

RAFAEL HORSCHUTZ NEMOTO

**MELHORAMENTO DE MODELO DE ESCOAMENTO MULTIFÁSICO
PARA SIMULAÇÃO DO FENÔMENO DE INTERMITÊNCIA SEVERA
EM SISTEMAS DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO**

**São Paulo
2008**

RAFAEL HORSCHUTZ NEMOTO

**MELHORAMENTO DE MODELO DE ESCOAMENTO MULTIFÁSICO
PARA SIMULAÇÃO DO FENÔMENO DE INTERMITÊNCIA SEVERA
EM SISTEMAS DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO**

**Trabalho de Formatura apresentado à Escola
Politécnica da Universidade de São Paulo, para
a obtenção do Diploma de Engenheiro Mecânico
com habilitação em Automação e Sistemas.**

**Área de Concentração:
Engenharia Mecânica**

**Orientador:
Prof. Dr. Jorge Luis Baliño**

**São Paulo
2008**

AUTORIZO A REPRODUÇÃO E DIVULGAÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

FICHA CATALOGRÁFICA

Nemoto, Rafael Horschutz

Melhoramento de modelo de escoamento multifásico para simulação do fenômeno de intermitência severa em sistemas de produção de petróleo.

R.H. Nemoto. – São Paulo, 2008
56 p.

Trabalho de Conclusão de Curso – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Mecatrônica.

1. Intermitência severa 2. Sistema *pipeline-riser* 3. Escoamento multifásico 4. Tecnologia de produção de petróleo

DEDICATÓRIA

A meus queridos pais e a minha irmã, que sempre e incondicionalmente me apoiaram em todas as empreitadas.

A meus queridos amigos da graduação, que tornaram as aulas e estudos mais divertidos e ricos.

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Jorge Luis Baliño, que, no decorrer dos trabalhos, sempre se mostrou solícito e paciente.

À Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, que me deu a oportunidade de trabalhar em uma área sobremaneira atraente e interessante.

À FAPESP (Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo) pelo apoio constante durante a realização dos trabalhos.

À Petrobras, por possibilitar a participação no desenvolvimento de tecnologia para sistemas *off-shore* de exploração de petróleo.

"Os reis deixaram aqui suas coroas e cetros; os heróis, suas armas. Mas os grandes espíritos, cuja glória estava neles e não em coisas externas, levaram com eles sua grandeza".

Arthur Schopenhauer, aos 16 anos.

MELHORAMENTO DE MODELO DE ESCOAMENTO MULTIFÁSICO PARA SIMULAÇÃO DO FENÔMENO DE INTERMITÊNCIA SEVERA EM SISTEMAS DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO

Autor: RAFAEL HORSCHUTZ NEMOTO

Orientador: Prof. Dr. JORGE LUIS BALIÑO

RESUMO

O trabalho tem como objetivo o estudo de um modelo de escoamento multifásico, sua aplicação na simulação do fenômeno de intermitência severa e sua melhoria, de modo que, para uma dada configuração, os resultados obtidos com as simulações aproximem-se dos obtidos por meio de experimentos. O sistema modelado baseia-se no conjunto piping-riser com geometria catenária, comumente usada em sistemas offshore de produção de petróleo. O modelo matemático envolve a aplicação da equação da continuidade para as fases líquida e gasosa e da equação de momento simplificada para a mistura, desprezando a inércia. É utilizado como lei de fechamento um modelo de drift flux, avaliado para condições locais no riser. A simulação de condições previamente consideradas em experimentos indicou a ocorrência de ciclos de intermitência severa com períodos menores que os obtidos experimentalmente. Após a implementação de uma nova correlação para o modelo de fluxo de deriva e a comparação com a correlação anteriormente empregada, foi possível identificar um melhor comportamento para a nova correlação. Com isso, prosseguiu-se para sua adequação ao modelo, que após testes, levou à melhoria dos resultados. Conclui-se, portanto, que o trabalho atingiu seu objetivo.

Palavras-chave: Golfada severa. Sistema *pipeline-riser*. Escoamento Multifásico. Tecnologia de produção de Petróleo.

