

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

Raoni Ribeiro Aredes de Oliveira

raoni.rao@gmail.com

**Resumo.** Este trabalho implementa uma rotina numérica para o cálculo do escoamento estacionário em *risers* de geometria catenária. Para isto, 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. (Times New Roman, size 9)

**Palavras chave:** *Produção de Petróleo, Intermitência Severa, Sistema Pipeline-Riser, Modelo No-Pressure-Wave (NPW), Modelo de Black-Oil*

## 1. Introdução

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*.

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 este fenômeno de "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 ou *pipeline* pode ser estratificado, enquanto no *riser* resulta intermitente, como mostrado na Fig. (1a).

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. 1b).

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. 1c).

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

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. 1e).

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.

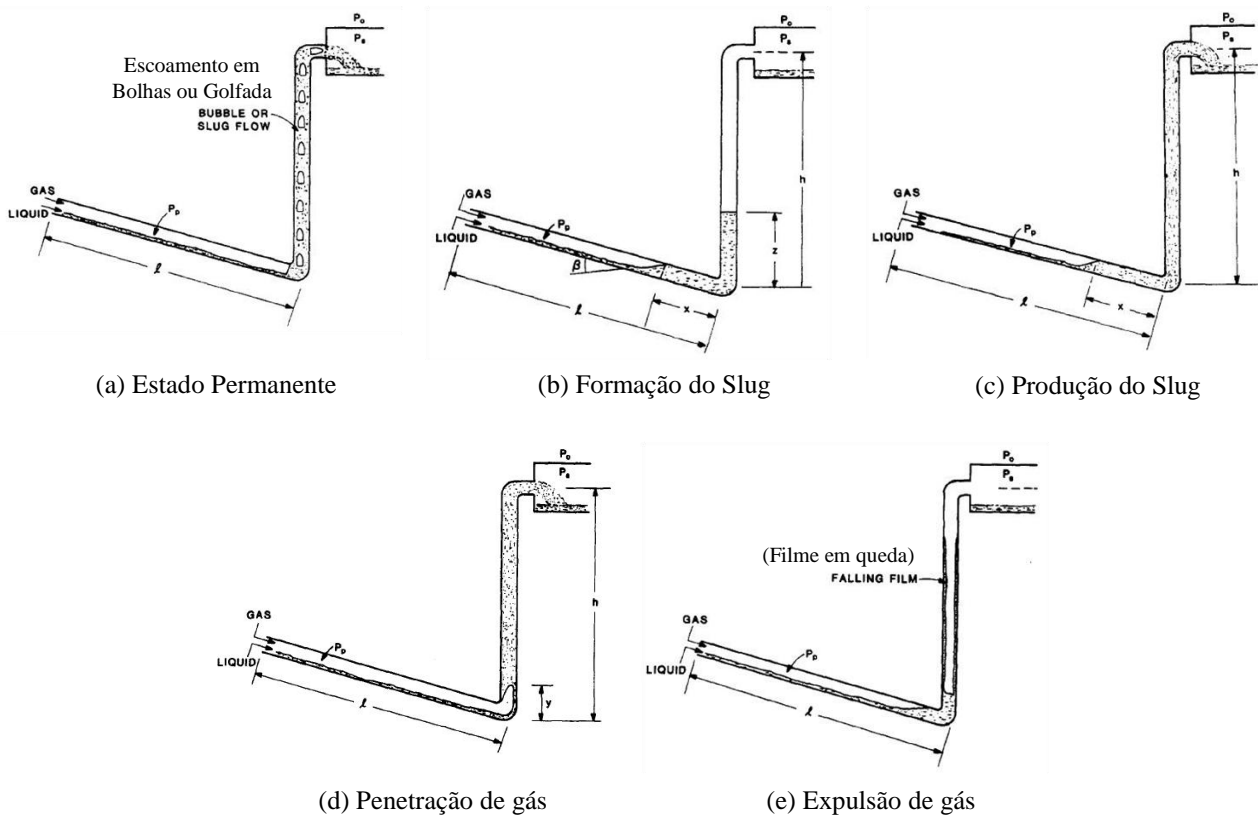


Figura 1. Etapas da intermitência severa (Taitel, 1987)

