partir de R_s e da massa específica do óleo na condição de medição, esta correlacionada por Velarde (1999), segundo a eq. (3.15).

3.2.3 Fator volume de formação de água, B_w

A correlação para B_w foi tirada de McCain (1990), pp. 446 e 525, exposta nas eqs. (3.40) a (3.42). Ela é válida para temperaturas entre $90^{\circ}F$ e $255^{\circ}F$ e pressões entre $1kpsia$ e $5kpsia$.

$$B_w = (1 + \Delta V_{wP})(1 + \Delta V_{wT}) \quad (3.40)$$

$$\Delta V_{wT} = -1,0001(10^{-2}) + 1,33391(10^{-4})T + 5,50654(10^{-7})T^2 \quad (3.41)$$

$$\begin{aligned} \Delta V_{wP} = & -1,95301(10^{-9})PT - 1,72834(10^{-13})P^2T \\ & - 3,58922(10^{-7})P - 2,25341(10^{-10})P^2 \end{aligned} \quad (3.42)$$

3.2.4 Pressão do ponto de bolha, P_b

É a pressão abaixo da qual as fases líquida e gasosa coexistem, e acima da qual todo o gás está em solução. Para calculá-la se utiliza uma correlação proposta por Velarde (1999):

$$P_b = 1091,47 \left[R_{sb}^{0,081465} \gamma_g^{-0,161488} 10^X - 0,740152 \right]^{5,354891} \quad (3.43)$$

$$X = 0,013098T^{0,282372} - 8,2(10^{-6})\gamma_{API}^{2,176124} \quad (3.44)$$

O valor de P_b é dado em psia. R_{sb} é a razão de solubilidade no ponto de bolha (GOR) em scf/STB.

3.2.5 Razão de Solubilidade, R_s

O fator de solubilidade R_s foi tirado das fórmulas de McCain (1990), pp. 519.

$$R_s = \gamma_g \left[\left(\frac{P}{18,2} + 1,4 \right) 10^{0,0125\gamma_{API} - 0,00091T} \right]^{\frac{1}{0,83}} \quad (3.45)$$

Na eq. (3.45) R_s é em scf/STB, P em psia e T em °F. γ_{API} é a densidade API do óleo, dada em °API, e γ_g a densidade do gás na condição padrão ($\gamma_g = 1$). A correlação acima é válida para temperaturas entre 60°F e 260°F.

3.2.6 Massa específica do óleo

Para o cálculo da massa específica do óleo foi usada a correlação de Velarde (1999).

$$\rho_o = \rho_{bs} - (0,00302 + 1,505\rho_{bs}^{-951})(T - 60)^{0,938} \quad (3.46)$$

$$\begin{aligned} \rho_{bs} = \rho_{po} + [0,167 + 16,181(10^{0,0425\rho_{po}})] \left(\frac{P}{1000} \right) \\ - 0,01[0,299 + 263(10^{-0,0603\rho_{po}})] \left(\frac{P}{1000} \right)^2 \end{aligned} \quad (3.47)$$

$$\rho_{po} = \frac{R_s\gamma_g + 4600\gamma_o}{73,71 + R_s\gamma_g\rho_a^{-1}} \quad (3.48)$$

$$\begin{aligned} \rho_a = -49,8930 + 85,0149\gamma_g - 3,70373\gamma_g\rho_{po} + 0,047982\gamma_g\rho_{po}^2 \\ + 2,98914\rho_{po} - 0,035689\rho_{po}^2 \end{aligned} \quad (3.49)$$

Para resolver as eqs. (3.48) e (3.49), podem-se fazer substituições sucessivas a partir do valor inicial dado em (3.50). A convergência é rápida e estável (Velarde, 1999).

$$\rho_{po} = 52,8 - 0,01R_{sb} \quad (3.50)$$

Onde R_{sb} é o fator de solubilidade no ponto de bolha, ou seja, o GOR, em sfc/STB e γ_o é a densidade do óleo na condição padrão, relacionada com γ_{API} pela eq. (3.51). A pressão e a temperatura são dadas, respectivamente em $psia$ e $^{\circ}F$.

$$\gamma_o = \frac{141,5}{\gamma_{API} + 131,5} \quad (3.51)$$

3.2.7 Viscosidade do gás

Para o cálculo da viscosidade do gás na condição de medição utiliza-se a correlação de Lee et al. (1966), válida para pressões pseudo-reduzidas $P_r < 10$ e temperaturas pseudo-reduzidas segundo a densidade do gás, dadas na Tabela 1.

Densidade do gás	Temperatura pseudo-reduzida
$0,56 < \gamma_g < 0,9$	$1,3 < T_{pr} < 2,5$
$0,9 < \gamma_g < 1,2$	$1,1 < T_{pr} < 2,0$
$1,2 < \gamma_g < 1,5$	$1,1 < T_{pr} < 1,7$
$1,5 < \gamma_g < 1,7$	$1,1 < T_{pr} < 1,6$

Tabela 1: Faixas de confiança da correlação para viscosidade do gás (McCain, 1990)

$$\left\{ \begin{array}{l} \mu_g = A 10^{-4} \exp(B\rho_g^C) \\ A = \frac{(9,379 + 0,01607M_g)T^{1,5}}{209,2 + 19,26M_g + T} \\ B = 3,448 + \frac{986,4}{T} + 0,01009M_g \\ C = 2,447 - 0,2224B \end{array} \right. \quad (3.52)$$

A viscosidade μ_g é dada em cP , ρ_g é a massa específica em g/cm^3 dada pela eq. (3.53), M_g é a massa molar aparente do gás dada em g/mol por (3.54) e T é a temperatura em $^{\circ}R$.

$$\rho_g = 1,223 \cdot 10^{-3} \gamma_g \quad (3.53)$$

$$M_g = 29\gamma_g \quad (3.54)$$

3.2.8 Viscosidade do óleo

A viscosidade do óleo varia diferente segundo este se encontra acima ou abaixo da pressão do ponto de bolha. Para óleo saturado, i.e. com pressão abaixo do ponto de bolha, utiliza-se a correlação de Beggs & Robinson (1975), válida para pressões até 5250psig e temperaturas até 295°F:

$$\begin{cases} \mu_{ob} = A \mu_{oD}^B \\ A = 10,715(R_s + 100)^{-0,515} \\ B = 5,44(R_s + 150)^{-0,338} \end{cases} \quad (3.55)$$

A viscosidade μ_{ob} é dada em cP, R_s está em scf/STB e μ_{oD} é a viscosidade do óleo morto correlacionada por Ng & Egbogah (1983):

$$\log \log(\mu_{oD} + 1) = 1,8653 - 0,025086\gamma_{API} - 0,5644 \log T \quad (3.56)$$

A viscosidade μ_{oD} é dada em cP, e a correlação (3.56) é confiável para densidades entre 5°API e 58°API e temperaturas entre 60°F e 175°F.

Se o óleo se encontra a pressões acima daquela do ponto de bolha um fator deve ser aplicado à viscosidade do óleo saturado, correlacionado por Vazquez & Beggs (1980), válida para pressões até 9500psig:

$$\begin{cases} \frac{\mu_o}{\mu_{ob}} = \left(\frac{P}{P_b}\right)^B \\ B = 2,6P^{1,187} \exp(-11,513 - 8,98 \cdot 10^{-5}P) \end{cases} \quad (3.57)$$

3.2.9 Viscosidade da água

A viscosidade da água foi correlacionada por Collins (1987), com validade para pressões até 14000psia:

$$\frac{\mu_w}{\mu_{w1}} = (0,9994 + 4,0295 \cdot 10^{-5}P + 3,1062 \cdot 10^{-9}P^2) \quad (3.58)$$

Os valores são calculados a partir da viscosidade à pressão atmosférica, também correlacionada por Collins (1987):

$$\mu_{w1} = A T^B \quad (3.59)$$

$$A = 109,574 - 8,40564S + 0,313314S^2 + 8,72213 \cdot 10^{-3}S^3$$

$$B = -1,12166 + 2,63951 \cdot 10^{-2}S - 6,79461 \cdot 10^{-4}S^2 - 5,47119 \cdot 10^{-5}S^3 + 1,55586 \cdot 10^{-6}S^4$$

Os valores são dados em cP, e são confiáveis para temperaturas $100^{\circ}F < T < 400^{\circ}F$ e para salinidades (porcentagem mássica de NaCl) $S < 26\%$.

3.3 Cálculo do estado estacionário

Esta seção detalha o esquema de cálculo que será usado para obter o estado estacionário.

Os dados de entrada são:

- Geometria dos condutos (diâmetro D , rugosidade ε , inclinação θ)
- Massas específicas do gás, óleo e água na condição padrão
- GOR a razão gás-óleo na condição padrão
- WOR a razão água óleo na condição padrão
- Q_{o0} vazão volumétrica de óleo na condição padrão
- A temperatura ao longo de todo o *riser*, que é considerada constante

Será usada uma nodalização de passo constante ao longo do *riser*, segundo o esquema abaixo:

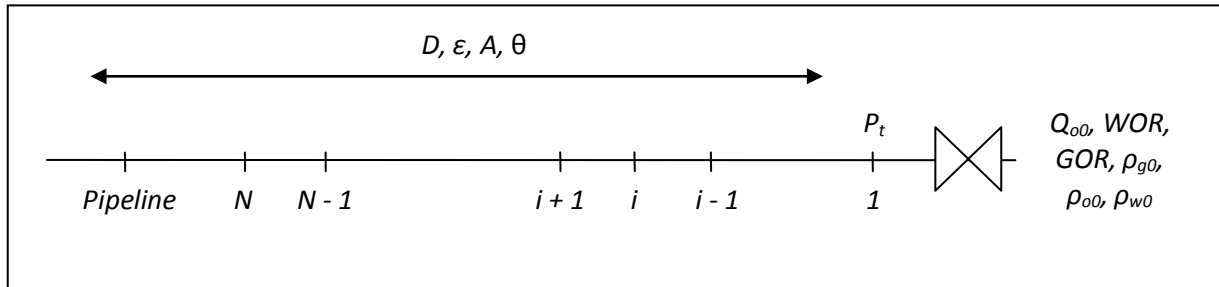


Fig. 7: Nodalização do *riser*

Partindo da vazão de óleo na condição padrão Q_{o0} , pode-se calcular a pressão no topo do *riser* (nó 1) com a equação (3.34).

Possuindo a pressão P em um nó e sabendo a temperatura (que é dada) podemos calcular as propriedades da mistura naquele nó: ρ_g , ρ_o , ρ_w , B_g , B_o , B_w e R_s . A partir desses dados é possível resolver todas as variáveis para um dado nó, como será mostrado a seguir.

A vazão volumétrica de água após a válvula de *choke* na condição padrão é relacionada com a vazão volumétrica de óleo pela equação (3.6). Conhecendo a massa específica na condição padrão podemos determinar a vazão mássica. Como não há transferência de massa com a fase água podemos escrever que a vazão mássica ao longo de todo o *riser* é constante.

$$\dot{m}_w = Q_w \rho_w = \dot{m}_{w0} = (Q_{o0} WOR) \rho_{w0} \quad (3.60)$$

Usando (2.5) e (3.10) podemos escrever:

$$j_w = \frac{Q_{o0}WORB_w}{A} \quad (3.61)$$

Usando (2.5) e (3.9) temos:

$$j_o = \frac{Q_{o0}B_o}{A} \quad (3.62)$$

A vazão volumétrica de gás na condição padrão é composta pelo gás que estava livre mais o gás que estava em solução, medidos na condição padrão:

$$Q_{g0} = Q_{gl0} + Q_{gs0} \quad (3.63)$$

Usando as equações (3.5), (3.8) e (3.11), e resolvendo para a vazão de gás no *riser*, Q_{gl} , podemos reescrever (3.63) como segue

$$Q_g = Q_{o0}(GOR - R_s)B_g \quad (3.64)$$

Usando (2.5), temos

$$j_g = \frac{Q_{o0}(GOR - R_s)B_g}{A} \quad (3.65)$$

Usando (3.4) podemos achar a velocidade superficial total, j . Usando a correlação de drift de (2.18) podemos achar a fração de vazio.

$$\alpha = \frac{j_g}{C_d j + U_d} \quad (3.66)$$

Os coeficientes são tirados de Bendiksen (1984) e apresentados nas equações (2.27) e (2.28).

Usando a hipótese de que a fase líquida segue o modelo homogêneo, e usando as equações (3.1) e (3.3) podemos escrever:

$$\alpha_o = \frac{1 - \alpha}{1 + \frac{j_w}{j_o}} \quad (3.67)$$

$$\alpha_w = 1 - \alpha - \alpha_o \quad (3.68)$$

Conhecendo todas as velocidades superficiais e frações volumétricas é possível utilizar a equação de conservação da quantidade de movimento, (3.24), para calcular a pressão do ponto seguinte. No entanto, estamos integrando no sentido descendente do *riser*, o que modifica a equação (3.24) para a versão abaixo:

$$\frac{\partial P}{\partial s} = +\frac{4}{D}\tau_w + \rho_m g \sin \theta \quad (3.69)$$

A tensão de cisalhamento τ_w é dada pela equação (2.23) e a massa específica e viscosidade médias pelas equações (3.25) e (3.26).

A integração é feita por um esquema implícito, o que faz com que a equação seja da forma:

$$\begin{aligned} P_{i+1} &= P_i + \Delta s \frac{4(\tau_p)_{i+1}}{D} + g (\rho_m)_{i+1} \Delta s (\sin \theta)_{i+1} \\ &= P_i + \Delta s \frac{4(\tau_p)_{i+1}}{D} + g (\rho_m)_{i+1} (z_{i+1} - z_i) \end{aligned} \quad (3.70)$$

Onde z_i é a cota do ponto i . Torna-se necessário então um valor de partida para a pressão no ponto $i+1$, e esse valor é tomado como igual à pressão do ponto i .

$$(P_{i+1})_{inicial} = P_i \quad (3.71)$$

O estado inicial no ponto $i+1$ é então idêntico ao do ponto i . Daí pode-se usar (3.70) para calcular um novo valor de pressão. Este valor (P_{calc}) é comparado ao valor anterior (P_{ant}) dentro de certa precisão para confirmação da convergência, como mostrado na eq. (3.72):

$$\left| \frac{P_{ant} - P_{calc}}{P_{ant}} \right| < \epsilon \quad (3.72)$$

Se a diferença entre os valores for maior que a precisão ϵ_p , utiliza-se então uma subrelaxação para criar um novo valor de pressão:

$$P_{novo} = \lambda P_{calc} + (1 - \lambda) P_{ant} \quad (3.73)$$

Onde λ é o fator de subrelaxação, que varia de 0 a 1. O processo é repetido até que se atinja convergência segundo (3.72).

Resumindo em linhas gerais:

1. É possível calcular a pressão no topo do *riser* através do modelo de válvula de *choke*.
2. Sabendo a pressão de um ponto, podem-se calcular todas as outras variáveis do ponto.
3. Sabendo o estado de um ponto, é possível calcular a pressão do ponto seguinte por um esquema iterativo:
 - a. Como chute inicial, considera-se a pressão em $i+1$ igual à pressão em i .
 - b. Sabendo a pressão, calcula-se o estado do ponto $i+1$.

- c. É então calculada uma nova pressão, usando um esquema implícito. Esse valor é comparado ao valor anterior, e se a diferença for maior que o permitido para decretar convergência, subrelaxa-se a pressão e volta-se a b. isto é feito até haver convergência.

Ao se chegar à base do *riser*, é possível calcular o estado do *pipeline*. Por continuidade, podemos escrever para as variáveis do *pipeline*:

$$P_g = P_b = P_{i=N} \quad (3.74)$$

$$\begin{cases} j_g = j_{gb} \\ j_o = j_{ob} \\ j_w = j_{wb} \end{cases} \quad (3.75)$$

Para calcular a fração de vazio, pode-se usar um procedimento semelhante ao feito em Baliño (2008), utilizando as equações (2.31) até (2.41), *c.f.* seção 2.2.2 deste relatório.

Utilizando o modelo homogêneo para a fase líquida, podemos escrever

$$j_l = j_o + j_w \quad (3.76)$$

$$u = \frac{j_o}{\alpha_o} = \frac{j_w}{\alpha_w} \quad (3.77)$$

$$\rho_l = \frac{\alpha_o \rho_o + \alpha_w \rho_w}{\alpha_o + \alpha_w} = \frac{\rho_o + \frac{j_w}{j_o} \rho_w}{1 + \frac{j_w}{j_o}} \quad (3.78)$$

$$\mu_l = \frac{\alpha_o \mu_o + \alpha_w \mu_w}{\alpha_o + \alpha_w} = \frac{\mu_o + \frac{j_w}{j_o} \mu_w}{1 + \frac{j_w}{j_o}} \quad (3.79)$$

Usando as relações (2.33) e (2.34) o problema numérico se reduz a achar a fração de parede molhada γ que é raiz da função definida na eq. (2.31). Sabendo que esta função é crescente com γ pode-se utilizar um método de dicotomia. Pode-se então calcular a fração de vazio do *pipeline*, α_p , a partir da relação (2.34).

1. Começa-se com $\gamma_{\min} = 0$ e $\gamma_{\max} = 1$.
2. Testa-se a função (2.31) para $\gamma = (\gamma_{\min} + \gamma_{\max})/2$
 - a. Se o resultado for positivo (γ muito grande), $\gamma_{\max} = \gamma$
 - b. Se o resultado for negativo (γ muito pequeno), $\gamma_{\min} = \gamma$

3. Se $(\gamma_{\max} - \gamma_{\min})$ for menor que a precisão desejada, então a resposta é $\gamma = (\gamma_{\min} + \gamma_{\max})/2$
4. Se $(\gamma_{\max} - \gamma_{\min})$ for maior que a precisão desejada, então volta-se para 2.

3.4 Teste das rotinas programadas

3.4.1 Integração das Equações em Estado Estacionário

Para testar as rotinas programadas, foram rodados casos e seus resultados foram confrontados com os de Baliño (2008), cujas rotinas implementam o mesmo modelo e apresentaram resultados satisfatórios. A idéia é que se forem simulados os mesmos escoamentos sob as mesmas hipóteses deve-se chegar aos mesmos resultados. Para tal, foram necessárias algumas modificações das rotinas, como explicado a seguir.