IMPROVEMENT OF MULTIPHASE FLOW MODEL FOR SIMULATION OF THE SEVERE SLUGGING PHENOMENON IN PETROLEUM PRODUCTION SYSTEMS

Author: RAFAEL HORSCHUTZ NEMOTO

Adviser: Prof. Dr. JORGE LUIS BALIÑO

ABSTRACT

The study aims to analyse a multiphase flow model, its application in the simulation of the severe slugging phenomenon and promote its improvement, so that, for a given configuration, the results obtained from simulations can better approximate the obtained from experiments. The model is based on a pipeline-riser system with catenary geometry, commonly used in offshore petroleum production systems. The mathematical model involves the application of the continuity equation for the liquid and gas phases and the use of a simplified momentum equation for the mixture, in which the inertia is ignored. The closure law used in the model is known as drift flux model. The simulation of conditions previously considered in experiments, showed the occurrence of severe slugging cycles with smaller periods than the experimentally observed. After the implementation of a new correlation for the drift flux model and the comparison between this and the previously applied correlation, it was possible to identify a more adequate behavior for the new one. The next step was the application of the new correlation in the model that, after tests, revealed better predictions. Thus, the study improved the results and therefore achieved its goal.

Keywords: Severe Slugging. Pipeline-riser system. Multiphase flow. Petroleum production technology.

LISTA DE FIGURAS

	Página
1 Etapas da intermitência severa (de Taitel (1986) e Schmidt (1977)).	3
2 Esboço de padrões de escoamento para escoamento bifásico em duto vertical. Adaptado de Brennen (2005).	7
3 Fluxograma simplificado do programa computacional desenvolvido por Baliño (2006).	16
4 Fluxograma simplificado do programa computacional criado para investigação da influência das diferentes correlações no modelo de fluxo de deriva.	18
5 Etapas ilustrando a não-convergência da fração de vazio. O eixo das abscissas é dado pelo número correspondente aos nós.	22
6 Velocidades superficiais de líquido e gás em função da velocidade superficial total para duto horizontal e fração de vazio de 25 %.	24
7 Velocidades superficiais de líquido e gás em função da velocidade superficial total para duto horizontal e fração de vazio de 50 %.	24
8 Velocidades superficiais de líquido e gás em função da velocidade superficial total para duto horizontal e fração de vazio de 75 %.	25
9 Velocidades superficiais de líquido e gás em função da velocidade superficial total para duto vertical e fração de vazio de 25 %.	25
10 Velocidades superficiais de líquido e gás em função da velocidade superficial total para duto vertical e fração de vazio de 50 %.	26
11 Velocidades superficiais de líquido e gás em função da velocidade superficial total para duto vertical e fração de vazio de 75 %.	26
12 Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo A.	29
13 Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo B.	30
14 Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo C.	30

15	Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo D.	31
16	Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo E.	31
17	Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo A.	32
18	Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo B.	33
19	Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo C.	33
20	Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo D.	34
21	Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo E.	34
22	Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo A.	36
23	Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo B.	36
24	Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo C.	37
25	Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo D.	37
26	Evolução da pressão no base do <i>riser</i> para o caso de estudo E.	38

LISTA DE TABELAS

	Página
1 Definição de casos de estudo.	27
2 Propriedades dos fluidos, geometria do sistema e outras constantes empregadas nas simulações.	28
3 Período dos ciclos de intermitência severa para o caso de estudo A.	40
4 Período dos ciclos de intermitência severa para o caso de estudo B.	40
5 Período dos ciclos de intermitência severa para o caso de estudo C.	41
6 Período dos ciclos de intermitência severa para o caso de estudo D.	41
7 Período dos ciclos de intermitência severa para o caso de estudo E.	41
8 Comparação de resultados de simulação e experimentação para o caso de estudo A. .	42
9 Comparação de resultados de simulação e experimentação para o caso de estudo B. .	43
10 Comparação de resultados de simulação e experimentação para o caso de estudo C. .	43
11 Comparação de resultados de simulação e experimentação para o caso de estudo D. .	43
12 Comparação de resultados de simulação e experimentação para o caso de estudo E. .	43