### 1.1. 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.

## 2. Modelo com Vaporização

Assim como em Baliño (2008), o modelo é do tipo NPW, ou *No-Pressure-Wave*. Ele recebe esse nome pois nas equações de momento são 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 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  $1\text{atm} = 101,353\text{kPa}$  (14,7psia) e  $15,56^\circ\text{C}$  ( $60^\circ\text{F}$ ).

A fase líquida, composta pelo óleo e pela água, é modelada segundo o modelo homogêneo. Ambas as fases possuem então a mesma velocidade. Pode-se escrever:

$$u = \frac{j_o}{\alpha_o} = \frac{j_w}{\alpha_w} \quad (1)$$

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

$$GOR = \frac{Q_{g0}}{Q_{o0}} \quad (2)$$

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

$$WOR = \frac{Q_{w0}}{Q_{o0}} \quad (3)$$

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*, dada na eq. (4) abaixo.

$$j_g = C_d j \alpha + U_d \alpha \quad (4)$$

Os coeficientes  $C_d$  e  $U_d$  são obtidos empiricamente, e neste trabalho utilizam-se os coeficientes de Bendiksen (1984), dados abaixo na eq. (6) a partir do número de Froude dado em (5).

$$Fr_j = \frac{|j|}{\sqrt{gD}} \quad (5)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} Fr_j < 3,5: \left\{ \begin{array}{l} C_d = 1,05 + 0,15 \sin \theta \\ U_d = \sqrt{gD} (0,35 \sin \theta + 0,54 \cos \theta) \end{array} \right. \\ \\ Fr_j \geq 3,5: \left\{ \begin{array}{l} C_d = 1,2 \\ U_d = 0,35 \sqrt{gD} \sin \theta \end{array} \right. \end{array} \right. \quad (6)$$

## 2.1. Correlações para as propriedades dos fluidos

Para as propriedades dos fluidos foram usadas diversas correlações, baseadas no modelo *Black-Oil*. Elas são explicadas a seguir.

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). A correlação utilizada para  $Z$  da eq. (7) é a de Dranchuk & Abbou-Kassem (1975), que correlaciona os gráficos de Standing & Katz (1942).

$$B_g = \frac{V_g}{V_{g0}} = \frac{P_0 Z T}{T_0 P} \quad (7)$$

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).  $B_o$  é calculado segundo a eq. (12), a partir de  $R_s$  e da massa específica do óleo na condição de medição, esta correlacionada por Velarde (1999).

$$B_o = \frac{V_o}{V_{o0}} \quad (8)$$

Fator volume de formação de água,  $B_w$ : Definição análoga ao fator volume de formação do óleo. A correlação para  $B_w$  foi tirada de McCain (1990), pp. 446 e 525.

$$B_w = \frac{V_w}{V_{w0}} \quad (9)$$

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).

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

$$R_s = \frac{V_{g0}}{V_{o0}} \quad (10)$$

Para calcular as massas específicas aplicam-se as definições acima. Temos então:

$$\rho_g = \frac{\rho_{g0}}{B_g} \quad (11)$$

$$\rho_o = \frac{\rho_{o0} + R_s \rho_{g0}}{B_o} \quad (12)$$

$$\rho_w = \frac{\rho_{w0}}{B_w} \quad (13)$$

Para o cálculo da viscosidade do gás na condição de medição utiliza-se a correlação de Lee *et al.* (1966).

A viscosidade do óleo varia de forma 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), a partir da viscosidade do óleo morto correlacionada por Ng & Egbogah (1983). 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).

A viscosidade da água foi correlacionada por Collins (1987).