As simulações feitas em Baliño (2008) utilizam água e ar, enquanto todo o modelo com vaporização deste TF se baseia na vazão de óleo. Então, para as simulações o óleo representou a água, e a fase água foi tornada inexistente fazendo $WOR = 0$. Para fixar a vazão de gás, foi fixada uma GOR conveniente. As rotinas auxiliares que calculam as propriedades foram modificadas para tornar a água incompressível e o gás ideal, assim como para devolverem os mesmos valores de viscosidades utilizados. A única modificação no código principal foi fixar a pressão logo antes da válvula igual à pressão do separador em Baliño (2008).

As rotinas de estado estacionário para a parte do *riser* foram programadas independentes da programação do *pipeline* e portanto puderam ser testadas. Elas funcionam. Há um desvio desprezível face às aproximações feitas pelo modelo (da ordem de 0,1%) entre alguns valores, que provavelmente se dão por efeitos numéricos, já que a lógica de programação utilizada aqui foi sensivelmente diferente da utilizada em Baliño (2008) e que o problema é altamente não linear.

3.4.2 Correlações para as Propriedades dos Fluido

As correlações foram testadas a partir dos exemplos do livro de McCain (1990). Essa fonte foi escolhida por ser uma referência muito usada na engenharia do petróleo. Os resultados estão na Tabela 2.

Nome da variável (Unidade)	Exemplo	Dados	Esperado	Obtido	Erro (%)
		GSG=0,818, 2100psig (144,8bar rel.) e 220°F			
Fator volume de formação do gás, Bg (-)	6.3	(104,4°C)	0,0077	0,0078	0,7
Viscosidade gás 1atm (cP)	6.10	200°F (93,3°C) e 1atm	0,0125	0,0124	-0,8
		GSG=0,818, 2100psig (144,8bar rel.) e 220°F			
Viscosidade gás (cP)	6.11	(104,4°C)	0,0182	0,0183	0,5
		GSG=0,786, OSG=40,7°API, GOR = 768scf/STB (136,79)			
Pressão no ponto de bolha, Pb (psia)	11.1	e 220°F (104,4°C)	2685	2587,6	-3,6
Fator de Solubilidade, Rs (scf/STB)	11.2	Idem 11.1, P=2685psia	768	767,7	0,0
Fator de Solubilidade, Rs (scf/STB)	11.2	Idem 11.1, P=2414psia	676	676,2	0,0
Fator de Solubilidade, Rs (scf/STB)	11.2	Idem 11.1, P=2165psia	594	594,0	0,0
Fator de Solubilidade, Rs (scf/STB)	11.2	Idem 11.1, P=1915psia	513	513,3	0,1
Fator de Solubilidade, Rs (scf/STB)	11.2	Idem 11.1, P=1665psia	434	434,7	0,2
Fator de Solubilidade, Rs (scf/STB)	11.2	Idem 11.1, P=1415psia	358	358,5	0,1
Fator de Solubilidade, Rs (scf/STB)	11.2	Idem 11.1, P=1165psia	284	284,9	0,3
Fator de Solubilidade, Rs (scf/STB)	11.2	Idem 11.1, P=915psia	214	214,5	0,2
Fator de Solubilidade, Rs (scf/STB)	11.2	Idem 11.1, P=665psia	147	147,8	0,5
Fator de Solubilidade, Rs (scf/STB)	11.2	Idem 11.1, P=415psia	86	86,0	0,0
Fator de Solubilidade, Rs (scf/STB)	11.2	Idem 11.1, P=165psia	31	31,32	1,0
F. Vol. Form. óleo, Bo (res bbl/STB)	11.11	Idem 11.1, P=2685psia	1,469	1,511	2,9
F. Vol. Form. óleo, Bo (res bbl/STB)	11.11	Idem 11.1, P=2414psia	1,418	1,459	2,9
F. Vol. Form. óleo, Bo (res bbl/STB)	11.11	Idem 11.1, P=2165psia	1,372	1,413	3,0
F. Vol. Form. óleo, Bo (res bbl/STB)	11.11	Idem 11.1, P=1915psia	1,329	1,367	2,9
F. Vol. Form. óleo, Bo (res bbl/STB)	11.11	Idem 11.1, P=1665psia	1,287	1,324	2,9
F. Vol. Form. óleo, Bo (res bbl/STB)	11.11	Idem 11.1, P=1415psia	1,248	1,282	2,7
F. Vol. Form. óleo, Bo (res bbl/STB)	11.11	Idem 11.1, P=1165psia	1,211	1,242	2,5
F. Vol. Form. óleo, Bo (res bbl/STB)	11.11	Idem 11.1, P=915psia	1,176	1,204	2,3
F. Vol. Form. óleo, Bo (res bbl/STB)	11.11	Idem 11.1, P=665psia	1,144	1,168	2,1
F. Vol. Form. óleo, Bo (res bbl/STB)	11.11	Idem 11.1, P=415psia	1,116	1,136	1,8
F. Vol. Form. óleo, Bo (res bbl/STB)	11.11	Idem 11.1, P=165psia	1,091	1,108	1,5
		GSG=0,786, OSG=40,7°API, GOR = 768 scf/STB (136,79)			
Dead oil viscosity (cP)**	11.18	e 220°F (104,4°C), Pb = 2685psia	1,15	1,13	-1,4
Saturated black Oil Viscosity (cP)	11.18	Idem 11.18	0,36	0,35	-2,2
Oil Viscosity (cP)	11.19	Idem 11.18, P = 5015psia	0,46	0,45	-2,7
Fator volume de formação da água, Bw (-)	16.5	3161psig (218bar rel.) e 165°F (73,9°C)	1,022	1,0222	0,0
		3161psig (218bar rel.) e 165°F (73,9°C)			
Viscosidade água (cP)	16.11	Idem 11.1, P=2685psia	0,49	0,42	-15,3
Densidade do óleo (kg/m³)	*	Idem 11.1, P=2685psia	646,35	631,04	-2,4

Densidade do óleo (kg/m ³)	*	Idem 11.1, P=2414psia	658,49	642,76	-2,4
Densidade do óleo (kg/m ³)	*	Idem 11.1, P=2165psia	670,33	653,93	-2,4
Densidade do óleo (kg/m ³)	*	Idem 11.1, P=1915psia	681,59	665,49	-2,4
Densidade do óleo (kg/m ³)	*	Idem 11.1, P=1665psia	693,32	677,32	-2,3
Densidade do óleo (kg/m ³)	*	Idem 11.1, P=1415psia	704,56	689,36	-2,2
Densidade do óleo (kg/m ³)	*	Idem 11.1, P=1165psia	715,62	701,48	-2,0
Densidade do óleo (kg/m ³)	*	Idem 11.1, P=915psia	726,73	713,56	-1,8
Densidade do óleo (kg/m ³)	*	Idem 11.1, P=665psia	737,03	725,38	-1,6
Densidade do óleo (kg/m ³)	*	Idem 11.1, P=415psia	746,17	736,65	-1,3
Densidade do óleo (kg/m ³)	*	Idem 11.1, P=165psia	754,63	746,76	-1,0

* Utilizando os resultados dos exemplos 11.2 e 11.1

** A temperatura excedia a faixa de confiança da correlação (220°F > 175°F)

Tabela 2: Comparação das correlações para cálculo das propriedades com exemplos de McCain (1990)

Conclui-se que os resultados batem satisfatoriamente. A viscosidade da água apresentou um desvio um pouco maior, mas a correlação utilizada deu bons resultados em Paz & Baliño (2009). De qualquer forma, os erros na viscosidade da água têm um efeito pequeno, já que este se dá pelo fator de atrito, eq. (2.24), calculado a partir do número de Reynolds, eqs. (2.25) e (2.40).

Vale salientar que na simulação da viscosidade do óleo morto (*Dead Oil Viscosity*) a temperatura excedia a faixa de confiabilidade da correlação e mesmo assim esta forneceu bons resultados. Isso mostra certa robustez da correlação.

4 Validação das rotinas

Para a validação das rotinas de estado estacionário com transferência de massa seus resultados foram comparados com os do software comercial OLGA® (www.sptgroup.com) rodando alguns casos inspirados em dados de produção da Petrobrás. Também serão comparadas tendências, como a influência nos resultados devido a mudanças de GOR e vazão.

4.1 Problema-exemplo principal

A geometria do problema-exemplo é algo próximo do que se encontra nas instalações de extração de petróleo *offshore*. Ele deve apresentar regime estratificado no *pipeline*, uma das hipóteses fundamentais do modelo, e também baixas vazões dado que a intermitência severa ocorre mais nessas condições. Como parâmetro para as vazões, será utilizada a curva de estabilidade de Baliño (2008, p. 128), reproduzida abaixo:

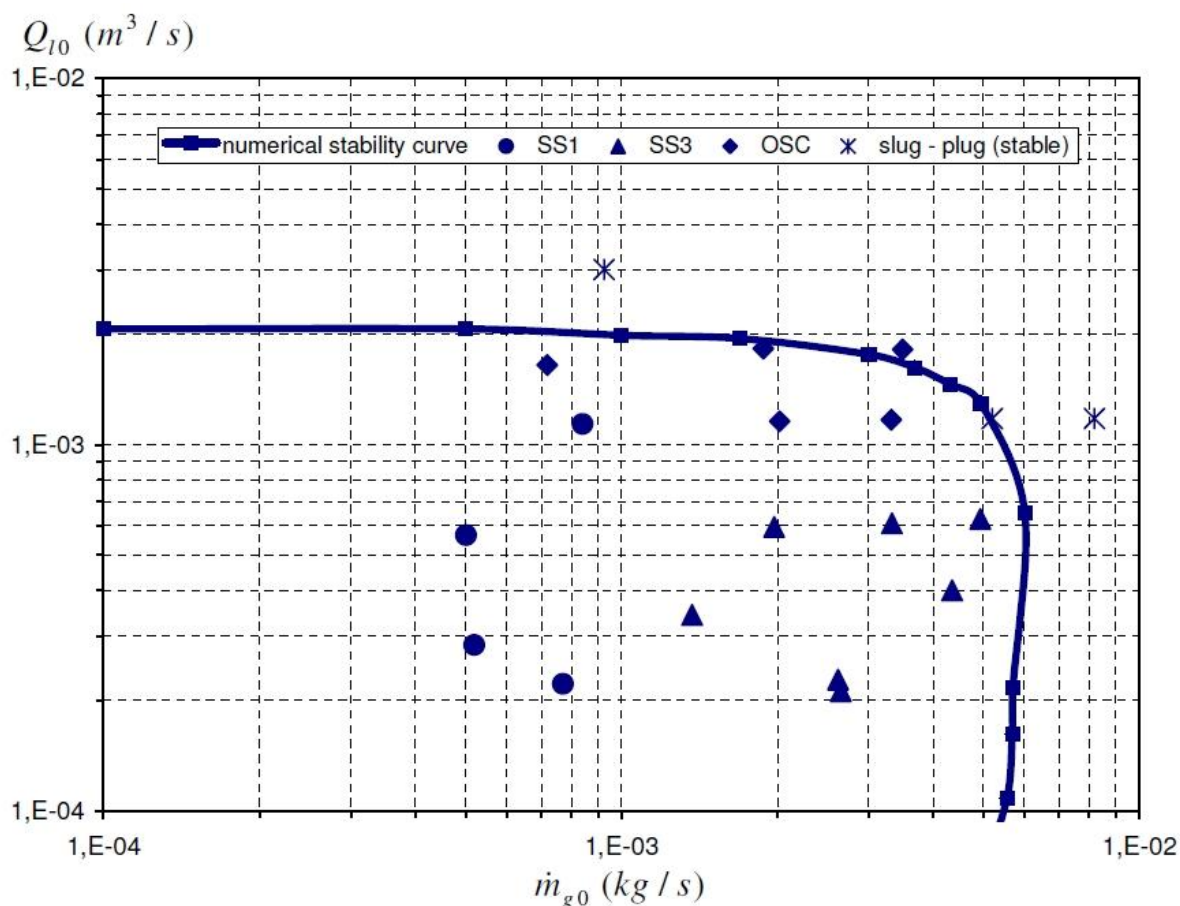


Fig. 8: Fronteiras de estabilidade para simulação com água + ar (Baliño, 2008)

Da figura podem-se tirar dois valores de fluxo volumétrico significativos para a intermitência severa, para o líquido e para o gás. Conhecendo a área da seção ($2,165 m^2$), pode-se escrever:

$$\begin{cases} j_l = 0,924 \text{ m/s} \\ j_g = 2,771 \text{ m/s} \end{cases} \quad (4.1)$$

O caso simulado para construção dessas fronteiras de estabilidade se afasta um pouco do que se deseja simular aqui: há apenas água e ar sem transferência de massa entre as fases e o riser possui apenas 9,886 m de altura. Mesmo assim, esses valores podem ser usados como referência para criar um problema-exemplo que seja representativo do fenômeno de intermitência severa.

No entanto, o software OLGA não lida bem com vazões tão baixas. Seus resultados possuíam mudanças do padrão de escoamento ao longo do *riser*, levando a saltos nas propriedades. Os gráficos ficavam muito pouco apreciáveis e foi necessário simular um caso com velocidades um pouco superiores.

O caso principal a ser simulado é descrito nas tabelas Tabela 3 a Tabela 5:

Variável de entrada	Valor	Unidade	Comentários
Diâmetro do <i>pipeline</i>	4	in	
Comprimento do <i>pipeline</i>	1500	m	
Inclinação do <i>pipeline</i>	2	°	Positiva para conduto descendente
Diâmetro do <i>riser</i>	4	in	
Comp. vertical do <i>riser</i>	1300	m	
Comp. horizontal do <i>riser</i>	845	m	
Comp. total do <i>riser</i>	1649	m	
Rugosidade interna	46	µm	Pipeline e riser
Abertura válvula de <i>choke</i>	128	1/64 "	

Tabela 3: Geometria dos condutos do problema-exemplo principal

Variável de entrada	Valor	Unidade	Comentários
Vazão de gás	5	st m3/s	
GOR	436	[adm]	
WOR	0,5	[adm]	
Densidade do óleo	36,59	° API	
Densidade do gás	0,667	[adm]	Ar na cond. Padrão = 1
Temperatura	333	K	
Salinidade da água	0	% w NaCl	

Tabela 4: Condições do escoamento para problema-exemplo principal

Número de nós do <i>riser</i>	1650
Precisão	10 ⁻⁶
Subrelaxação	0,5

Tabela 5: Parâmetros numéricos da simulação

Seguem os gráficos obtidos pela rotina em MatLab e pelo software OLGA®.