SUMÁRIO

	Página
RESUMO	vi
ABSTRACT	vii
LISTA DE FIGURAS	viii
LISTA DE TABELAS	x
1 INTRODUÇÃO	1
1.1 Motivação	1
1.2 Justificativa	2
1.3 Objetivos	4
2 REVISÃO DE LITERATURA	6
2.1 O modelo de fluxo de deriva (<i>drift flux model</i>)	6
2.1.1 As variáveis relacionadas ao modelo	6
2.1.2 Desenvolvimento do modelo	8
2.2 Correlações para modelo de fluxo de deriva em dutos inclinados	10
2.2.1 Bendiksen (1984)	10
2.2.2 Chexal <i>et al.</i> (1992)	11
2.3 O modelo de escoamento multifásico a ser melhorado	12
2.3.1 Introdução ao modelo	12
2.3.2 Apresentação do programa computacional	13
2.3.3 Análise da influência dos parâmetros do modelo de fluxo de deriva nos resultados das simulações	14

3 METODOLOGIA	17
3.1 Programa computacional para teste das correlações	17
3.2 Implementação da correlação de Bendiksen	19
3.3 Implementação da correlação de Chexal	19
3.4 Adaptação do modelo de escoamento multifásico original à correlação de Chexal	20
4 RESULTADOS	23
4.1 Resultados obtidos com o programa de testes	23
4.2 Definição de casos de estudo	27
4.2.1 Resultados obtidos com o modelo de escoamento multifásico original	29
4.2.2 Resultados obtidos com o modelo de escoamento multifásico modificado	32
4.2.3 Apresentação dos dados experimentais	35
5 DISCUSSÃO	39
5.1 Comparação entre os resultados obtidos com as correlações de Bendiksen e de Chexal, por meio do programa de teste	39
5.2 Comparação entre os resultados obtidos com o modelo original, com o modificado e provenientes de experimentação	40
6 CONCLUSÕES	45
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	47
APÊNDICES	49

1 INTRODUÇÃO

1.1 Motivação

A grande maioria dos escoamentos que ocorrem na natureza são multifásicos. Por exemplo, as nuvens são gotas de líquido mexendo-se envoltas em gás. Petróleo, gás e água coexistem na crosta terrestre. A transferência de calor por ebulição é de fundamental importância na geração de energia elétrica. Os processos químicos envolvem misturas, emulsões e catálises. Na área de alimentação, tomamos bebidas carbonatadas (como refrigerantes, cerveja, etc.) e comemos emulsões e suspensões (como maionese, manteiga, etc.). A ampla presença de escoamentos multifásicos mostra a necessidade de uma descrição geral para compreender seu comportamento.

Em um escoamento multifásico, as diferentes fases são distinguíveis fisicamente uma de outra (Drew & Passman, 1999). Como dentro de cada fase podemos ter diferentes componentes e fenômenos turbulentos, a complexidade dos escoamentos multifásicos é ainda maior.

O principal fator que incrementa a complexidade dos escoamentos multifásicos é a existência de interfaces, cuja forma e posição ao longo do tempo é impossível de ser determinada. Como em escoamentos turbulentos, recorre-se a um tratamento estatístico. Parâmetros de interesse que surgem do processo de média estatística (*ensemble average*) neste tipo de problemas são a fração de vazio (*void fraction*) e a densidade de área interfacial (*interfacial area*).

Existem na literatura diferentes modelos para tratar problemas de escoamento multifásico, dos mais simples (modelo homogêneo) até os mais complexos (como o de escoamentos separados), nos quais se modelam os termos de interação entre as diferentes fases (Wörner, 2003).

O estado da arte na modelagem de escoamento multifásico ainda não evoluiu suficientemente para garantir o bom comportamento matemático das equações resultantes.

1.2 Justificativa

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). 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 golfadas severas 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 Figura 1(a).