### 3. Cálculo do Estado Estacionário

Esta seção detalha o esquema de cálculo que foi usado para obter o estado estacionário. Os dados de entrada são:

- Geometria dos condutos (diâmetro  $D$ , rugosidade  $\varepsilon$ , inclinação  $\theta$ )
- Massas específicas do gás, óleo (dada em °API) 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

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

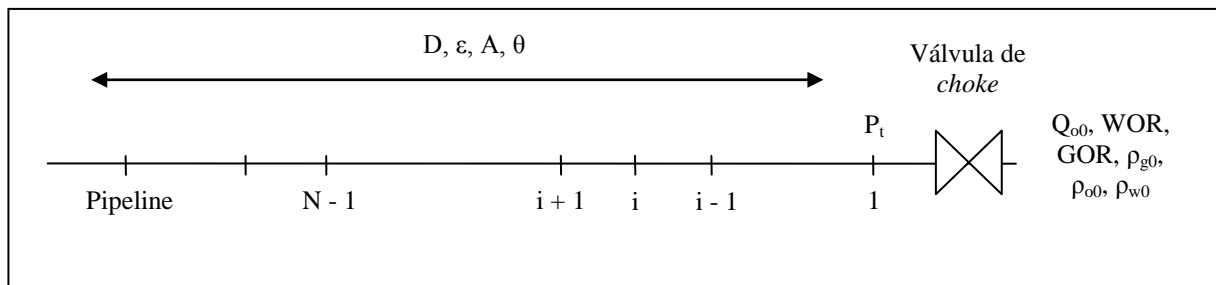


Figura 2. Nodalização do riser

Partindo da vazão de óleo na condição padrão  $Q_{o0}$ , pode-se calcular a pressão no topo do *riser* (nó 1) a partir do modelo da válvula de *choke* bloqueada da eq. (14), 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].

$$P = \frac{435 R^{0,546} Q_{10}}{d^{1,89}} \quad (14)$$

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

Usando as Eqs. (3) e (9) podemos escrever:

$$j_w = \frac{Q_{o0} W O R B_w}{A} \quad (15)$$

Para o óleo, usando a Eq. (8) temos:

$$j_o = \frac{Q_{o0} B_o}{A} \quad (16)$$

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. Usando a Eqs. (2), (7) e (10) e resolvendo para a vazão de gás no *riser* podemos escrever:

$$j_g = \frac{Q_{o0} (G O R - R_s) B_g}{A} \quad (17)$$

Tendo as velocidades superficiais de cada uma das fases, podemos achar a velocidade superficial total,  $j$ . Usando a correlação de drift de (4) podemos achar a fração de vazio.

Usando a hipótese de que a fase líquida segue o modelo homogêneo, e usando a Eq. (1) podemos escrever:

$$\alpha_o = \frac{1 - \alpha}{1 + \frac{j_w}{j_o}} \quad (18)$$

$$\alpha_w = 1 - \alpha - \alpha_o \quad (19)$$

Conhecendo todas as velocidades superficiais e frações volumétricas é possível utilizar a equação de conservação da quantidade de movimento para calcular a pressão do ponto seguinte. Para o sentido de integração considerado, ou seja, descendo ao longo do *riser*, ela tem a seguinte forma:

$$\frac{\partial P}{\partial s} = + \frac{4}{D} \tau_w + \rho_m g \sin \theta \quad (20)$$