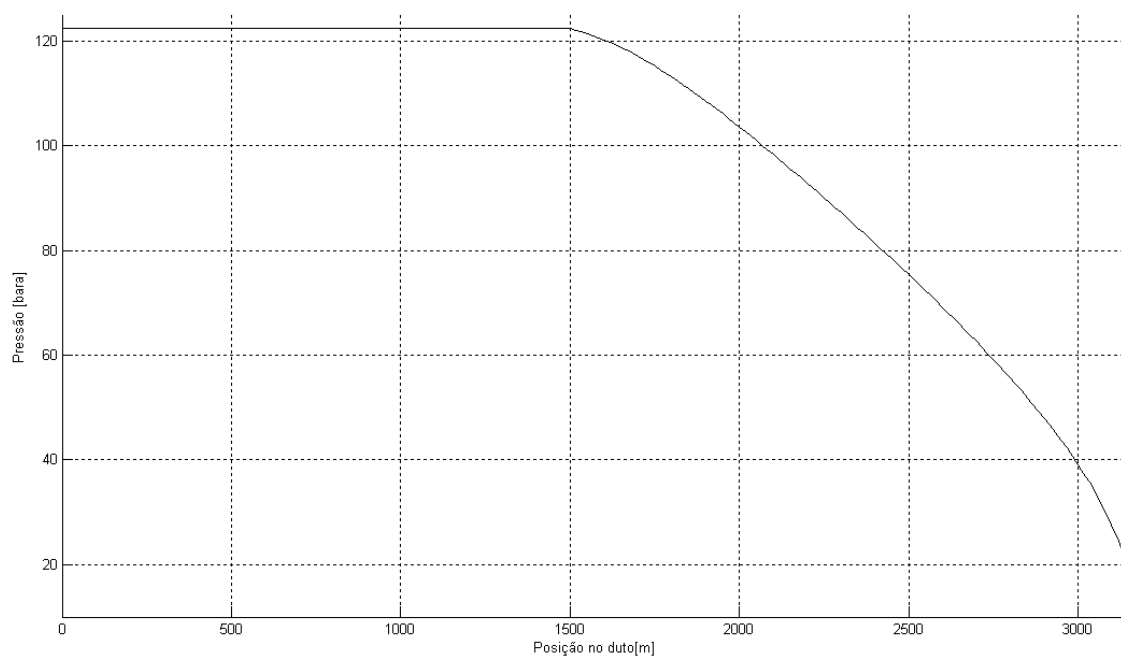


Fig. 9: Pressão pela rotina de MatLab, problema-exemplo principal

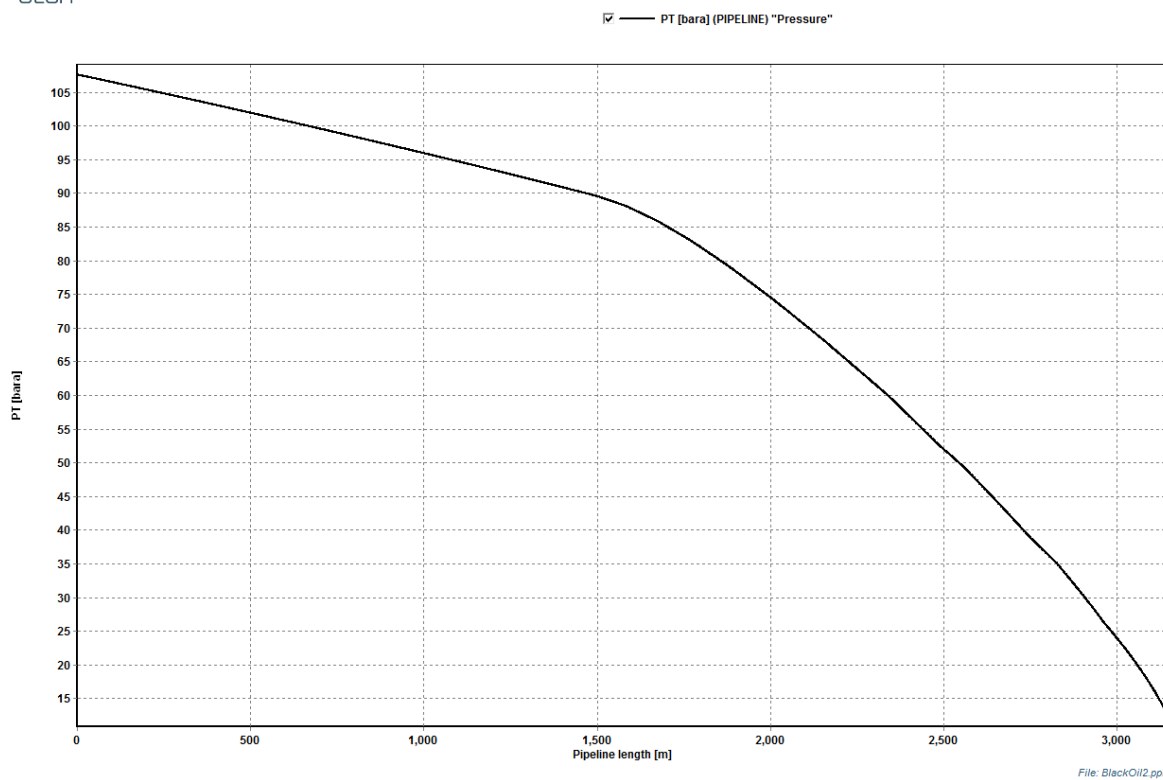


Fig. 10: Pressão pelo software OLGA, problema-exemplo principal

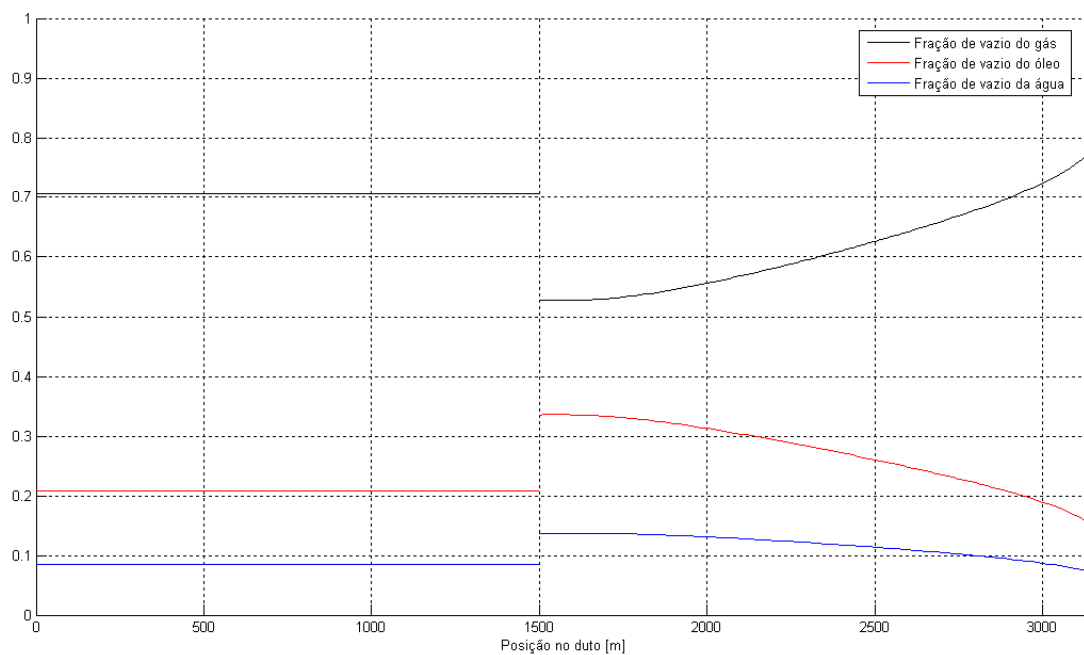


Fig. 11: Frações volumétricas pela rotina de MatLab, problema-exemplo principal

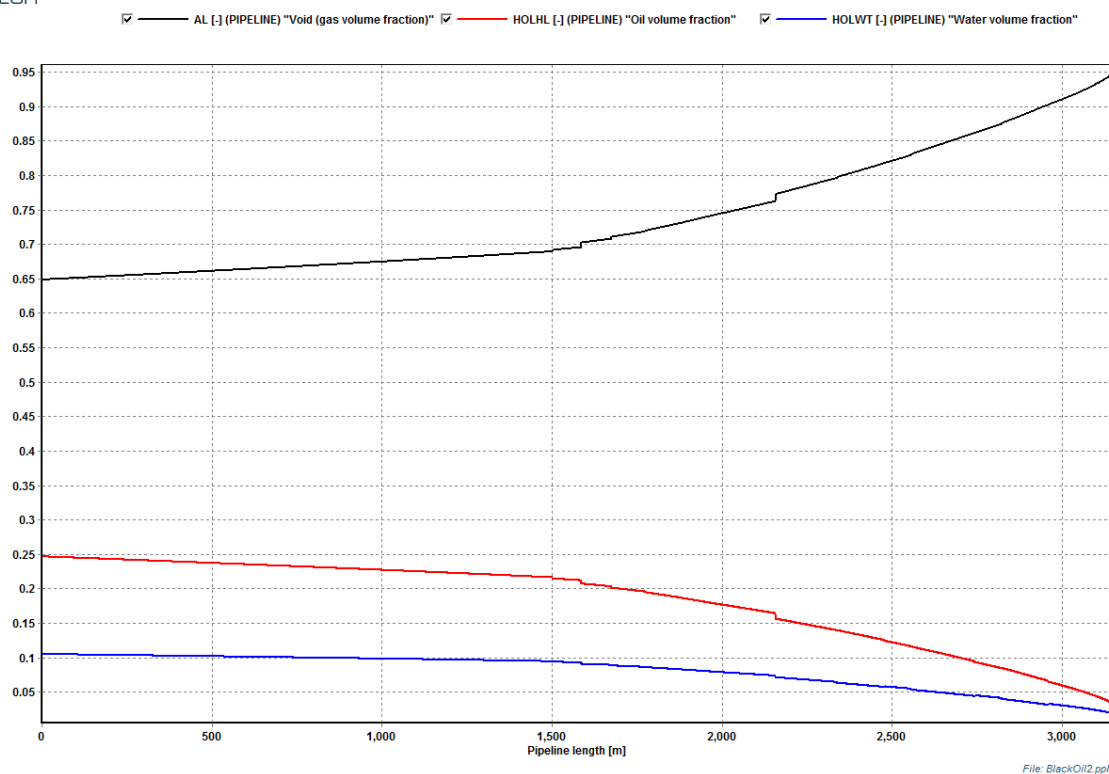


Fig. 12: Frações volumétricas pelo software OLGA, problema-exemplo principal

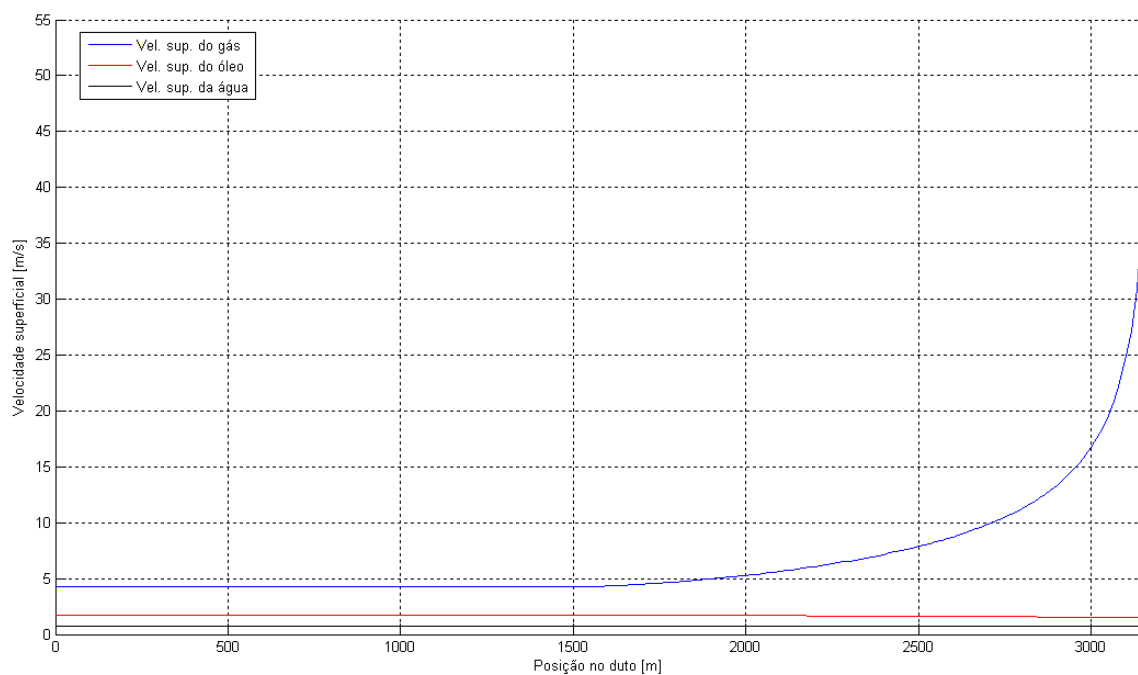


Fig. 13: Velocidades superficiais pela rotina de MatLab, problema-exemplo principal

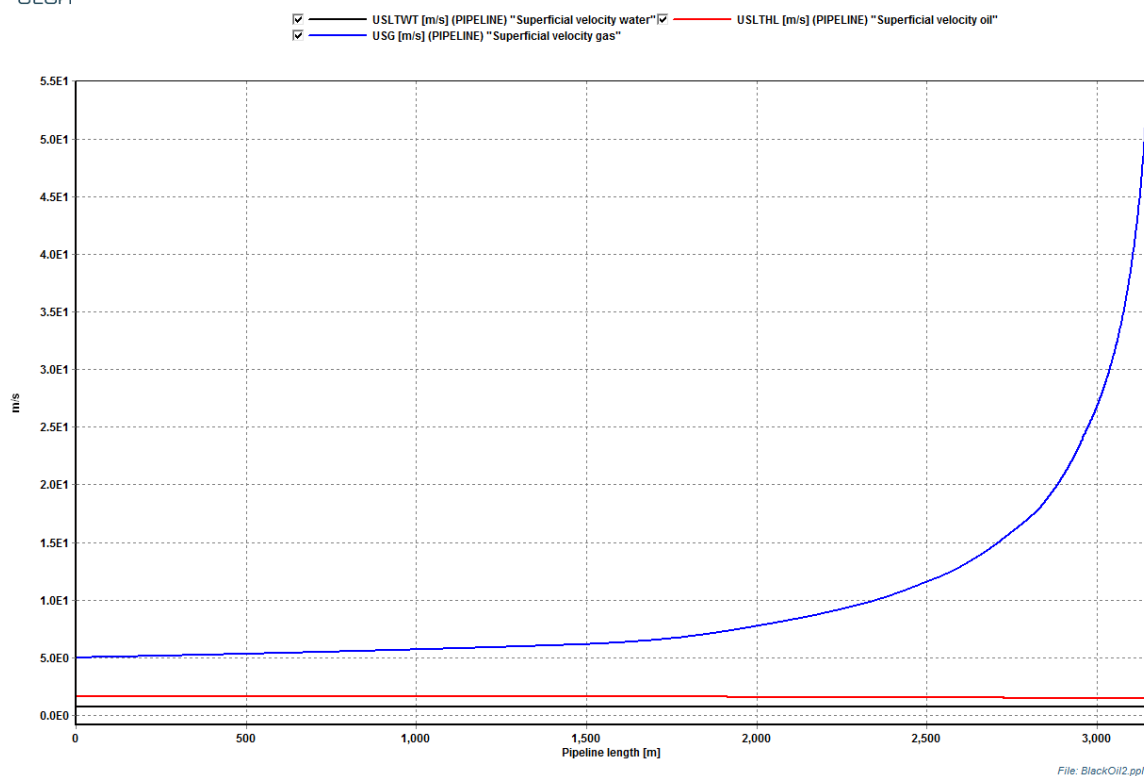


Fig. 14: Velocidades superficiais pelo software OLGA, problema-exemplo principal

Pode-se notar que ambos os programas seguem as mesmas tendências nos gráficos de pressão, fração de vazio e velocidade superficial.

A pressão no *pipeline* no modelo em MatLab aparece no gráfico como constante pois sua queda não é de interesse para o modelo em questão. Ela poderia ter sido modelada usando as equações diferenciais para a pressão no *pipeline* para qualquer uma das fases, como exposto em Baliño (2008, pp. 31-32, eqs. 2.30 e 2.31).. A fração de vazio apresenta uma descontinuidade na base do *riser* devido à transição entre dois padrões de escoamento impostos, estratificado para golfada (*slug*).

O software OLGA introduz quedas de pressão e outras variações das propriedades no *pipeline*. Por essa razão, a pressão, fração de vazio e velocidades superficiais da base do *riser* foram tomadas como sendo aquelas do *pipeline* para os resultados do OLGA. Por isso a linha *Pipeline** apresenta um asterisco: trata-se dos valores para o *pipeline* no modelo de MatLab e dos valores na base do *riser* para o modelo de OLGA.

		OLGA	MatLab	Δ (%)
Pressão [bar]	<i>Pipeline*</i>	90	122	35,6
	<i>Topo riser</i>	12	18,7	55,8
	<i>DP riser</i>	80	103,7	29,6
Fração de vazio []	<i>Pipeline*</i>	0,69	0,707	2,5
	<i>Base riser</i>	0,69	0,528	23,5
	<i>Topo riser</i>	0,95	0,781	17,8
Vel. sup. gás [m/s]	<i>Pipeline*</i>	6,2	4,2	32,3
	<i>Topo riser</i>	54	36,9	31,7
Vel. Sup. líq [m/s]	<i>Base riser</i>	2,36	2,45	3,8

Tabela 6: Comparação entre os resultados da rotina em MatLab com os do software OLGA

Percebem-se algumas diferenças entre os resultados, que devem ser analisadas.

Primeiramente a pressão no topo do *riser*, pelo modelo de válvula de *choke* bloqueada, depende exclusivamente das vazões volumétricas, que são condições de entrada do programa. Então podemos concluir que o modelo de válvula usado pelo software OLGA é diferente. Se o modelo fosse o mesmo, a pressão seria a mesma e poder-se-ia analisar os outros parâmetros de forma mais precisa. Isso pode ser conseguido curto-circuitando a função da válvula no código em MatLab e colocando uma pressão de 12bar a montante da válvula. Temos então os seguintes resultados:

		OLGA	MatLab	%
Pressão [bar]	Pipeline*	90	121	34,4
	Topo riser	12	12	0,0
	DP riser	80	109,1	36,4
Fração de vazio []	Pipeline*	0,69	0,708	2,6
	Base riser	0,69	0,531	23,0
	Topo riser	0,95	0,799	15,9
Vel. sup. gás [m/s]	Pipeline*	6,2	4,3	30,6
	Topo riser	54	58,4	8,1
Vel. Sup. líq [m/s]	Base riser	2,36	2,442	3,5

Tabela 7: Comparação entre os resultados da rotina em MatLab com os do software OLGA, mesma pressão do topo do riser

Usando a mesma pressão no topo do *riser*, a mudança mais significativa é o melhor casamento entre a velocidade superficial do gás no topo do *riser*. Ainda se verificam diferenças na queda de pressão e nas frações de vazio. Olhando a seção 3.3 (Cálculo do estado estacionário), vê-se que a queda de pressão é função da fração de vazio, e que esta é calculada a partir da correlação de *drift*. Para este foi usado o modelo de Bendiksen (1984), que pode ser a causa das diferenças. Se fosse usado um modelo que desse frações volumétricas semelhantes aos do software OLGA, poder-se-ia saber se a fórmula para a queda de pressão ainda daria muitas diferenças. Uma solução simples para isso foi a adição de uma linha de código na função que calcula a fração de vazio aumentando-a “artificialmente” como de 0,12 na eq. (4.2).

$$\alpha = \alpha_{drift} + 0,12 \quad (4.2)$$

O intuito é poder separar os resultados da correlação de *drift* dos da integração da queda de pressão entre um nó e outro. Seguem os resultados:

		OLGA	MatLab	%
Pressão [bar]	Pipeline*	90	95,3	5,9
	Topo riser	12	12	0,0
	DP riser	80	83,3	4,1
Fração de vazio []	Pipeline*	0,69	0,721	4,5
	Base riser	0,69	0,713	3,3
	Topo riser	0,95	0,919	3,3
Vel. sup. gás [m/s]	Pipeline*	6,2	5,88	5,2
	Topo riser	54	58,4	8,1
Vel. Sup. líq [m/s]	Base riser	2,36	2,38	0,8

Tabela 8: Comparação entre os resultados da rotina em MatLab com os do software OLGA, correção da fração de vazio

“Ajustando” a fração de vazio há um acerto muito maior entre os valores de todas as grandezas. Pode-se concluir que as diferenças entre os resultados do modelo em MatLab e do software OLGA se dão principalmente por:

- Diferente modelo de válvula de *choke*.
- Diferente lei de escorregamento que calcula as frações de vazio.

4.2 Análise paramétrica

Nesta parte, o problema-exemplo principal é mudado em algumas variáveis cruciais mantendo as outras constantes para se ver a influência nos resultados. Para os resultados do software OLGA foram novamente escolhidos os valores na base do *riser* como representativos do *pipeline*. Isto foi feito pois neste programa há variação das propriedades do escoamento ao longo do *pipeline*, enquanto que na rotina de MatLab o *pipeline* é representado por um modelo de parâmetros concentrados que toma como valor de pressão a pressão na base do *riser*.

4.2.1 Vazão

Diminuindo a vazão em 20%, tem-se os seguintes resultados:

$Q_{g0} = 4 \text{ st m}^3/\text{s}$; $Q_{o0} = 0,009174 \text{ st m}^3/\text{s}$; $Q_{w0} = 0,004587 \text{ st m}^3/\text{s}$;

		MatLab			OLGA		
		Princ.	Vazão -20%	%	Princ.	Vazão -20%	%
Pressão [bar]	Pipeline*	122	105	-13,9	90	76	-15,6
	Topo riser	18,7	15,2	-18,7	12	10	-16,7
	DP riser	103,7	89,9	-13,3	80	66	-17,5
Fração de vazio []	Pipeline*	0,707	0,757	7,1	0,69	0,72	4,3
	Base riser	0,528	0,569	7,8	0,69	0,72	4,3
	Topo riser	0,781	0,789	1,0	0,95	0,95	0,0
Vel. sup. gás [m/s]	Pipeline*	4,2	4,145	-1,3	6,2	6,2	0,0
	Topo riser	36,9	36,74	-0,4	54	55	1,9
Vel. Sup. líq [m/s]	Base riser	2,45	1,92	-21,6	2,36	1,83	-22,5

Tabela 9: Análise paramétrica, diminuição da vazão

Percebe-se que ambos os modelos seguem as mesmas tendências: quando diminuições consideráveis se verificam em um elas aparecem também no outro, por exemplo. O único valor discrepante é a velocidade superficial do gás, que diminui 0,4% no modelo de MatLab enquanto aumenta 1,9% segundo o software OLGA. Essa diferença no entanto é pequena, e o valor obtido da curva era de difícil leitura (ver a Fig. 20).