Um ciclo de intermitência severa pode ser descrito em termos das etapas apresentadas a seguir. 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 separador. Como consequência disto, a coluna do *riser* se torna mais pesada e a pressão na base aumenta, comprimindo o gás na linha e criando

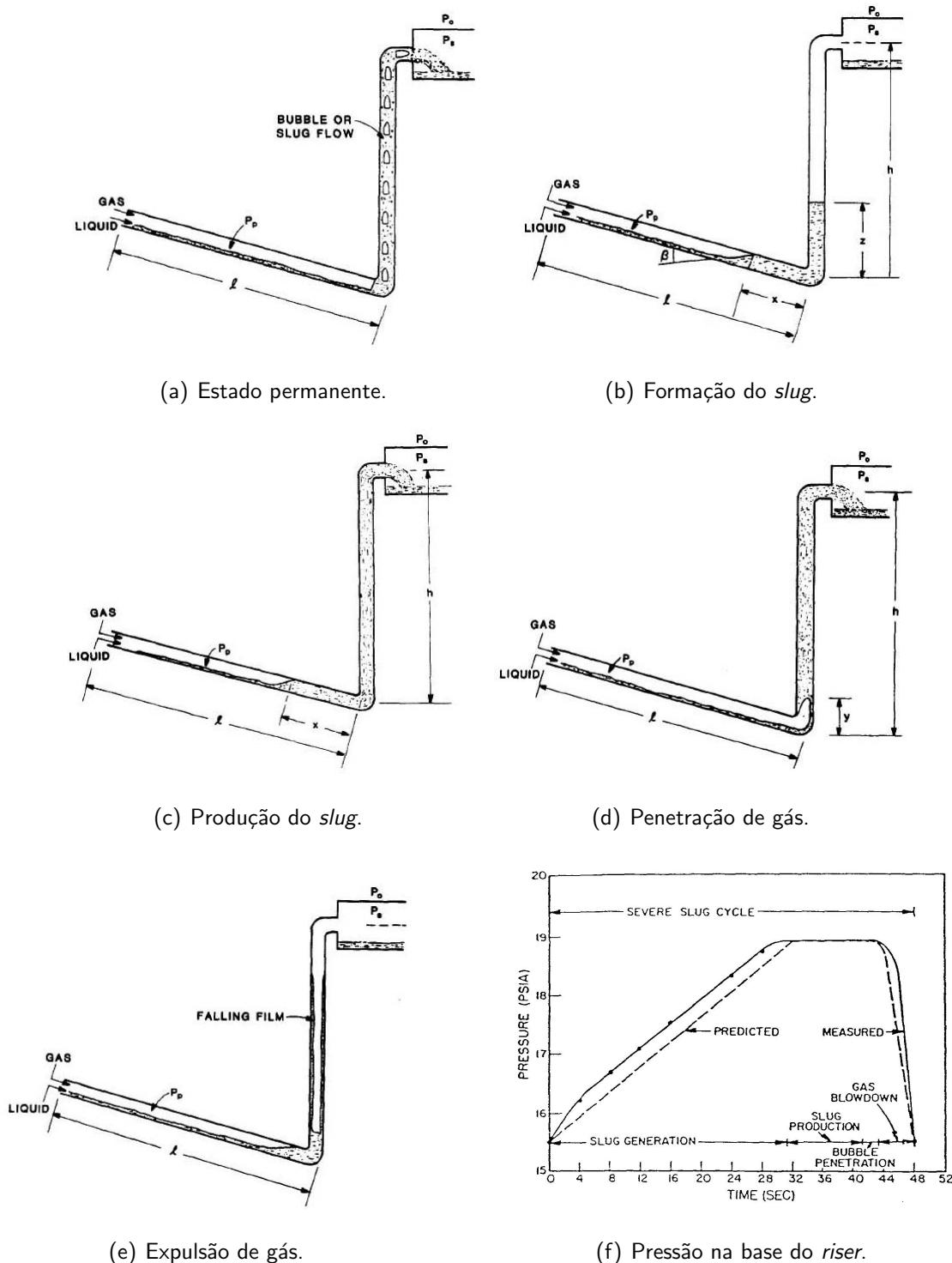


Figura 1: Etapas da intermitência severa (de Taitel (1986) e Schmidt (1977)).

uma região de acumulação de líquido; esta etapa é conhecida como formação do *slug* (Figura 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* (Figura 1(c)).

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

A 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 (Figura 1(e)).