Onde  $P$  é a pressão,  $\rho_m$  é a massa específica da mistura e  $\tau_w$  o atrito com a parede, calculados segundo as expressões abaixo:

$$\rho_m = \alpha \rho_g + \alpha_o \rho_o + \alpha_w \rho_w \quad (21)$$

$$\tau_w = \frac{1}{2} f_m \rho_m j |j| \quad (22)$$

Onde  $f_m$  é o fator de atrito de Fanning, dado pela eq. (23):

$$f \left( Re, \frac{\varepsilon}{D} \right) = \left( -4 \log \left\{ \frac{1}{3,7065} \frac{\varepsilon}{D} - \frac{5,0452}{Re} \log \left[ \frac{1}{2,8257} \left( \frac{\varepsilon}{D} \right)^{1,1098} + \frac{5,8506}{Re^{0,8981}} \right] \right\} \right)^{-2} \quad (23)$$

$$Re = \frac{\rho_m D |j|}{\mu_m} \quad (24)$$

$$\mu_m = \alpha \mu_g + \alpha_o \mu_o + \alpha_w \mu_w \quad (25)$$

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

$$P_{i+1} = P_i + \Delta s \frac{4(\tau_p)_{i+1}}{D} + g (\rho_m)_{i+1} (z_{i+1} - z_i) \quad (26)$$

Onde  $z_i$  é a cota do nó  $i$ . Torna-se necessário então um valor de partida para a pressão em  $i + 1$ , esse valor é tomado como igual à pressão do ponto  $i$ . Cada iteração é sub-relaxada segundo a eq. (27). O valor de  $\lambda$  utilizado foi 0,5.

$$(P_{i+1})_{novo} = \lambda P_{calc} + (1 - \lambda)P_{ant} \quad (27)$$

Ao se chegar à base do *riser*, é possível calcular o estado do *pipeline*. Por continuidade, as velocidades e a pressão do *pipeline* são aquelas da base do *riser*:

Utilizando o modelo homogêneo para a fase líquida, podemos escrever:

$$j_l = j_o + j_w \quad (28)$$

$$\rho_l = \frac{\alpha_o \rho_o + \alpha_w \rho_w}{\alpha_o + \alpha_w} = \frac{\rho_o + \frac{j_w}{j_o} \rho_w}{1 + \frac{j_w}{j_o}} \quad (29)$$

$$\mu_l = \frac{\alpha_o \mu_o + \alpha_w \mu_w}{\alpha_o + \alpha_w} = \frac{\mu_o + \frac{j_w}{j_o} \mu_w}{1 + \frac{j_w}{j_o}} \quad (30)$$

A fração de vazio do pipeline pode então ser calculada pela equação de equilíbrio local da eq. (31).

$$\frac{1}{2} f_g \rho_g j_g^2 \frac{(1 - \gamma)}{\alpha_p^3} - \frac{1}{2} f_l \rho_l j_l^2 \frac{\gamma}{(1 - \alpha_p)^3} + \frac{1}{2} f_i \rho_g \left( \frac{\bar{J}_g}{\alpha_p} - u_i \right)^2 + (\rho_l - \rho_g) \frac{Ag \sin \beta}{\pi D} = 0 \quad (31)$$

Onde  $\gamma$  é a fração de parede molhada que se relaciona com a fração de vazio  $\alpha_p$  segundo a eq. (32),  $\gamma_i$  é o comprimento adimensional da interface dado por (33),  $f$  é o coeficiente de atrito de Fanning, dado pela eq. (23) para o gás e para líquido e adotado constante  $f_i = 0,0142$  para a tensão na interface. A velocidade na interface  $u_i$  é dada pela eq. (36).

$$\alpha_p = 1 - \gamma + \frac{1}{2\pi} \sin 2\pi\gamma \quad (32)$$

$$\gamma_i = \frac{S_i}{\pi D} = \frac{1}{\pi} \sin \pi\gamma \quad (33)$$

Os números de Reynolds se calculam segundo as eqs. (34) e (35)

$$Re_g = \frac{\rho_g |\bar{J}_g| D}{(1 - \gamma + \gamma_i) \mu_g} \quad (34)$$

$$Re_l = \frac{\rho_l |\bar{J}_l| D}{\gamma \mu_l} \quad (35)$$

$$u_i = \begin{cases} 1,8 \frac{\bar{J}_l}{1 - \alpha_p}, & Re_l < 2100 \\ \frac{\bar{J}_l}{1 - \alpha_p}, & Re_l \geq 2100 \end{cases} \quad (36)$$

Usando (32) e (33), o problema se reduz a achar a fração de parede molhada  $\gamma$  que é raiz da função definida na eq. (31). Sabendo que esta função é crescente com  $\gamma$  pode-se utilizar um método de dicotomia. Pode-se então calcular a fração de vazio do *pipeline*,  $\alpha_p$ , a partir da relação (32).