Aumentando a vazão em 20%, tem-se os seguintes resultados:

$Q_{g0} = 6 \text{ st m}^3/\text{s}$; $Q_{o0} = 0,013761 \text{ st m}^3/\text{s}$; $Q_{w0} = 0,006881 \text{ st m}^3/\text{s}$;

		MatLab			OLGA		
		Princ.	Vazão +20%	%	Princ.	Vazão +20%	%
Pressão [bar]	Pipeline*	122	139,6	14,4	90	100	11,1
	Topo riser	18,7	22,2	18,7	12	15	25,0
	DP riser	103,7	117,4	13,2	80	85	6,3
Fração de vazio []	Pipeline*	0,707	0,657	-7,1	0,69	0,67	-2,9
	Base riser	0,528	0,4882	-7,5	0,69	0,67	-2,9
	Topo riser	0,781	0,7717	-1,2	0,95	0,94	-1,1
Vel. sup. gás [m/s]	Pipeline*	4,2	4,23	0,7	6,2	6,5	4,8
	Topo riser	36,9	36,93	0,1	54	55	1,9
Vel. Sup. líq [m/s]	Base riser	2,45	3,00	22,4	2,36	3	27,1

Tabela 10: Análise paramétrica, aumento da vazão

Como na diminuição de vazão, percebe-se que ambos os modelos seguem as mesmas tendências.

Seguem as curvas da análise paramétrica da vazão.