A Figura 1(f) mostra as diferentes etapas na evolução de pressão na base do *riser* correspondente a uma experiência sob condições de laboratório (Schmidt, 1977).

De acordo com Wordsworth et al. (1998), as consequências indesejáveis da intermitência severa são:

- 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.

1.3 Objetivos

A comparação das simulações para uma pressão de separação $P_s = 2\text{ bar}$, resultou em ciclos de intermitência severa com períodos menores que os experimentais (diferenças de aproximadamente 30 %).

Em relação às causas do erro na determinação do ciclo de intermitência, aparentemente a correlação de Bendiksen (apresentada por Bendiksen (1984)) utilizada no modelo, válida para escoamento *plug* e *slug*, superestima a velocidade do gás para outras configurações de escoamento (*churn* e anular) que aparecem no transiente na fase de expulsão de gás (*blowdown*).

De modo a melhorar a simulação dos transientes de ciclo limite na intermitência severa, planeja-se o estudo da correlação de *drift* válida para configurações de escoamento *churn* e anular (Chexal et al., 1992).

Espera-se que com a adequação do modelo à nova correlação, tenhamos melhorias com relação à predição da ocorrência dos ciclos de intermitência severa, tendo o presente trabalho este como principal objetivo.

2 REVISÃO DE LITERATURA

2.1 O modelo de fluxo de deriva (drift flux model)

Existem basicamente dois tipos de modelo propostos para a análise de escoamentos multifásicos. Segundo Whalley (1996), são o modelo de escoamento homogêneo e o modelo de escoamento separado.

O primeiro assume que as fases constituintes do escoamento estão bem misturadas e, portanto, possuem mesma velocidade. No modelo de escoamento separado, como o próprio nome deixa claro, cada fase possui sua velocidade característica.

O modelo de fluxo de deriva provém do modelo de escoamento separado e foca-se particularmente no movimento relativo entre as fases. É aplicado em escoamentos em que a velocidade da fase gasosa é bem definida, por exemplo nos casos em que o padrão de escoamento é do tipo *bubbly* ou do tipo *plug* (ver figura 2). Não é aconselhável sua aplicação nos casos em que o padrão é do tipo *annular*, o qual possui duas velocidades características para uma única fase: a velocidade do filme de líquido e a velocidade das gotas.

2.1.1 As variáveis relacionadas ao modelo

Nesta seção são apresentadas as variáveis fundamentais para a compreensão do modelo de fluxo de deriva, assim como para a compreensão do restante do trabalho, que fará referência constante a tal modelo.

Adotando a padronização de símbolos apresentada em Brennen (2005), assuma o caso em que um escoamento bifásico (líquido e gás) ocorre em um duto com uma seção transversal de área A . Considere que o gás ocupa, em determinada posição do duto, uma seção transversal de área A_g e que o líquido ocupa o restante da seção transversal e, portanto, uma área A_l . A velocidade da fase gasosa será denotada por u_g e a velocidade do líquido será u_l .

A fração de vazio é definida pela razão entre a área de seção transversal ocupada pelo gás

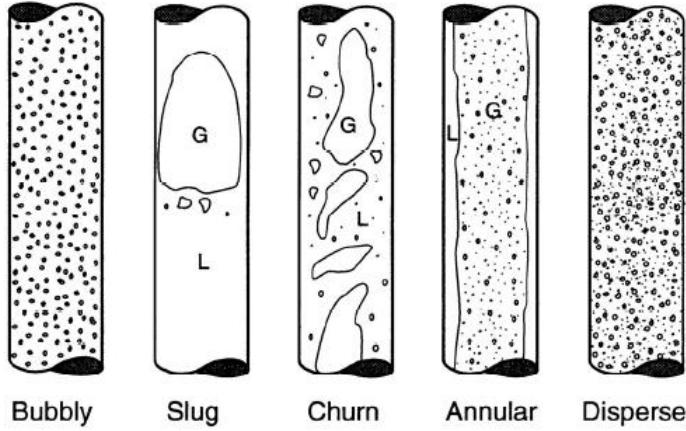


Figura 2: Esboço de padrões de escoamento para escoamento bifásico em duto vertical. Adaptado de Brennen (2005).