### 3.1. Teste das rotinas programadas

Para a validação das rotinas de estado estacionário com transferência de massa seus resultados foram comparados com os do software comercial OLGA® 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. O caso principal a ser programado está resumido na Tabela 1.

Também foi feita uma análise paramétrica variando alguns parâmetros chave, para ver se a rotina de MatLab capturava a física do problema:

- Vazão em -20% e +20%
- GOR em +25%
- Diâmetro de *choke* em -20% e +20%

Tabela 1. Dados do problema exemplo principal.

Variável de entrada	Valor	Unidade	Comentários
Vazão de gás	2	st m <sup>3</sup> /s	
GOR	450	[adm]	
WOR	0,5	[adm]	
Densidade do óleo	37,35	° API	
Densidade do gás	0,66	[adm]	Ar na cond. Padrão = 1
Temperatura	333	K	
Salinidade da água	0	% w NaCl	
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	<i>Pipeline e riser</i>
Abertura válvula de <i>choke</i>	128	1/64 "	
Número de nós do <i>riser</i>	1650	-	
Precisão	10-6	-	
Subrelaxação	0,5	-	

## 4. Resultados

### 4.1. Problema-exemplo principal

Na **Erro! Fonte de referência não encontrada.** estão os gráficos de pressão, fração de vazio e velocidade superficial para o problema exemplo principal. Percebe-se que ambos os programas seguem as mesmas tendências. Na

Tabela 2 estão alguns valores em pontos estratégicos do escoamento para comparação. A coluna “ $\Delta$  (%)” apresenta os desvios percentuais entre os resultados em MatLab e do software OLGA.

Há 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, 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 12 bar a montante da válvula. Como mostra a

Tabela 2, coluna “ $\Delta$  *choke* (%)” a mudança mais significativa é o melhor casamento entre a velocidades superficiais do gás no topo do *riser*. Ainda se verificam diferenças na queda de pressão e nas frações de vazio. Segundo o capítulo 3, Cálculo do Estado Estacionário, a queda de pressão é função da fração de vazio, e que esta é calculada a partir da correlação de *drift*. O modelo de Bendiksen (1984), um modelo simples, 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” de 0,12. Na

Tabela 2 a coluna “ $\Delta$  *drift* (%)” mostra que os resultados batem muito melhor.

A conclusão que se pode tirar é que as diferenças entre os resultados da rotina de MatLab e do software OLGA se devem principalmente a

- Diferente modelo de válvula de *choke*
- Diferente lei de escorregamento para cálculo das frações de vazio