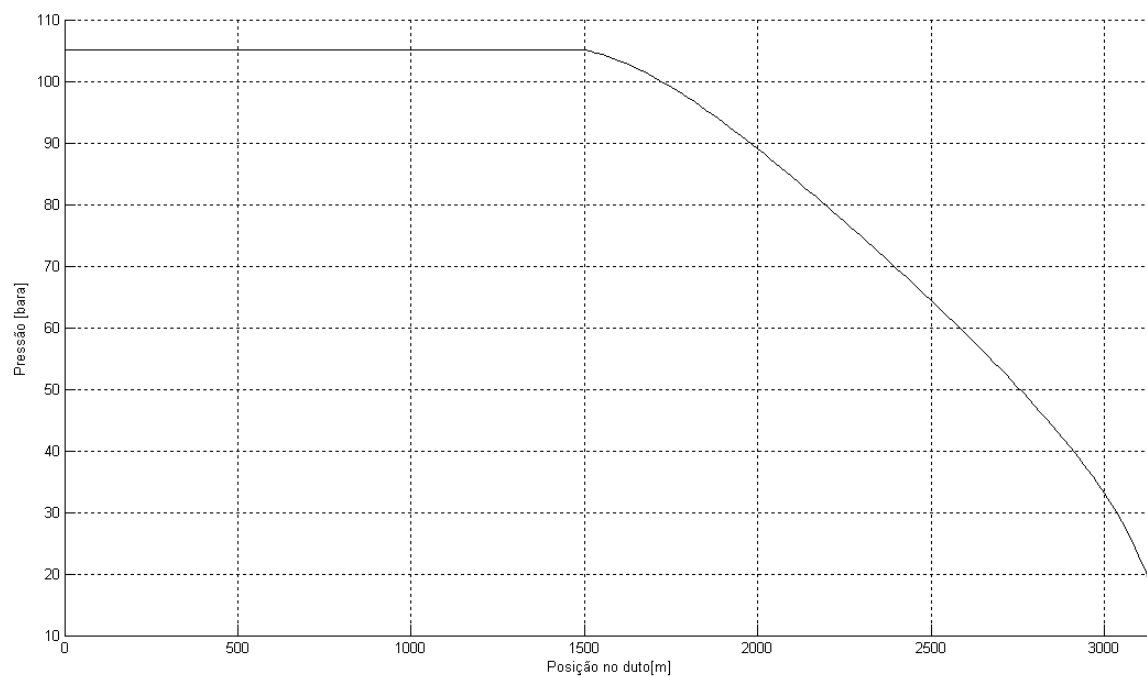


Fig. 15: Pressão pela rotina de MatLab, vazão 20% inferior

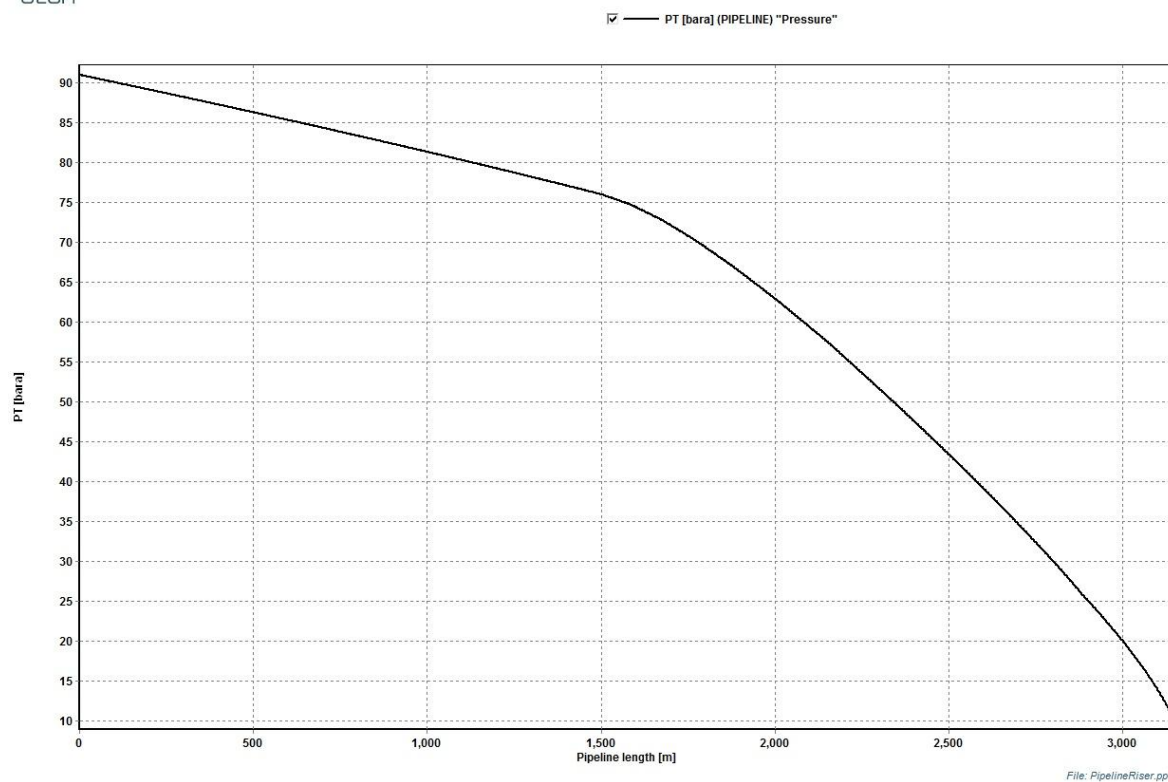


Fig. 16: Pressão pelo software OLGA, vazão 20% inferior

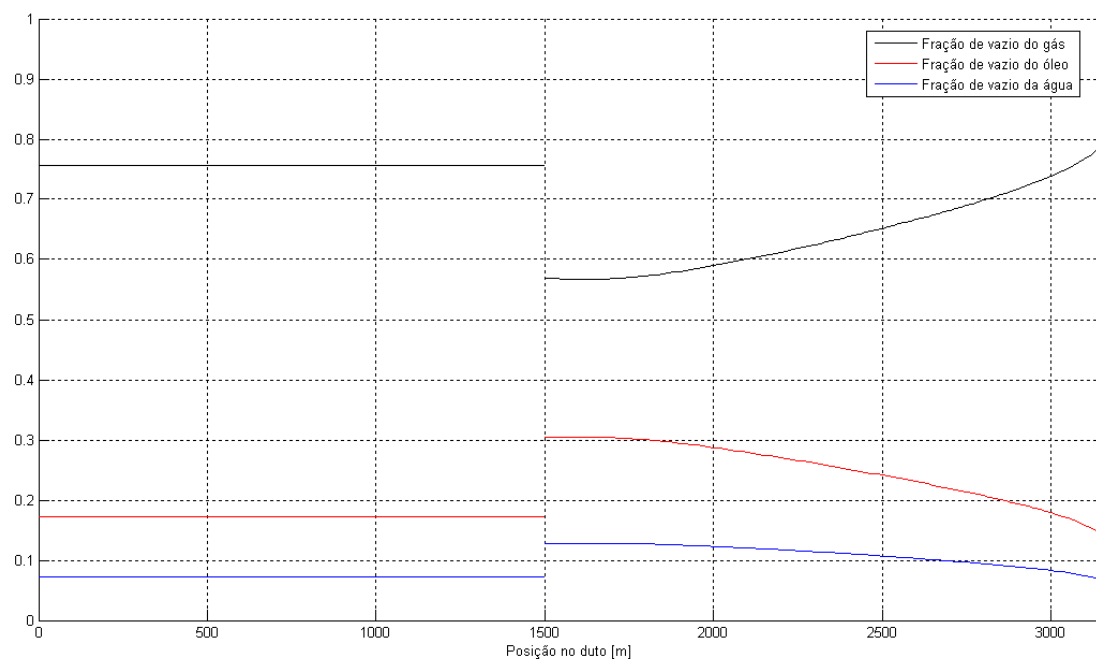


Fig. 17: Frações volumétricas pela rotina de MatLab, vazão 20% inferior

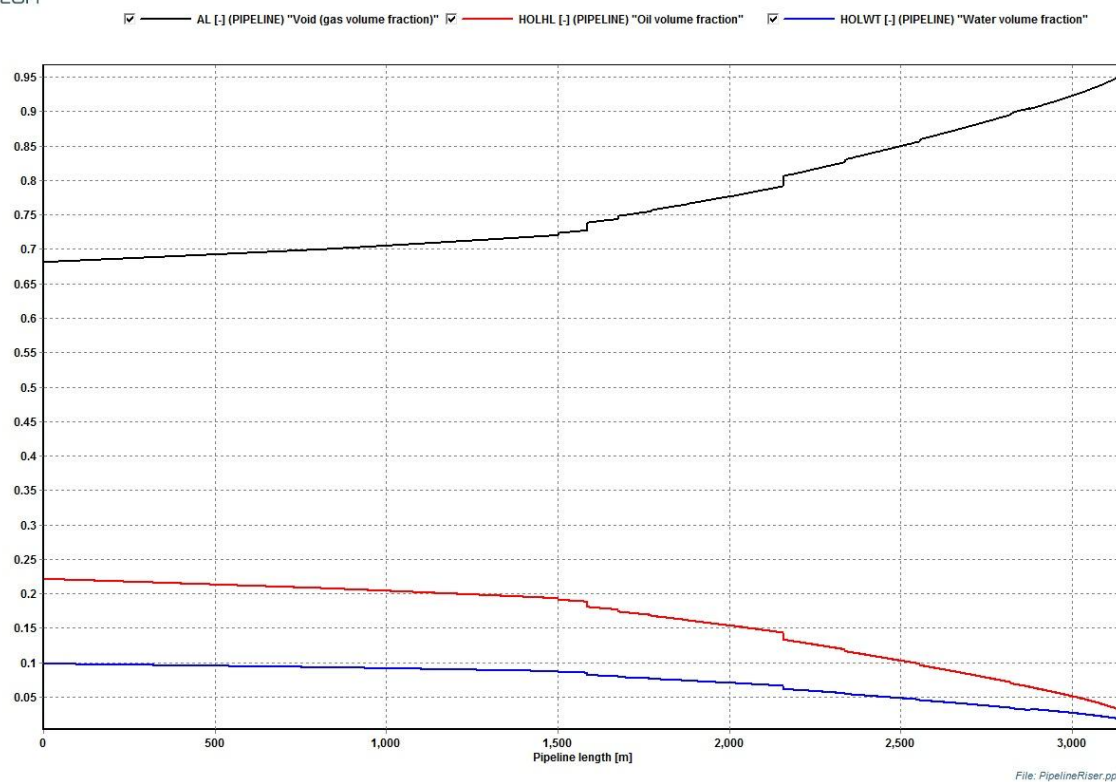


Fig. 18: Frações volumétricas pelo software OLGA, vazão 20% inferior

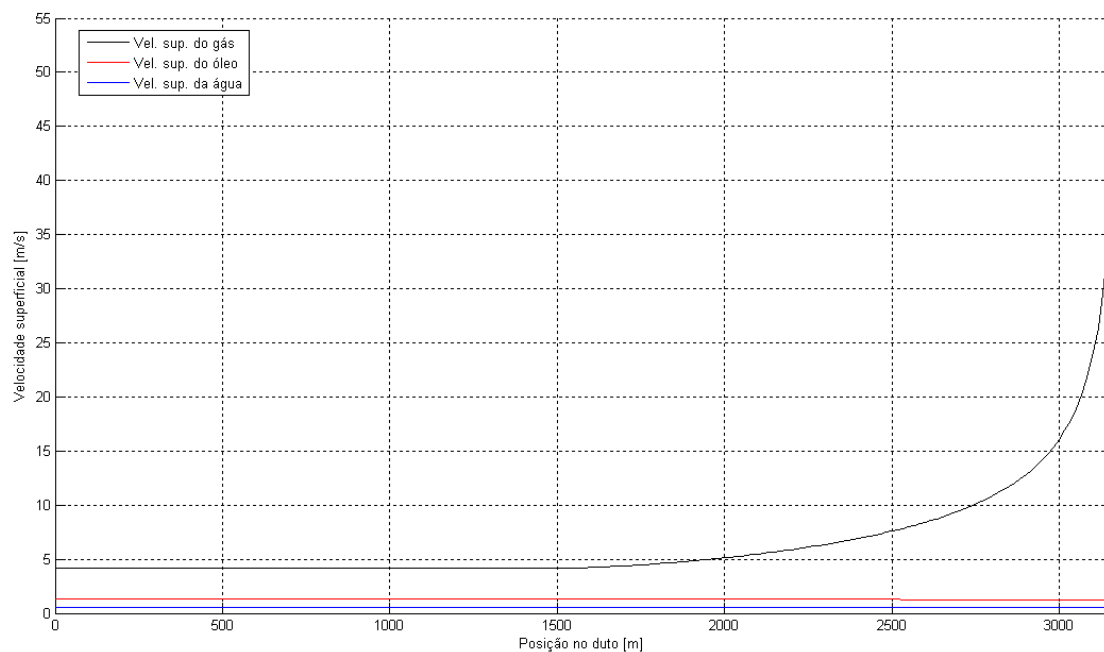


Fig. 19: Velocidades superficiais pela rotina de MatLab, vazão 20% inferior

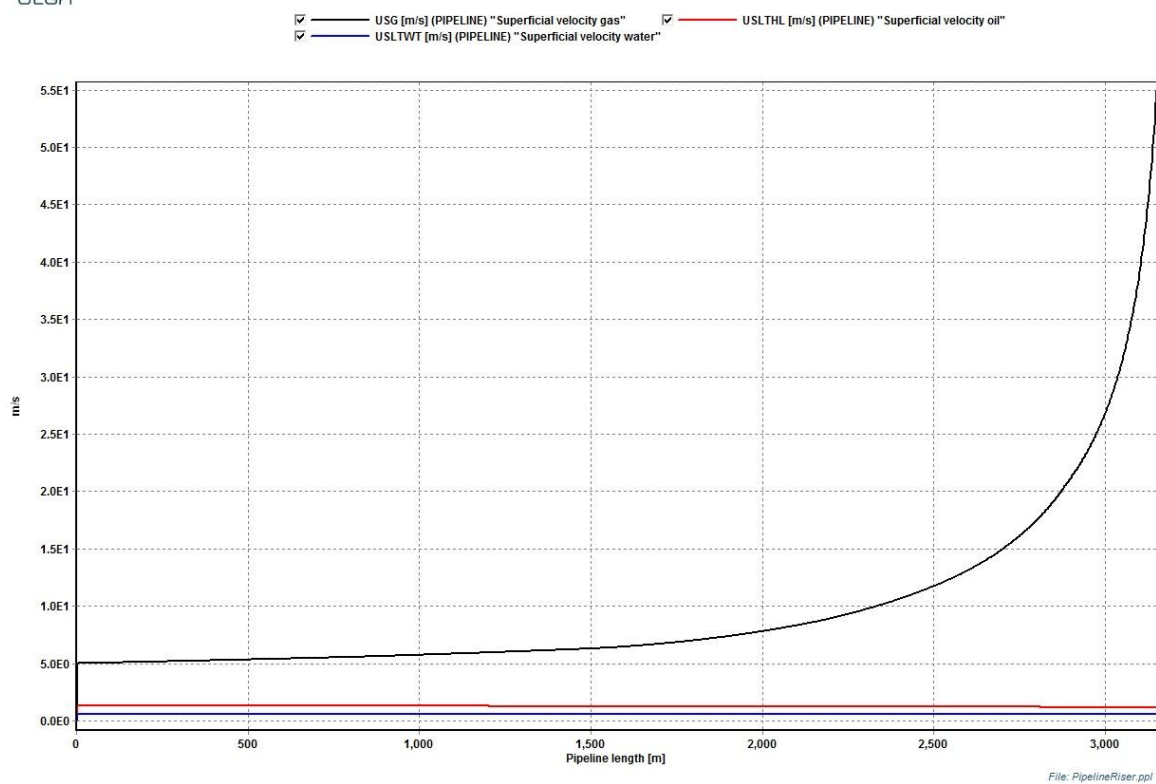


Fig. 20: Velocidades superficiais pelo software OLGA, vazão 20% inferior

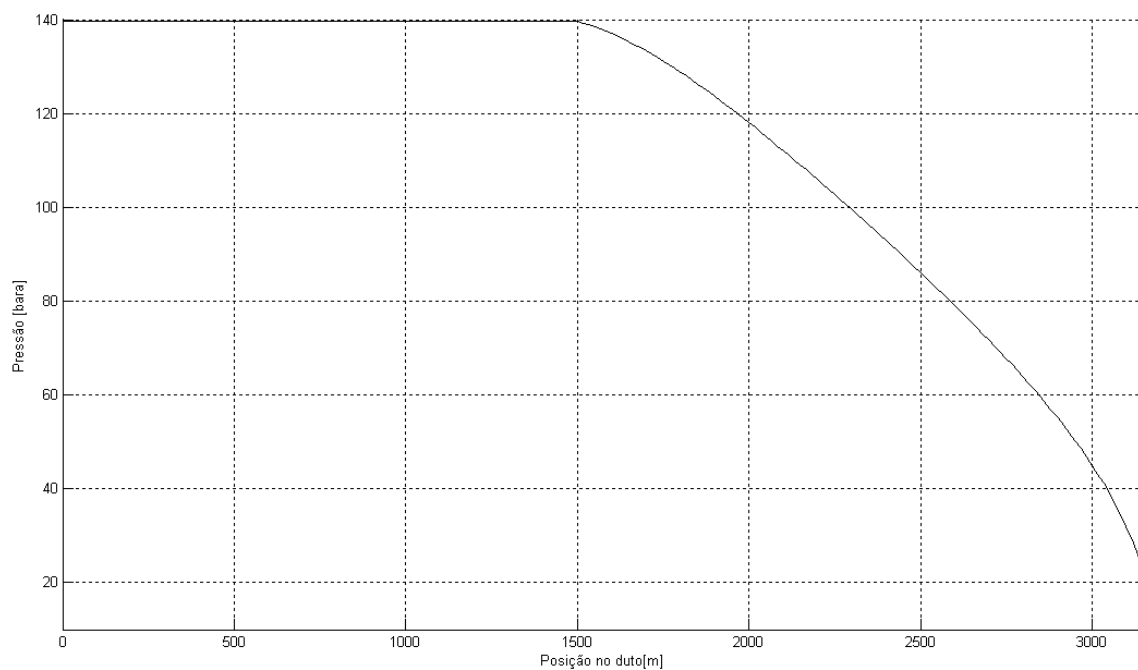


Fig. 21: Pressão pela rotina de MatLab, vazão 20% superior

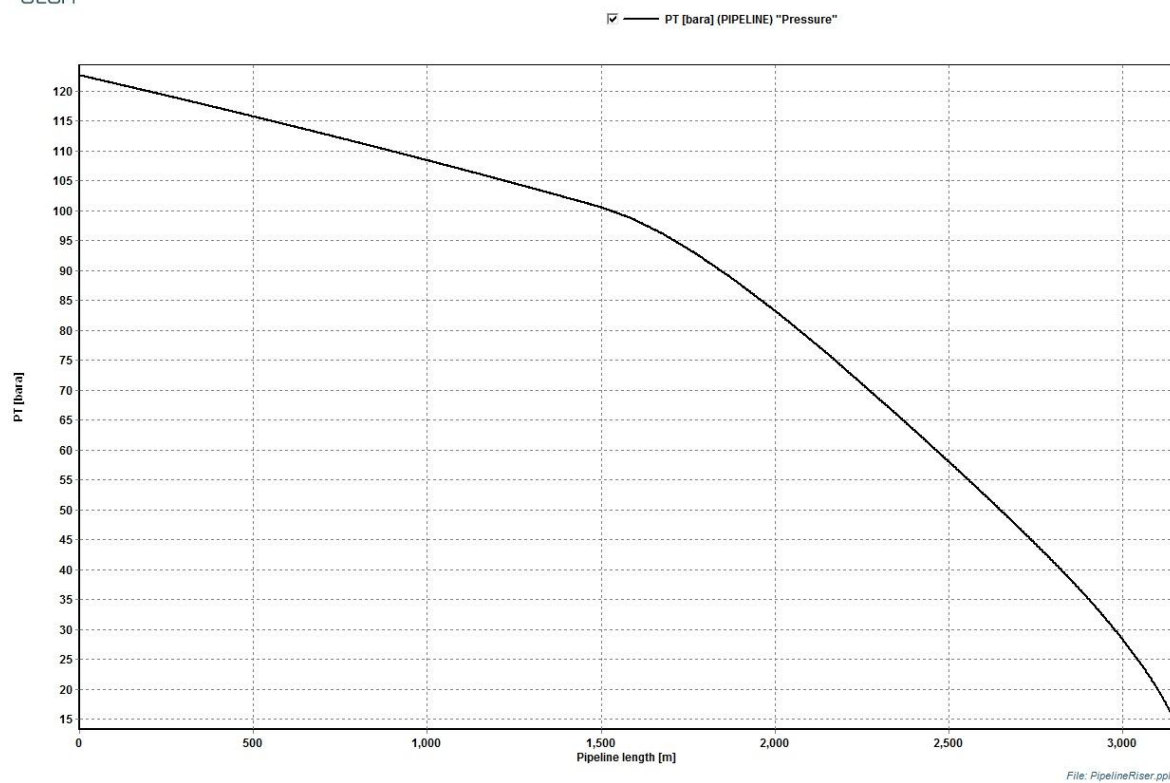


Fig. 22: Pressão pelo software OLGA, vazão 20% superior

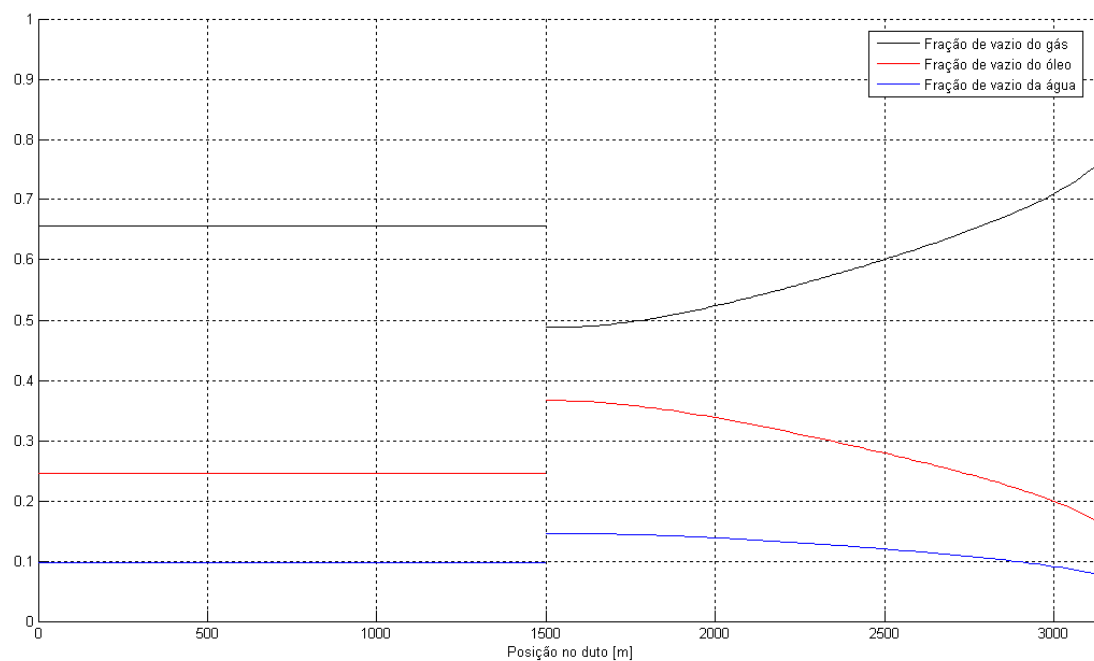


Fig. 23: Frações volumétricas pela rotina de MatLab, vazão 20% superior

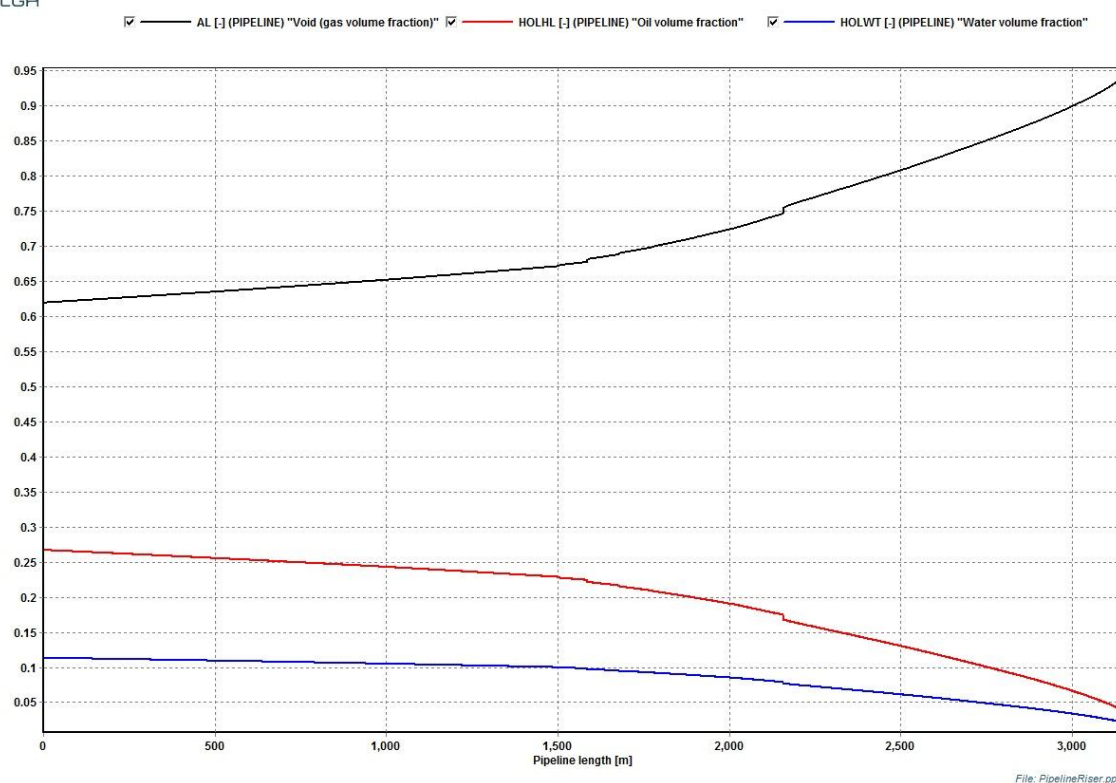


Fig. 24: Frações volumétricas pelo software OLGA, vazão 20% superior

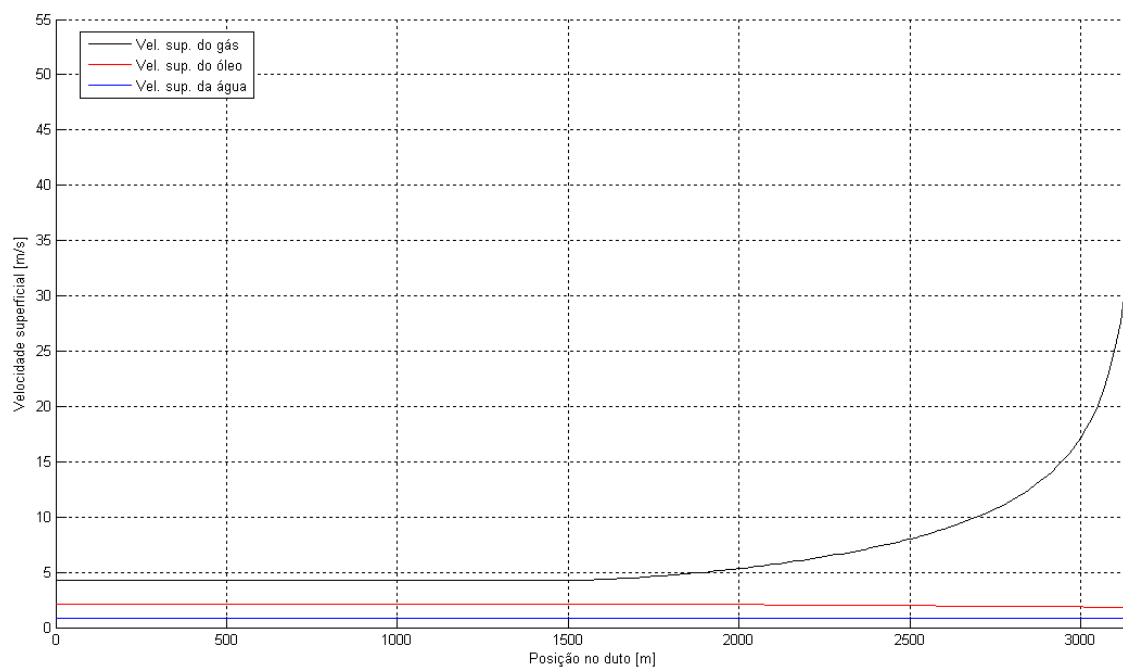


Fig. 25: Velocidades superficiais pela rotina de MatLab, vazão 20% superior

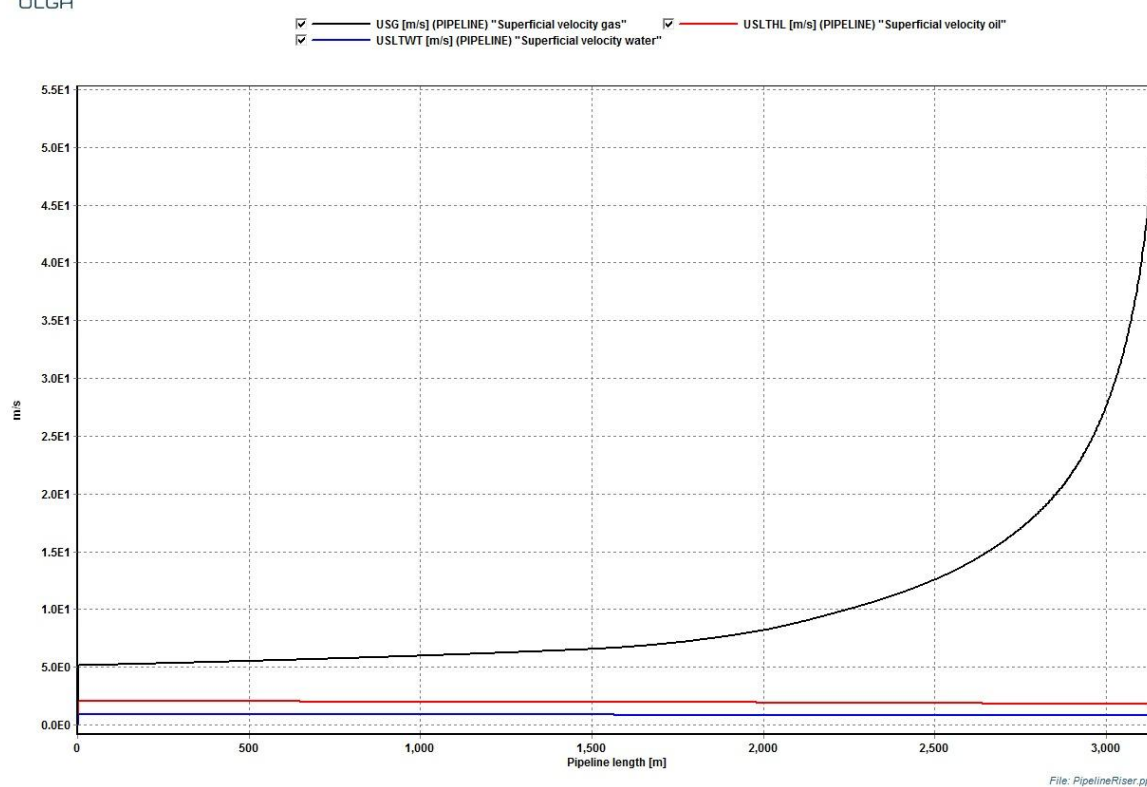


Fig. 26: Velocidades superficiais pelo software OLGA, vazão 20% superior

4.2.2 GOR

Aumentando o GOR em 25% e mantendo a vazão de gás constante ($Q_{g0} = 5 \text{ st m}^3/\text{s}$), tem-se os seguintes resultados:

GOR 25% superior: GOR = 545 ; $Q_{o0} = 0,009174 \text{ st m}^3/\text{s}$; $Q_{w0} = 0,004587 \text{ st m}^3/\text{s}$;

		MatLab			OLGA		
		Princ.	GOR +25%	%	Princ.	GOR +25%	%
Pressão [bar]	Pipeline*	122	114,3	-6,3	90	80	-11,1
	Topo riser	18,7	17	-9,1	12	11	-8,3
	DP riser	103,7	97,3	-6,2	80	69	-13,8
Fração de vazio []	Pipeline*	0,707	0,757	7,1	0,69	0,76	10,1
	Base riser	0,528	0,594	12,5	0,69	0,76	10,1
	Topo riser	0,781	0,794	1,7	0,95	0,96	1,1
Vel. sup. gás [m/s]	Pipeline*	4,2	4,8	14,3	6,2	7,5	21,0
	Topo riser	36,9	40,9	10,8	54	60	11,1
Vel. Sup. líq [m/s]	Base riser	2,45	1,94	-20,8	2,36	1,86	-21,2

Tabela 11: Análise paramétrica, aumento do GOR

Novamente, encontram-se as mesmas tendências: a diminuição dos níveis de pressão e das velocidades superficiais de líquido, o aumento das frações de vazio do *pipeline*, base e topo do *riser* e o aumento das velocidades superficiais do gás são compatíveis nos dois modelos.

Seguem as curvas da análise paramétrica do GOR.