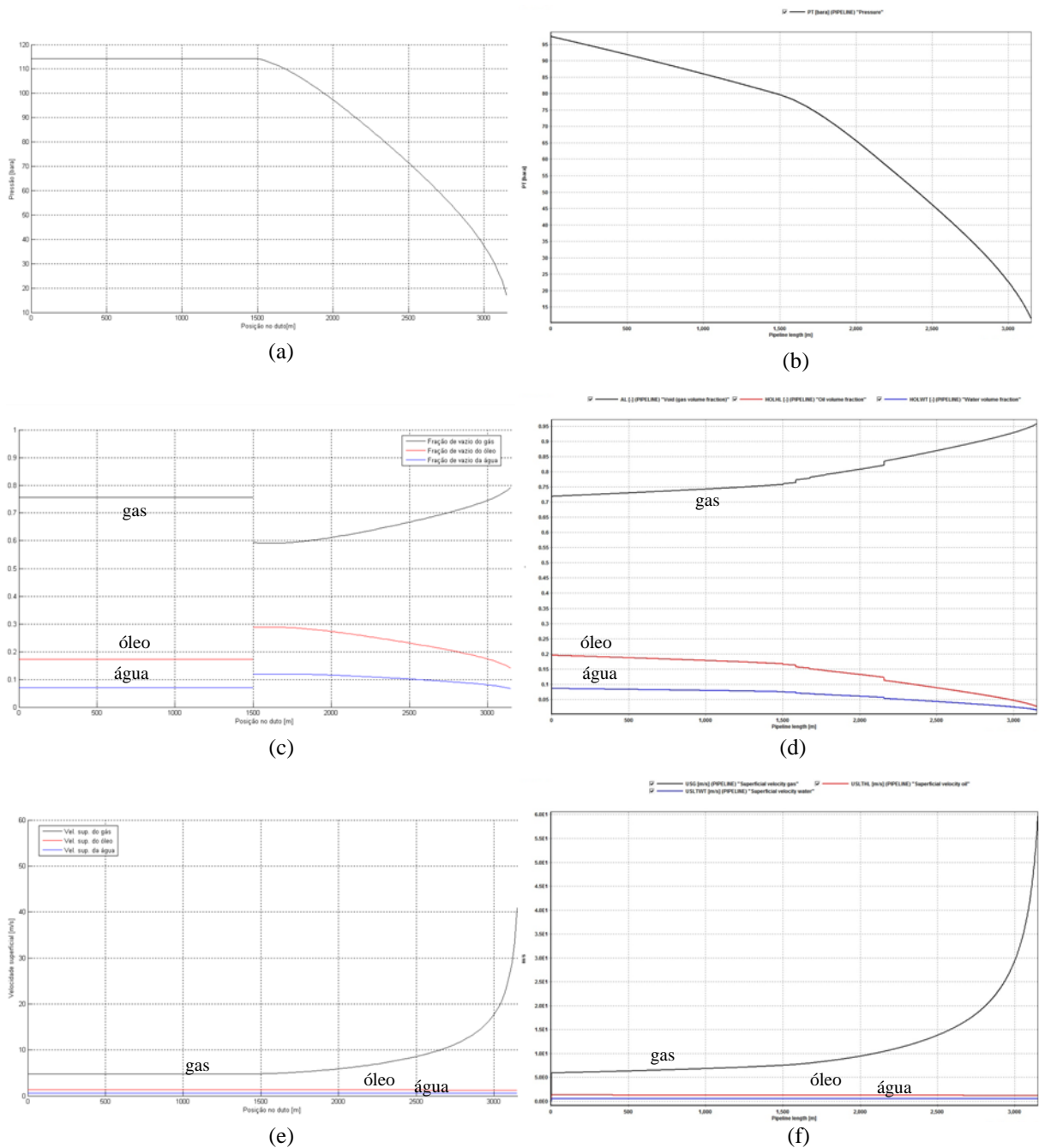


Figura 3. Resultados das simulações com os dados da Tabela 1. (a) Pressão MatLab, (b) Pressão OLGA, (c) Frações de vazio MatLab, (d) Frações de vazio OLGA, (e) Vel. superficiais MatLab, (f) Vel. superficiais OLGA

Tabela 2. Comparação entre os resultados da rotina em MatLab com os do software OLGA

		OLGA	MatLab	$\Delta$ (%)	$\Delta$ choke (%)	$\Delta$ drift (%)
<b>Pressão [bar]</b>	<i>Pipeline*</i>	90	122	35,6	34,4	5,9
	<i>Topo riser</i>	12	18,7	55,8	0,0	0,0
	<i>DP riser</i>	80	103,7	29,6	36,4	4,1
<b>Fração de vazio []</b>	<i>Pipeline*</i>	0,69	0,707	2,5	2,6	4,5
	<i>Base riser</i>	0,69	0,528	23,5	23,0	3,3
	<i>Topo riser</i>	0,95	0,781	17,8	15,9	3,3
<b>Vel. sup. gás [m/s]</b>	<i>Pipeline*</i>	6,2	4,2	32,3	30,6	5,2
	<i>Topo riser</i>	54	36,9	31,7	8,1	8,1
<b>Vel. Sup. líq [m/s]</b>	<i>Base riser</i>	2,36	2,45	3,8	3,5	0,8