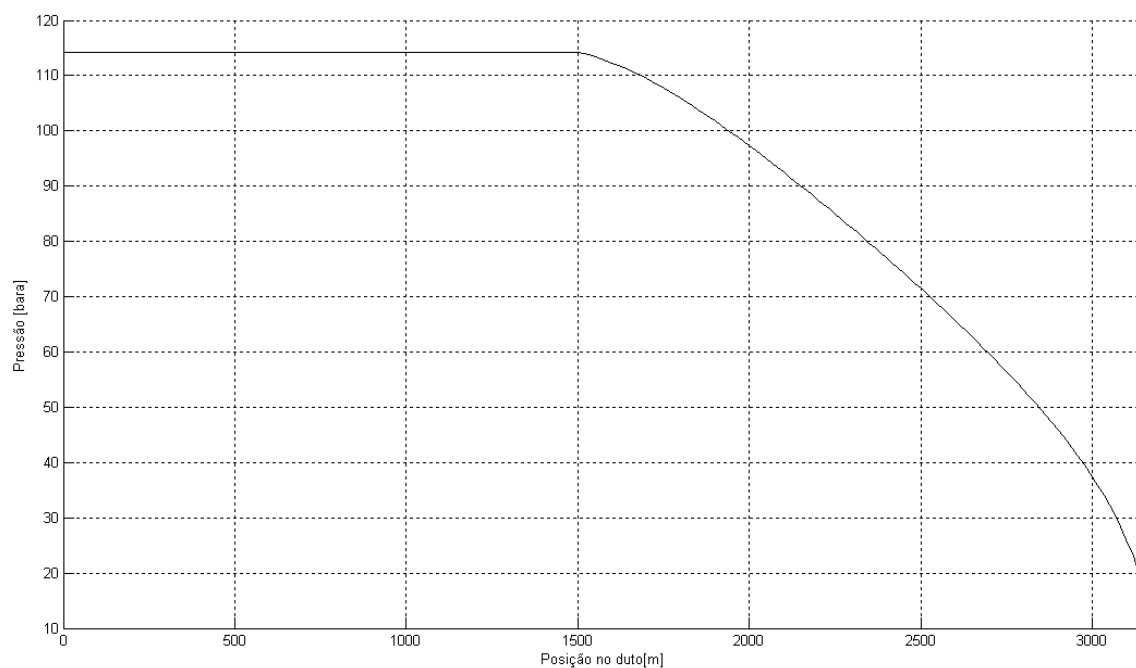


Fig. 27: Pressão pela rotina de MatLab, GOR 25% superior

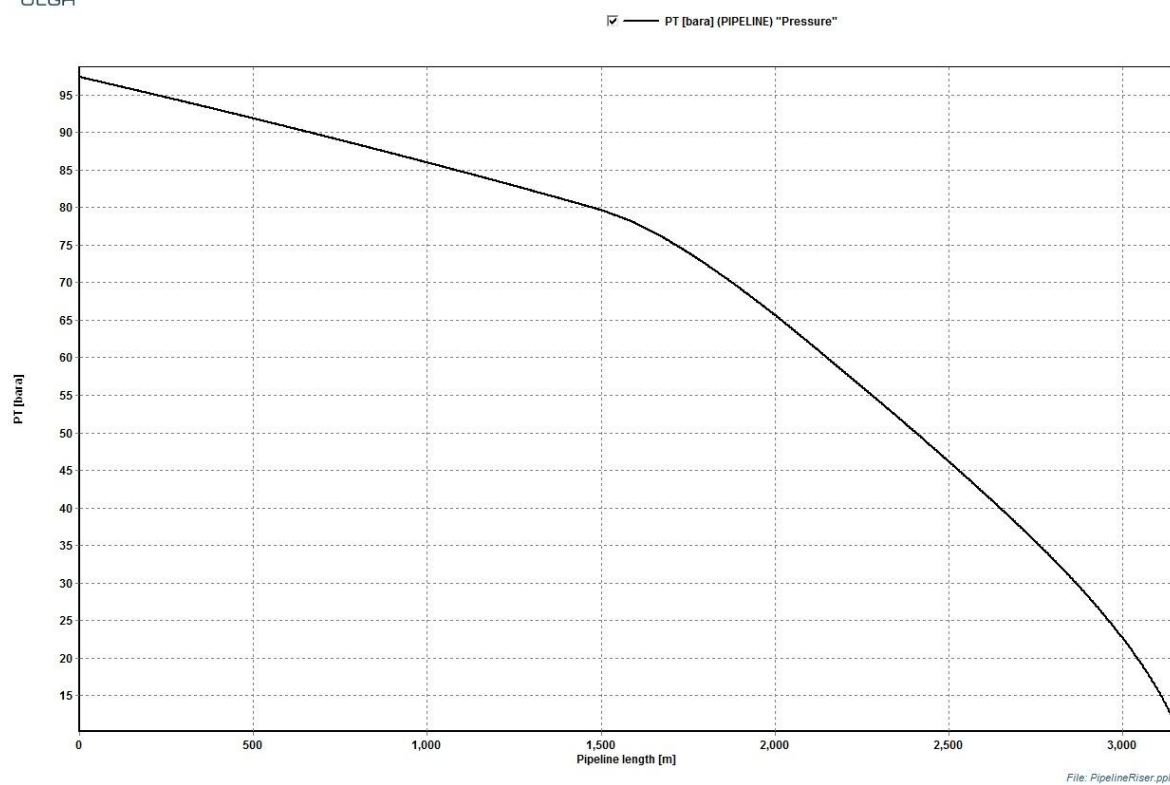


Fig. 28: Pressão pelo software OLGA, GOR 25% superior

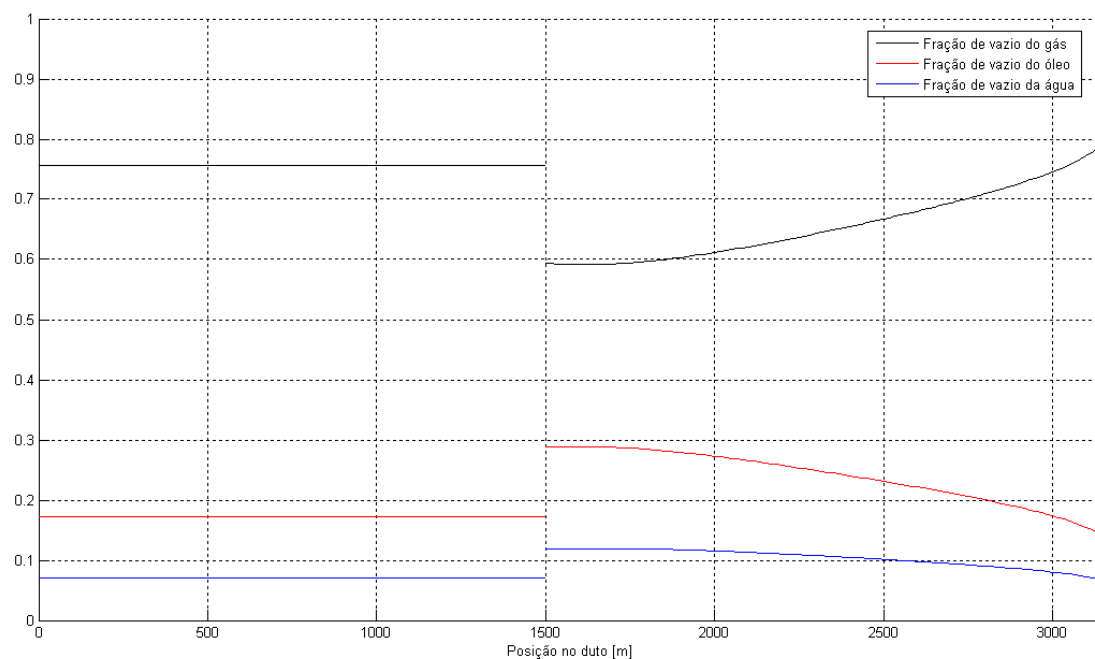


Fig. 29: Frações volumétricas pela rotina de MatLab, GOR 25% superior

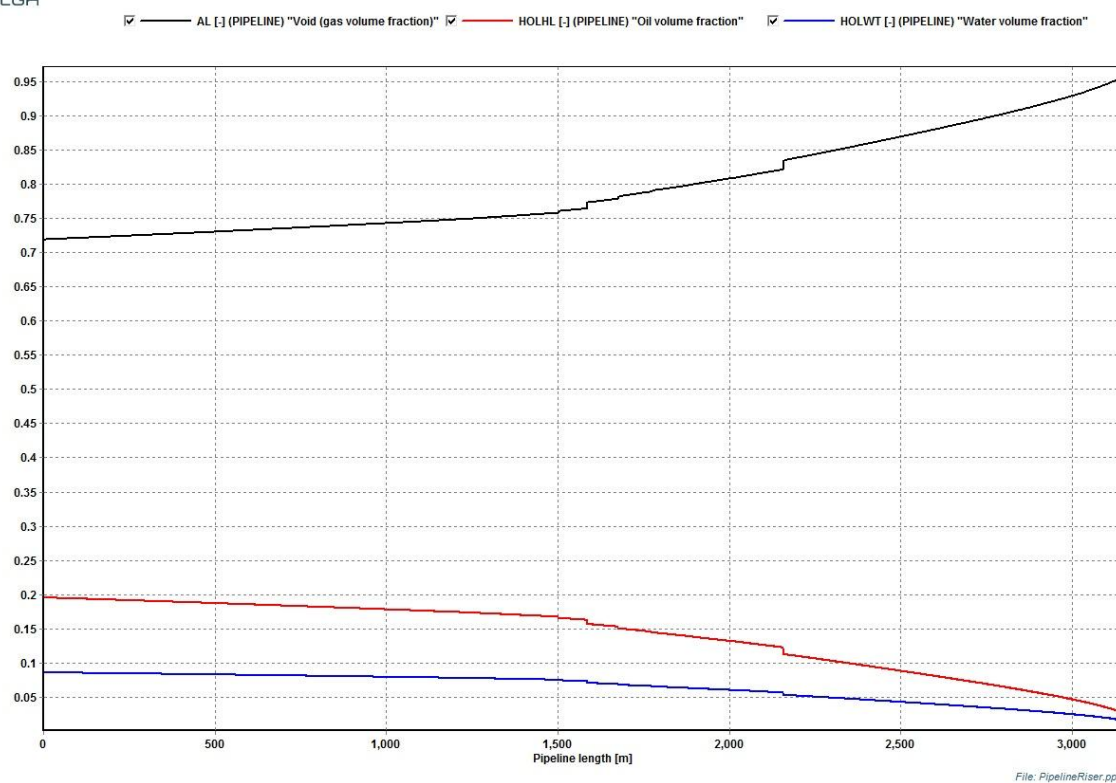


Fig. 30 : Frações volumétricas pelo software OLGA, GOR 25% superior

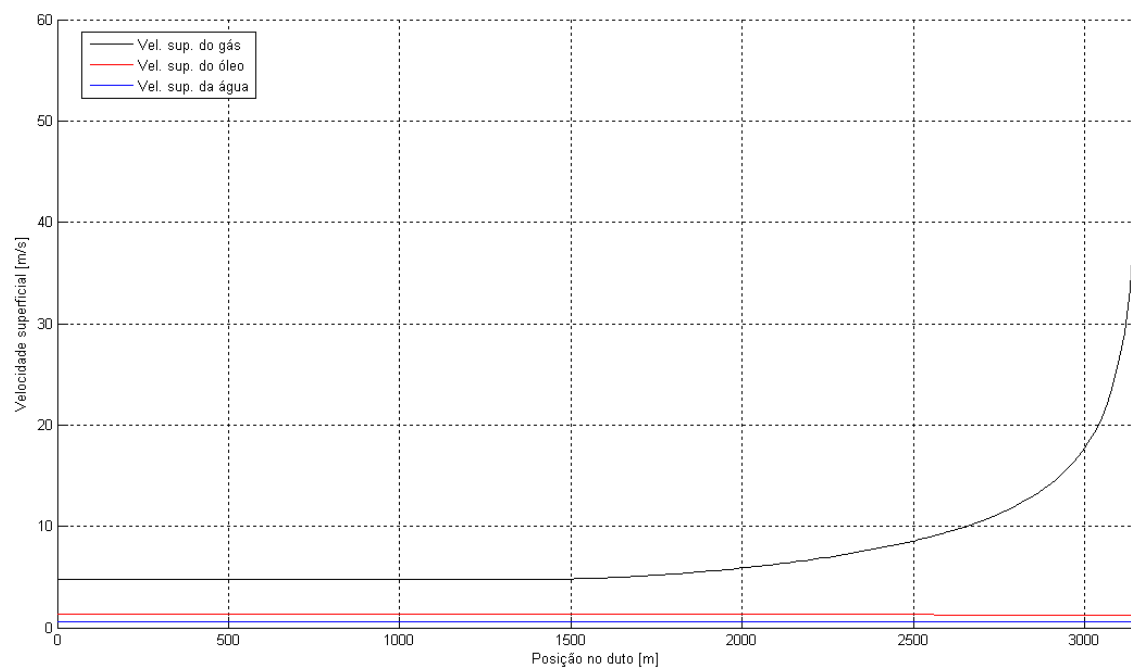


Fig. 31: Velocidades superficiais pela rotina de MatLab, GOR 25% superior

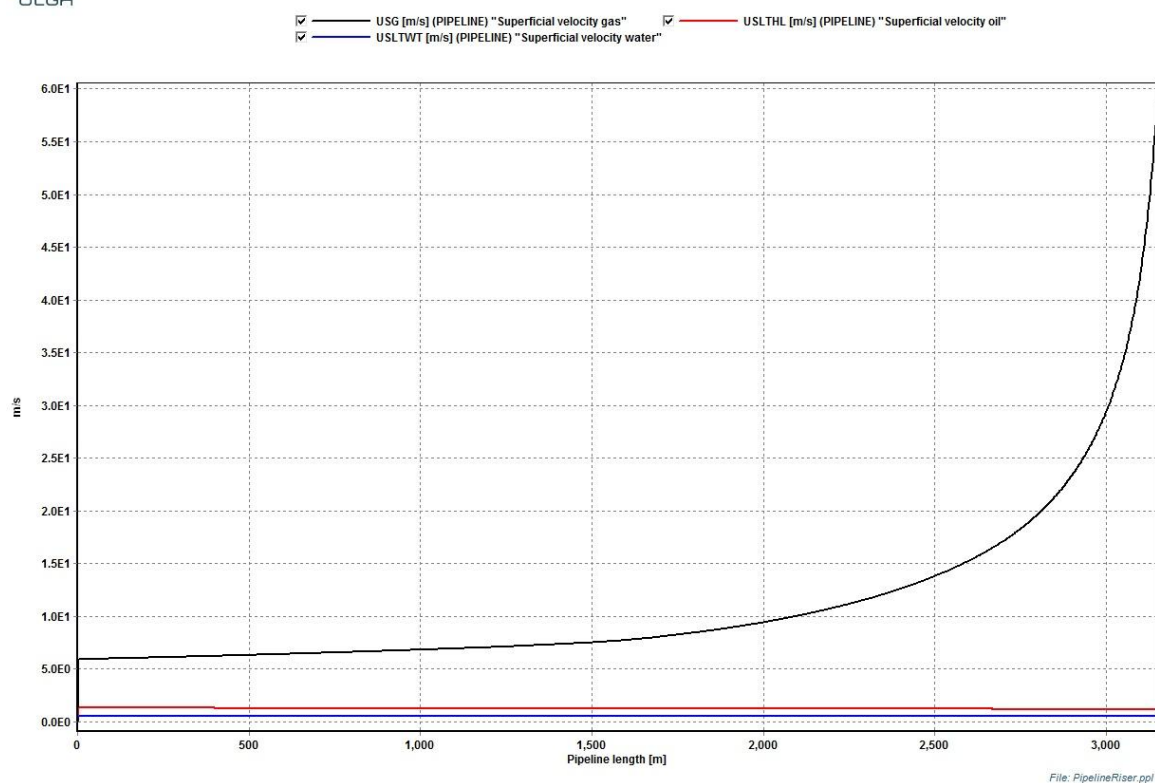


Fig. 32: Velocidades superficiais pelo software OLGA, GOR 25% superior

4.2.3 Diâmetro de Choke

Modificando o diâmetro de *choke* em 20%, tem-se os seguintes resultados:

Diminuição de 20% : $D_{choke} = 2,4'' (153,6^{1/64}'')$

		MatLab			OLGA		
		Princ.	$D_{choke} -20\%$	%	Princ.	$D_{choke} -20\%$	%
Pressão [bar]	Pipeline*	122	125,4	2,8	90	95	5,6
	Topo riser	18,7	28	49,7	12	20	66,7
	DP riser	103,7	97,4	-6,1	80	75	-6,3
Fração de vazio []	Pipeline*	0,707	0,705	-0,3	0,69	0,68	-1,4
	Base riser	0,528	0,521	-1,3	0,69	0,68	-1,4
	Topo riser	0,781	0,755	-3,3	0,95	0,93	-2,1
Vel. sup. gás [m/s]	Pipeline*	4,2	4,1	-2,4	6,2	6	-3,2
	Topo riser	36,9	24,1	-34,7	54	34	-37,0
Vel. Sup. líq [m/s]	Base riser	2,45	2,46	0,4	2,36	2,44	3,4

Tabela 12: Análise paramétrica, diminuição do diâmetro de *choke*

Aumento de 20%: $D_{choke} = 3,6'' (230,4^{1/64}'')$

		MatLab			OLGA		
		Princ.	$D_{choke} +20\%$	%	Princ.	$D_{choke} +20\%$	%
Pressão [bar]	Pipeline*	122	121,4	-0,5	90	88	-2,2
	Topo riser	18,7	13,5	-27,8	12	8	-33,3
	DP riser	103,7	107,8	4,0	80	80	0,0
Fração de vazio []	Pipeline*	0,707	0,708	0,1	0,69	0,7	1,4
	Base riser	0,528	0,53	0,4	0,69	0,7	1,4
	Topo riser	0,781	0,795	1,8	0,95	0,96	1,1
Vel. sup. gás [m/s]	Pipeline*	4,2	4,3	2,4	6,2	6,5	4,8
	Topo riser	36,9	51,6	39,8	54	81	50,0
Vel. Sup. líq [m/s]	Base riser	2,4496	2,4469	-0,1	2,36	2,19	-7,2

Tabela 13: Análise paramétrica, aumento do diâmetro de *choke*

Em ambos os casos as variações são compatíveis entre os dois modelos e, como era de se esperar, antagônicas entre o fechamento e a abertura da válvula. O software OLGA parece utilizar um modelo de válvula mais sensível, visto as alterações dos resultados foram quase sempre superiores àquelas do MatLab.

Seguem as curvas da análise paramétrica do diâmetro de *choke*.