## 4.2. Estudo paramétrico

A Tabela 3 mostra os efeitos das variações de vazão: diminuindo-a em 20% temos  $Q_{g0} = 4 \text{ st m}^3/\text{s}$ ,  $Q_{o0} = 0,009174 \text{ st m}^3/\text{s}$  e  $Q_{w0} = 0,004587 \text{ st m}^3/\text{s}$ , aumentando-a em 20% temos  $Q_{g0} = 6 \text{ st m}^3/\text{s}$ ,  $Q_{o0} = 0,013761 \text{ st m}^3/\text{s}$  e  $Q_{w0} = 0,006881 \text{ st m}^3/\text{s}$ . 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 na diminuição de vazão, 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.

Tabela 3. Análise paramétrica da vazão

		Principal		Vazão -20%				Vazão +20%			
		MatLab	OLGA	MatLab	$\Delta$ (%)	OLGA	$\Delta$ (%)	MatLab	$\Delta$ (%)	OLGA	$\Delta$ (%)
Pressão [bar]	Pipeline*	122	90	105	-13,9	76	-15,6	139,6	14,4	100	11,1
	Topo riser	18,7	12	15,2	-18,7	10	-16,7	22,2	18,7	15	25,0
	DP riser	103,7	80	89,9	-13,3	66	-17,5	117,4	13,2	85	6,3
Fração de vazão []	Pipeline*	0,707	0,69	0,757	7,1	0,72	4,3	0,657	-7,1	0,67	-2,9
	Base riser	0,528	0,69	0,569	7,8	0,72	4,3	0,4882	-7,5	0,67	-2,9
	Topo riser	0,781	0,95	0,789	1,0	0,95	0,0	0,7717	-1,2	0,94	-1,1
Vel. sup. gás [m/s]	Pipeline*	4,2	6,2	4,145	-1,3	6,2	0,0	4,23	0,7	6,5	4,8
	Topo riser	36,9	54	36,74	-0,4	55	1,9	36,93	0,1	55	1,9
Vel. Sup. líq [m/s]	Base riser	2,45	2,36	1,92	-21,6	1,83	-22,5	3,00	22,4	3	27,1

Na Tabela 4 podem se encontrar os resultados de um aumento de 25% no GOR, que fornece  $GOR = 545$ ,  $Q_{g0} = 5 \text{ st m}^3/\text{s}$ ,  $Q_{o0} = 0,009174 \text{ st m}^3/\text{s}$  e  $Q_{w0} = 0,004587 \text{ st m}^3/\text{s}$ . Tendências similares são encontradas novamente: a diminuição dos níveis de pressão e das velocidades superficiais de líquido, o aumento das frações de vazão do pipeline, base e topo do riser e o aumento das velocidades superficiais do gás são compatíveis nos dois modelos.