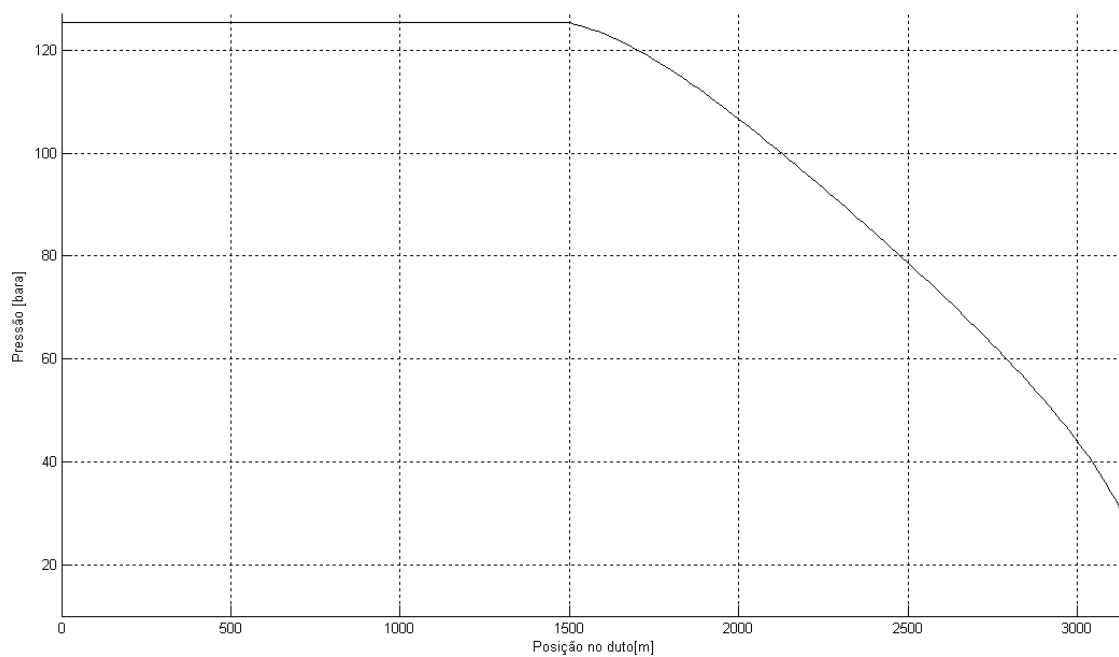


Fig. 33: Pressão pela rotina de MatLab, D_{choke} 20% inferior

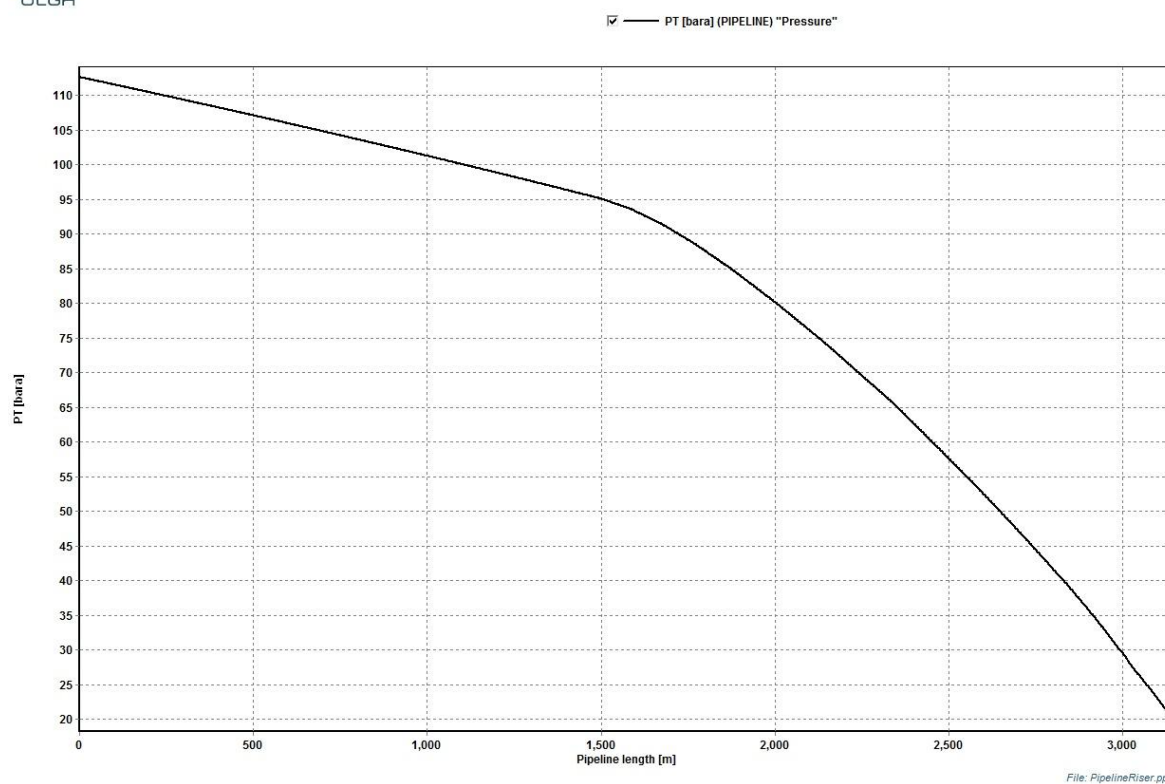


Fig. 34: Pressão pelo software OLGA, D_{choke} 20% inferior

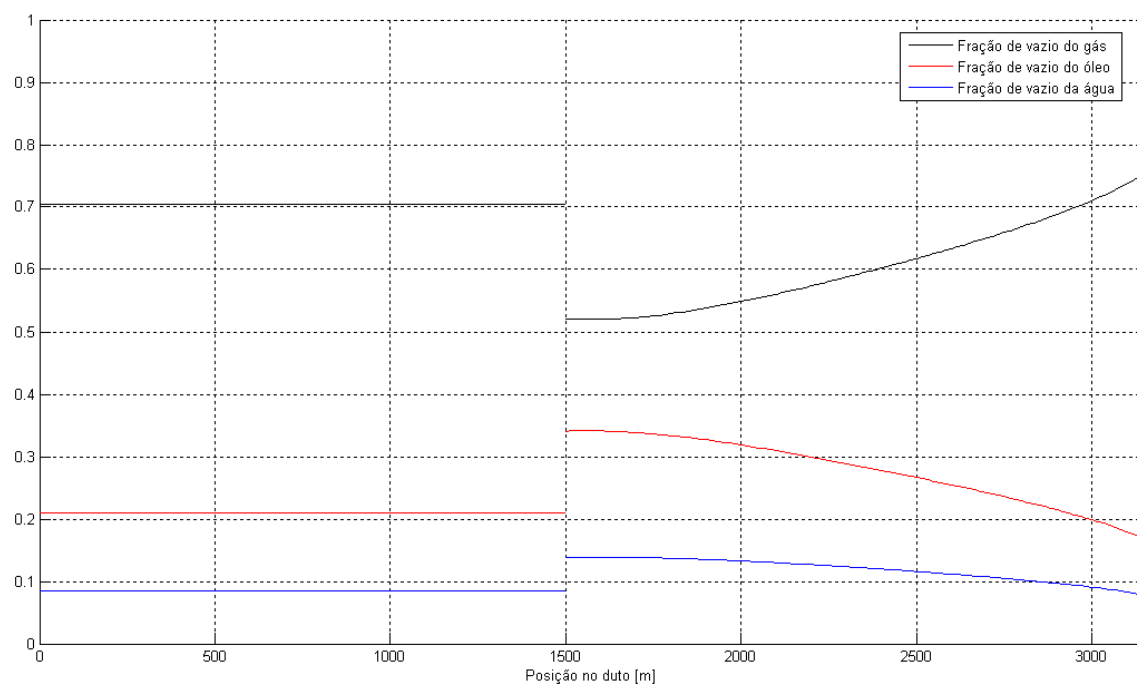


Fig. 35: Frações volumétricas pela rotina de MatLab, D_{choke} 20% inferior

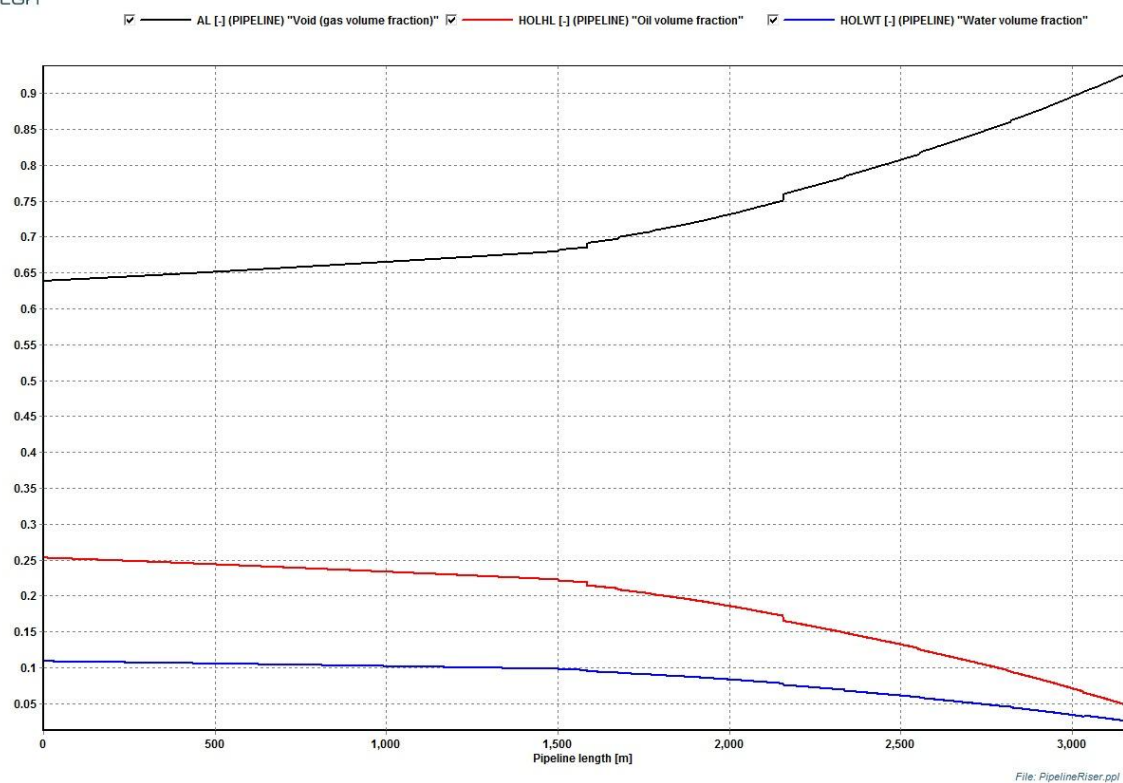


Fig. 36: Frações volumétricas pelo software OLGA, D_{choke} 20% inferior

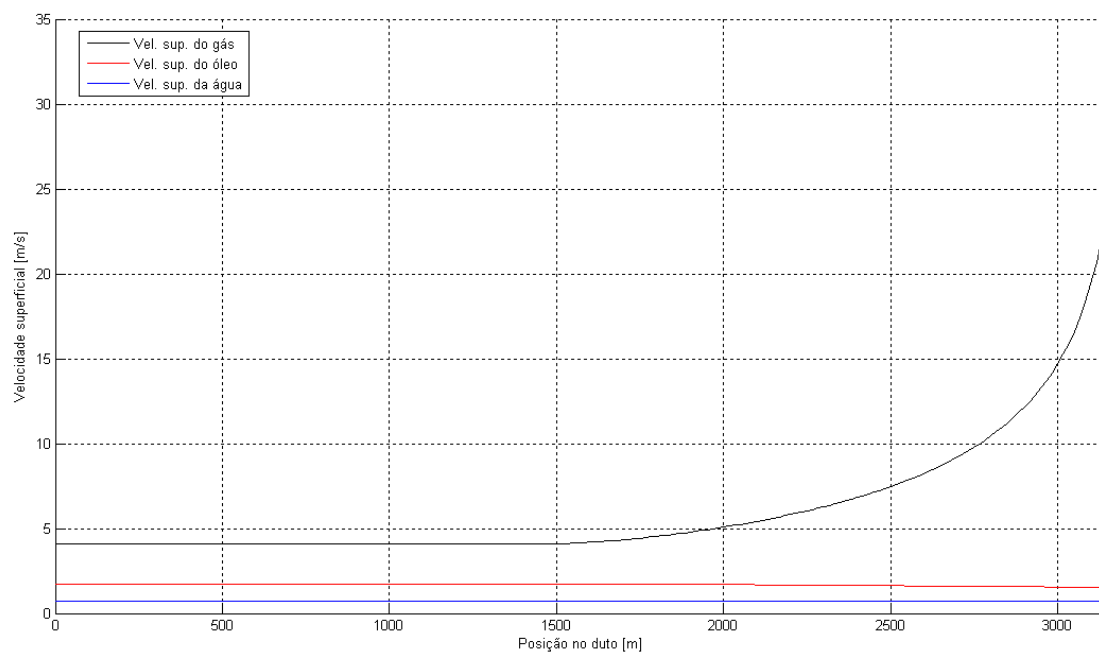


Fig. 37: Velocidades superficiais pela rotina de MatLab, D_{choke} 20% inferior

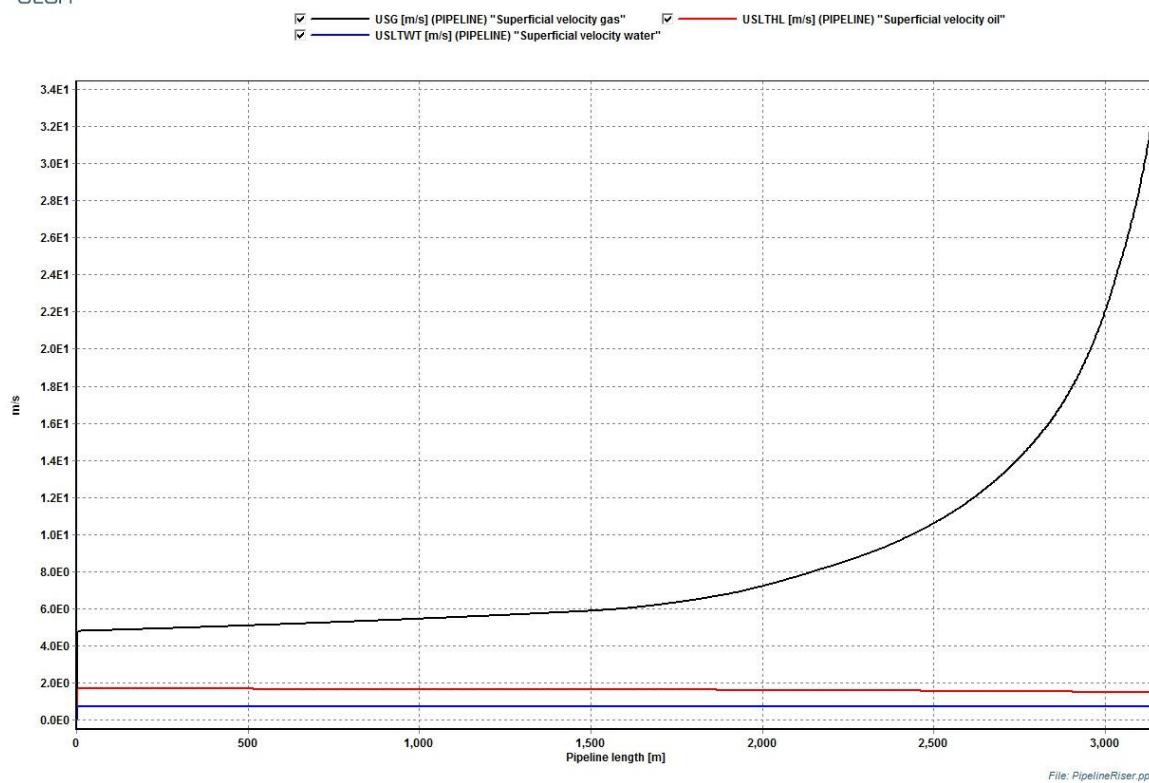


Fig. 38 : Velocidades superficiais pelo software OLGA, D_{choke} 20% inferior

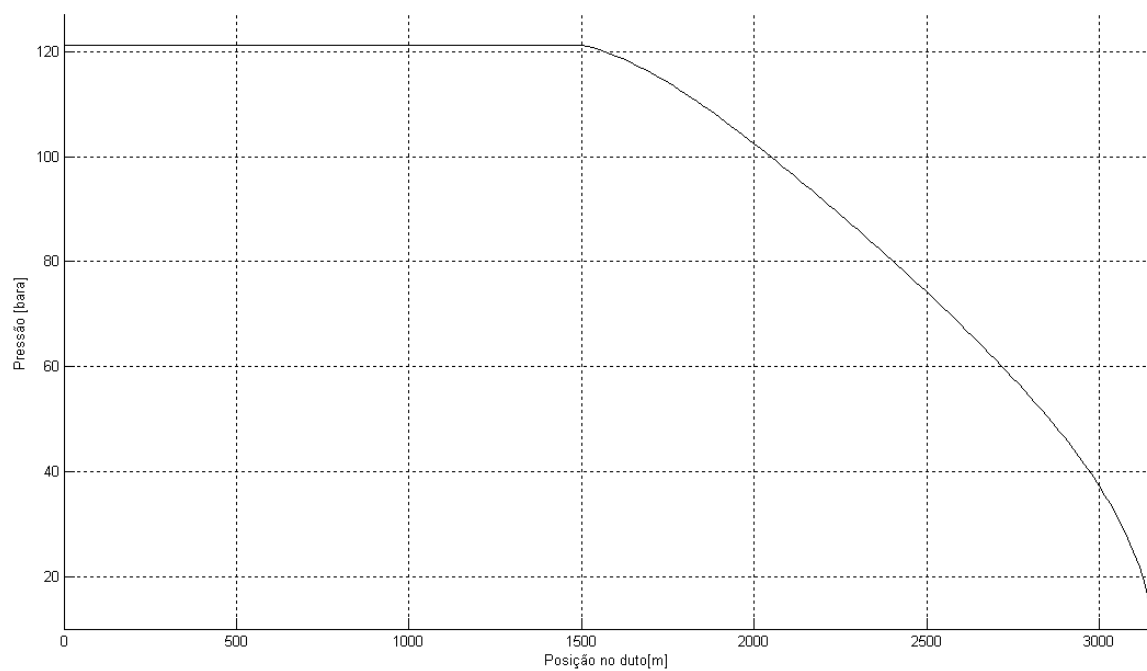


Fig. 39: Pressão pela rotina de MatLab, D_{choke} 20% superior

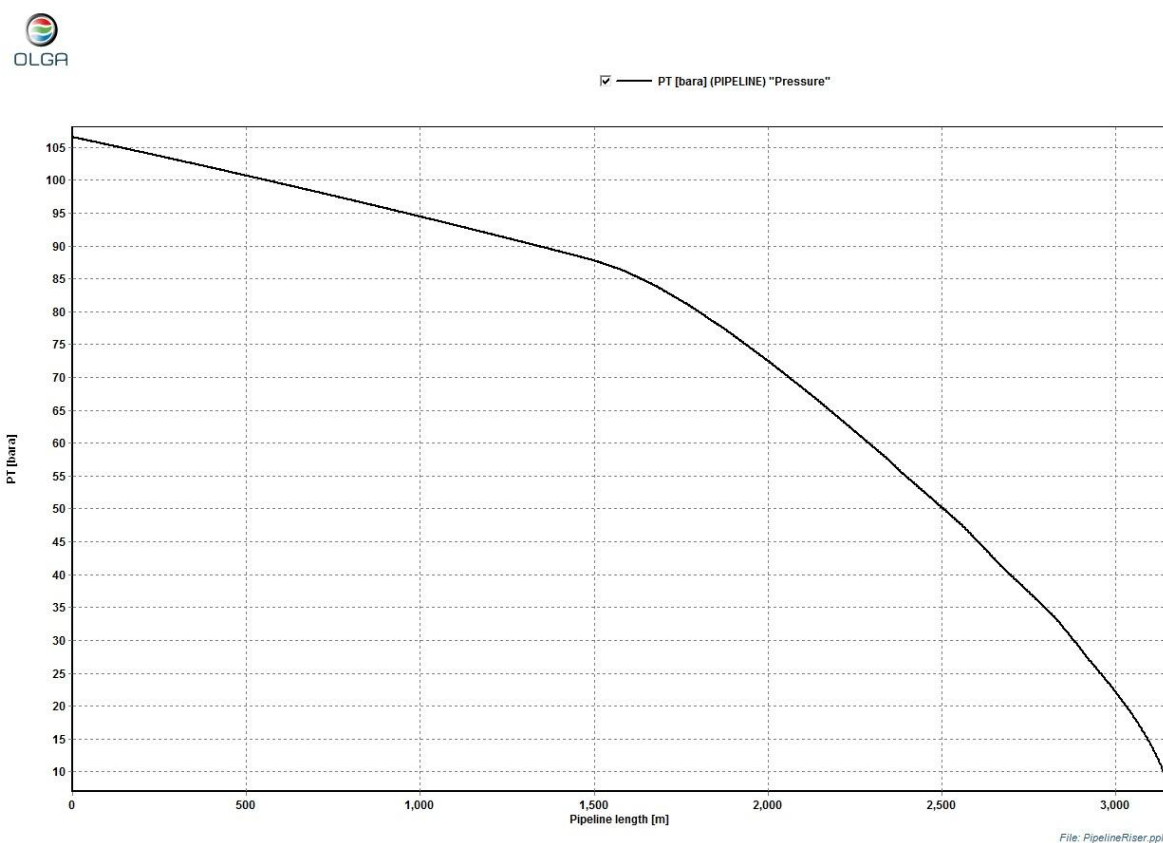


Fig. 40 : Pressão pelo software OLGA, D_{choke} 20% superior

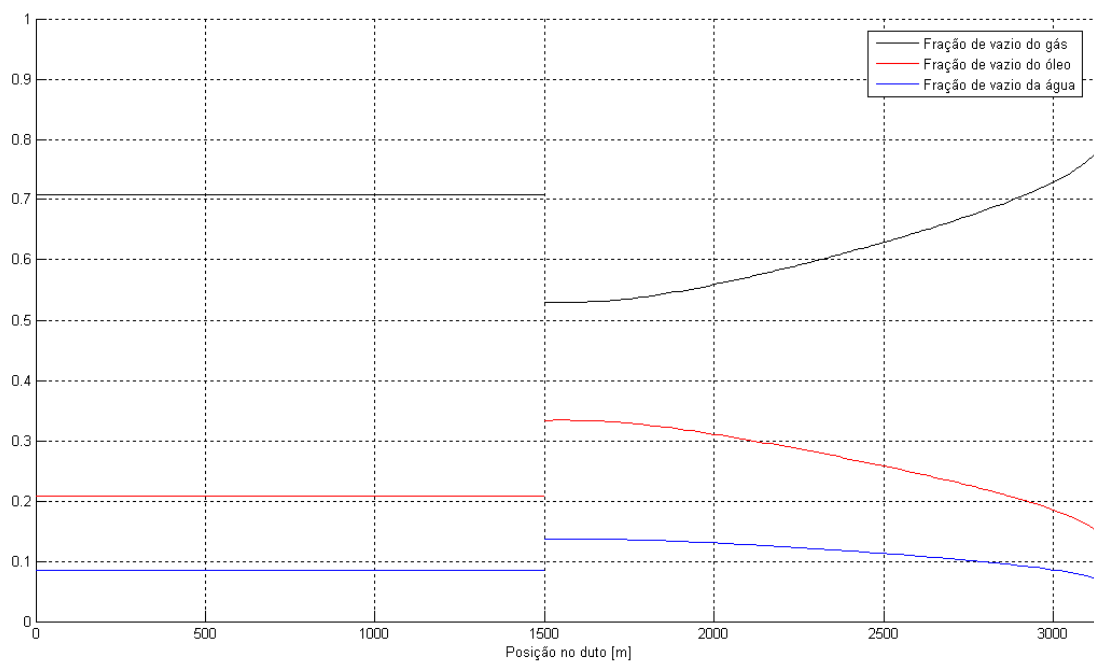


Fig. 41: Frações volumétricas pela rotina de MatLab, D_{choke} 20% superior

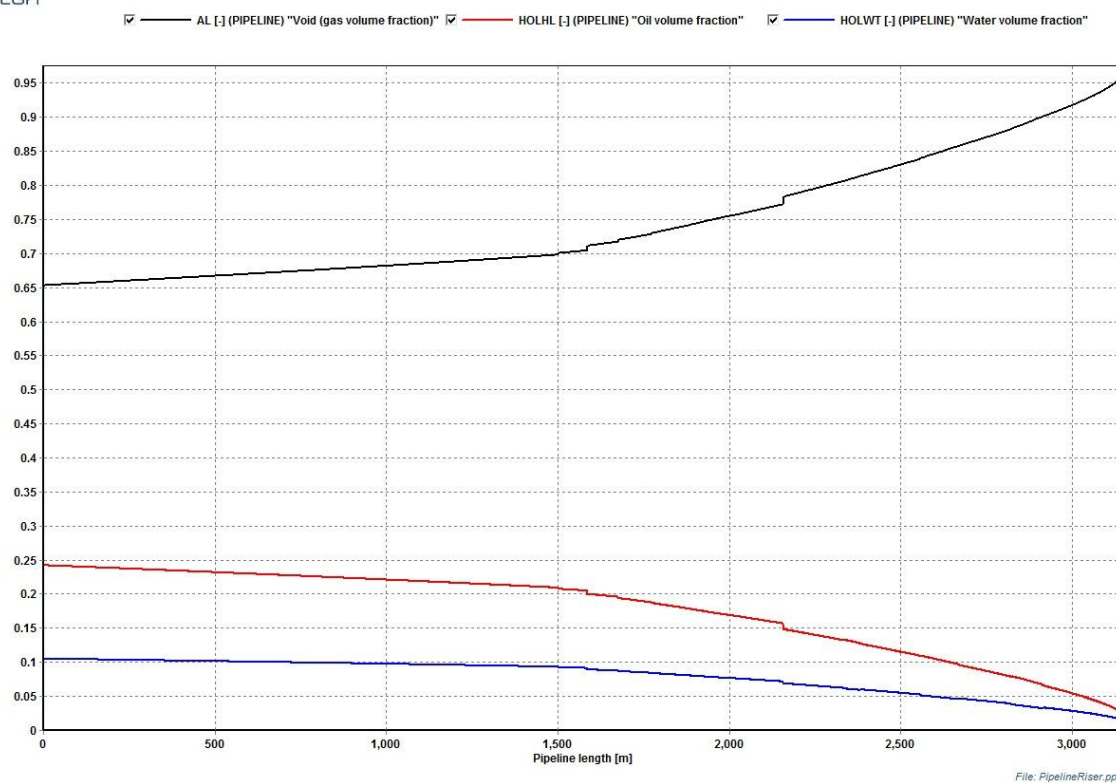


Fig. 42: Frações volumétricas pelo software OLGA, D_{choke} 20% superior

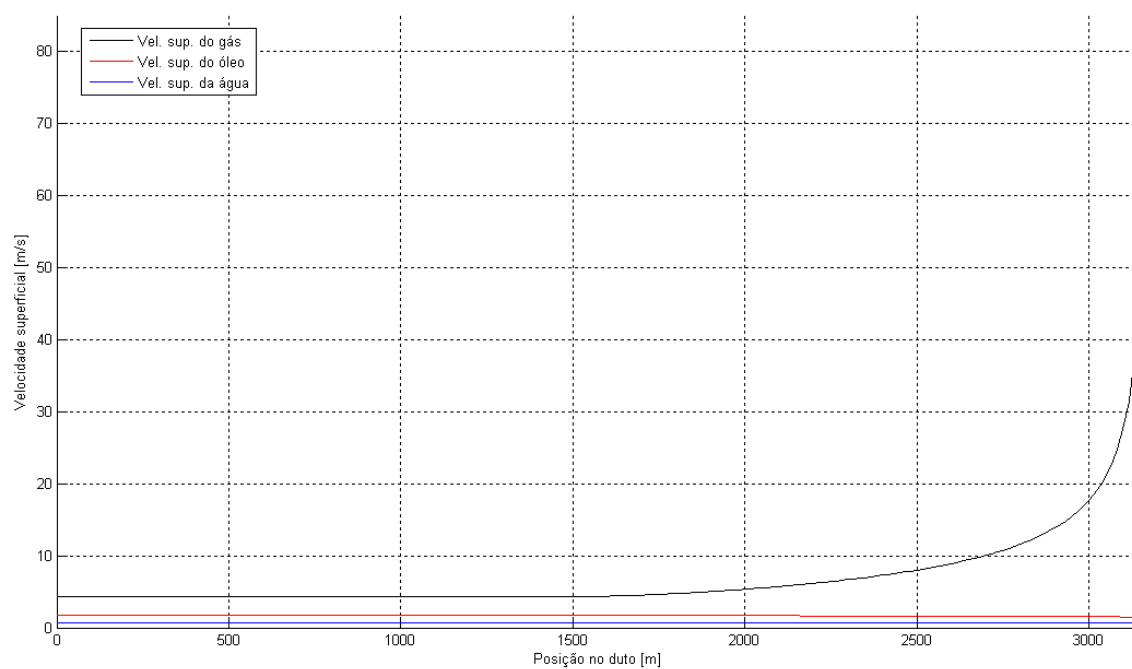


Fig. 43: Velocidades superficiais pela rotina de MatLab, D_{choke} 20% superior

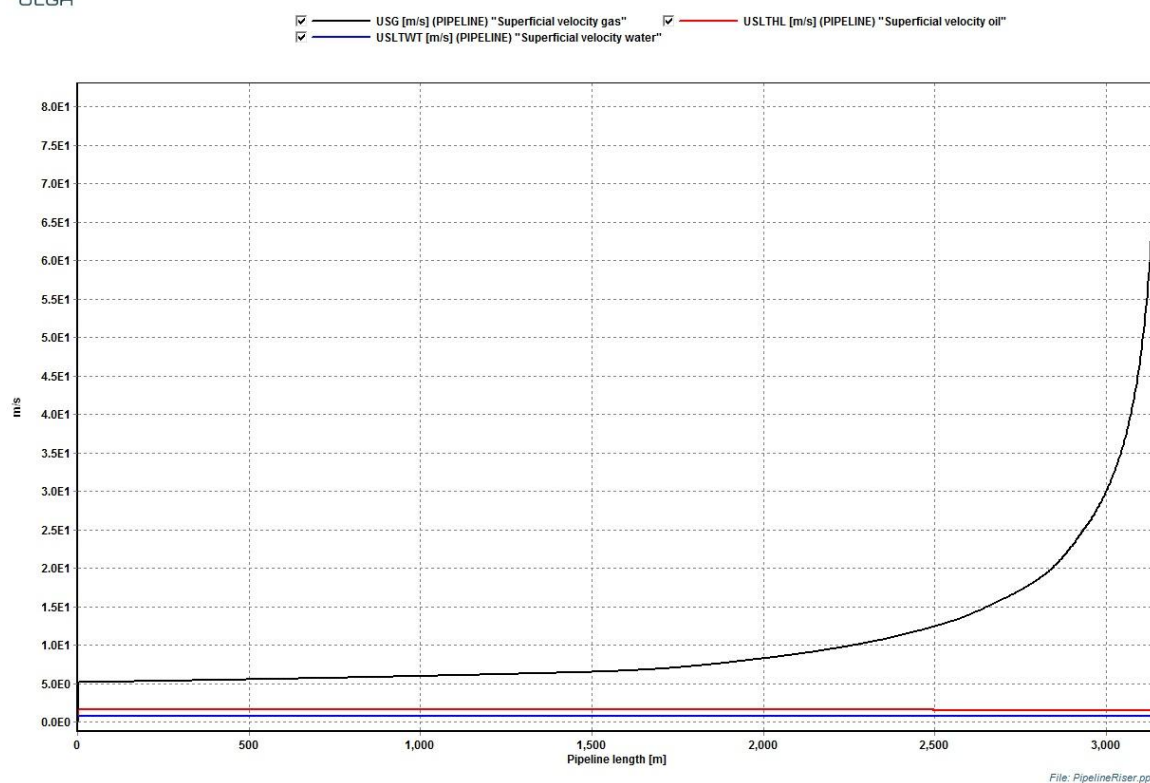


Fig. 44: Velocidades superficiais pelo software OLGA, D_{choke} 20% superior

5 Conclusões

Os resultados do modelo proposto neste trabalho de formatura e os do software comercial OLGA seguem as mesmas tendências (ver capítulo 4, pág. 37). Houve algumas diferenças, que se explicam principalmente por:

- Modelo de válvula de *choke* diferente
- Modelo de *drift flux* no *riser* que fornece frações volumétricas diferentes (inferiores)

Há também a diferença que o modelo em MatLab não levou em conta a perda de carga ao longo do *pipeline*, já que isto não tem tanta importância na análise da estabilidade do escoamento: em regime permanente as propriedades de interesse do *pipeline* são aquelas da base do *riser*. O cálculo dessa queda poderia ser feito a partir das equações diferenciais para a pressão para qualquer uma das fases, como exposto em Baliño (2008, pp. 31-32, eqs. 2.30 e 2.31).

Na análise paramétrica (capítulo 4.2, pág. 45) houve boa concordância entre as tendências dos dois programas, o que mostra que a rotina de cálculo proposta neste documento captura de forma similar ao software OLGA a física do problema.

Pode-se concluir que a rotina criada é adequada para o cálculo do escoamento permanente para estudos de intermitência severa.

6 Bibliografia

Baliño, J. L., *Análise de intermitência severa em risers de geometria catenária*, Tese de Livre Docência, Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, 141 p., 2008.

Beggs, H. D. & Robinson, J. R., *Estimating the viscosity of crude oil systems*, JPT, pp. 1140-1141, Setembro 1975

Bendiksen, K. H., *An experimental investigation of the motion of long bubbles in inclined tubes*, Int. J. Multiphase Flow, vol. 10, No. 4, pp. 467-483, 1984.

Collins, A. G., *Properties of produced waters*, Petroleum Engineering Handbook, H. B. Bradley et al., (eds.), SPE, Dallas, 1987.

Dempsey, J. R., *Computer routine treats gas viscosity as a variable*, Oil Gas and Journal, Agosto, pp. 141-143, 1965.

Dranchuk, P. M. & Abu-Kassem, J. H., *Calculation of Z-factors for natural gases using equations of state*, JCPT, pp. 34-36, Julho-Setembro 1975

Economides, M. J., Hill, A. D. & Ehlig-Economides, C., *Petroleum Production Systems*, Prentice Hall Petroleum Engineering Series, 1994.

Lee, A. L., Gonzales, M. H. & Eakin, B. E., *The Viscosity of Natural Gases*, Trans., AIME 237, pp. 237, 997-1000, 1966.

Lyons, W. C., Plisga, G. J., *Standard Handbook of Petroleum and Natural Gas Engineering*, Second Edition, Elsevier, 2005.

Masella, J. M., Tran, Q. H., Ferre, D. & Pauchon, C., *Transient simulation of two-phase flows in pipes*, Int. J. Multiphase Flow, vol. 24, pp. 739-755, 1998.

McCain, W. D., *The Properties of Petroleum Fluids*, Second Edition, PenWell Books, 1990.

Nemoto, R. H., *Melhoramento de modelo de escoamento multifásico para simulação do fenômeno de intermitência severa em sistemas de produção de petróleo*, Monografia, Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, 56 p., 2008.

Ng, J. T. H. & Egbogah, E. O., *An improved temperature-viscosity correlation for crude oil systems*, paper 83-34-32, 34th Annual Technical Meeting of the Petroleum Society of CIM, Banff, 1983.

Paz, E. F. da, Baliño, J. L., *Modelagem e Cálculo de Vazão em Medidores de Pressão Diferencial*, Relatório Final projeto Petrobrás/FUSP 0050.0024094.06.2, 2009.

Schmidt, Z., *Experimental study of two-phase slug flow in a pipeline-riser system*, Ph.D. Dissertation, The University of Tulsa, 1977.

Standing, M. B. & Katz, D. L., *Density of natural gases*, Trans. AIME, Vol. 146, pp. 140-149, 1942

Standing, M. B., *Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems*, Dallas, SPE, 9a. edição, 1981.

Taitel, Y., *Stability of severe slugging*, Int. J. Multiphase Flow, vol. 12, pp. 203-217, 1986.

Vasquez, M. & Beggs, D., *Correlations for fluid physical properties prediction*, JPT, vol. 32, pp. 968-970, Junho 1980.

Velarde, J., Blasingame, T. A., McCain, W. D., *Correlation of Black Oil Properties at Pressures Below Bubblepoint Pressure – A New Approach*, Journal of Canadian Petroleum Technology, vol. 38, No. 13, 1999.

Wallis, G.B., *One-Dimensional Two-Phase Flow*, McGraw-Hill, 1969.

Wordsworth, C., Das, I., Loh, W. L., McNulty, G., Lima, P. C. & Barbuto, F., *Multiphase Flow Behaviour in a Catenary Shaped Riser*, vol. I, II e III, CALtec Report No.: CR 6820, 1998