Tabela 4. Análise paramétrica do GOR

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

Tabela 5. Análise paramétrica do diâmetro de choke

		Principal		Diam. choke -20%				Diam. choke +20%			
		MatLab	OLGA	MatLab	$\Delta$ (%)	OLGA	$\Delta$ (%)	MatLab	$\Delta$ (%)	OLGA	$\Delta$ (%)
Pressão [bar]	Pipeline*	122	90	125,4	2,8	95	5,6	121,4	-0,5	88	-2,2
	Topo riser	18,7	12	28	49,7	20	66,7	13,5	-27,8	8	-33,3
	DP riser	103,7	80	97,4	-6,1	75	-6,3	107,8	4,0	80	0,0
Fração de vazão []	Pipeline*	0,707	0,69	0,705	-0,3	0,68	-1,4	0,708	0,1	0,7	1,4
	Base riser	0,528	0,69	0,521	-1,3	0,68	-1,4	0,53	0,4	0,7	1,4
	Topo riser	0,781	0,95	0,755	-3,3	0,93	-2,1	0,795	1,8	0,96	1,1
Vel. sup. gás [m/s]	Pipeline*	4,2	6,2	4,1	-2,4	6	-3,2	4,3	2,4	6,5	4,8
	Topo riser	36,9	54	24,1	-34,7	34	-37,0	51,6	39,8	81	50,0
Vel. Sup. líq [m/s]	Base riser	2,45	2,36	2,46	0,4	2,44	3,4	2,4469	-0,1	2,19	-7,2

A Tabela 5 expõe os resultados da análise paramétrica do diâmetro de abertura da válvula 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.

## 5. Conclusões

Os resultados do modelo proposto neste trabalho de formatura e os do software comercial OLGA seguem as mesmas tendências. 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 leva 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 houve boa concordância entre as tendências dos dois programas, o que mostra que a rotina de cálculo proposta neste documento captura de forma similar 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. Referências

- Baliño, J.L., 2008, *Análise de intermitência severa em risers de geometria catenária*, Tese de Livre Docência, Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, 141 p.
- Beggs, H. D. & Robinson, J. R., *Estimating the viscosity of crude oil systems*, JPT, pp. 1140-1141, Setembro 1975
- Bendiksen, K.H., 1984, *An experimental investigation of the motion of long bubbles in inclined tubes*, Int. J. Multiphase Flow, vol. 10, No. 4, pp. 467-483.
- Collins, A. G., *Properties of produced waters*, Petroleum Engineering Handbook, H. B. Bradley et al., (eds.), SPE, Dallas, 1987.
- 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., 1994, *Petroleum Production Systems*, Prentice Hall Petroleum Engineering Series.
- 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.
- 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., 2009, *Modelagem e Cálculo de Vazão em Medidores de Pressão Diferencial*, Relatório Final projeto Petrobrás/FUSP 0050.0024094.06.2.
- Standing, M. B. & Katz, D. L., *Density of natural gases*, Trans. AIME, Vol. 146, pp. 140-149, 1942
- Taitel, Y., 1986, *Stability of severe slugging*, Int. J. Multiphase Flow, vol. 12, pp. 203-217.
- 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 as Pressures Below Bubblepoint Pressure – A New Approach*, Journal of Canadian Petroleum Technology, vol. 38, No. 13, 1999.
- Wordsworth, C., Das, I., Loh, W.L., McNulty, G., Lima, P.C. & Barbuto, F., 1998, *Multiphase Flow Behaviour in a Catenary Shaped Riser*, vol. I, II e III, CALtec Report No.: CR 6820.

## Numerical implementation and parametric analyses for Severe Slugging studies in oil production systems

**Raoni Ribeiro Aredes de Oliveira**

raoni.rao@gmail.com

**Abstract.** This paper implements 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 slugging regime in the riser and stratified smooth in the pipeline. This model is of the NPW type, or No-Pressure-Wave, because it uses one continuity equation for each phase and a total momentum equation for the mixture. In this momentum equation the inertial effects are neglected, what makes the pressure pulses travel at an infinite speed – hence the name of the model. As a closure law we use the drift-flux model. The incorporation of the vaporization effects is an improvement of the model developed in Baliño (2008). The calculation of this steady state is used in the prediction and study of the severe slugging phenomenon, and this has an important role in the offshore oil extraction. This work is part of a bigger project sponsored by Petrobrás.

**Keywords:** Oil production, Severe Slugging, Pipeline-Riser System, No-Pressure-Wave Model (NPW), Black-Oil Model