e a área de seção transversal total. E é representada pela letra grega α , como indica a equação que segue:

$$\alpha = \frac{A_g}{A} \quad (1)$$

A velocidade superficial para o gás será indicada por j_g e para o líquido por j_l ; alternativamente a velocidade superficial também é chamada de fluxo volumétrico, pois pode ser definida como vazão volumétrica por unidade de área. Tais velocidades são dadas pelas seguintes equações:

$$j_g = \frac{u_g A_g}{A} = u_g \alpha \quad (2)$$

$$j_l = \frac{u_l A_l}{A} = u_l (1 - \alpha) \quad (3)$$

Segundo Whalley (1996), a velocidade superficial de uma fase corresponde à velocidade que esta fase teria se escoasse sozinha no duto. Há também a velocidade superficial total, indicada somente por j e definida como a soma das velocidades superficiais de gás e líquido, como traduz a expressão a seguir:

$$j = j_g + j_l \quad (4)$$

Como medida para o movimento relativo entre as fases, defini-se a velocidade de deriva (*drift velocity*). A velocidade de deriva de uma fase é definida como a velocidade dessa fase com relação a uma referência que se move com uma velocidade igual à velocidade superficial total, ou seja:

$$u_{gj} = u_g - j \quad (5)$$

$$u_{lj} = u_l - j \quad (6)$$

Com o conhecimento das variáveis apresentadas é possível avançar na apresentação do modelo de fluxo de deriva, que terá seu desenvolvimento apresentado de maneira simplificada na seção que segue.

2.1.2 Desenvolvimento do modelo

Pretende-se com essa seção apresentar, de maneira simplificada, as idéias que alicerçam o modelo de fluxo de deriva. Os responsáveis pelo modelo são Zuber & Findlay (1965) e o equacionamento que será introduzido pode ser encontrado em Chexal et al. (1992).

O método de fluxo de deriva leva em conta os efeitos da não-uniformidade de velocidades e de distribuições de densidade, assim como os efeitos das velocidades relativas locais entre as fases.

Sendo que a fração de vazio média no duto é de interesse, é conveniente definir o valor médio de um escalar ou entidade vetorial, indicado por \hat{f} , sobre o duto:

$$\hat{f} = \frac{1}{A} \int_A f \, dA \quad (7)$$

A média tomada com relação a área de seção transversal é útil, pois parâmetros que variam em três dimensões podem ser reduzidos a formas quasi-unidimensionais. Entretanto, informações sobre mudanças na direção normal ao escoamento principal são perdidas devido ao uso de médias baseadas na área e devem ser reinseridas por meio de dados empíricos ou usando modelos simplificados.

Por conseguinte, tem-se que a fração de vazio média sobre o duto será dada por:

$$\hat{\alpha} = \frac{1}{A} \int_A \alpha \, dA \quad (8)$$

Para uma densidade da fase gasosa constante, a vazão volumétrica de gás no duto pode ser expressa em termos da velocidade de gás e fração de vazio locais:

$$Q_g = \frac{1}{A} \int_A (u_g \alpha) \, dA \quad (9)$$

A vazão no duto também pode ser expressa em termos da fração de vazio média, da média ponderada da velocidade de gás e da área do duto:

$$Q_g = A \hat{\alpha} \bar{u}_g \quad (10)$$

Resolvendo para a velocidade do gás, resulta:

$$\bar{u}_g = \frac{Q_g}{\hat{\alpha} A} = \frac{1}{\hat{\alpha} A} \int_A (u_g \alpha) \, dA \quad (11)$$

Na equação 11, se a vazão volumétrica é conhecida, especificando a média ponderada da velocidade do gás, obtemos a fração de vazio média.

Neste momento é adequado inserir os conceitos de velocidade superficial apresentados na seção anterior. De acordo com a equação 5, é possível relacionar a velocidade do gás com a velocidade superficial total e a velocidade de deriva da seguinte maneira:

$$u_g = j + u_{gj} \quad (12)$$

Substituindo essa expressão na equação 11, obtemos:

$$\bar{u}_g = \frac{1}{\hat{\alpha} A} \int_A (j \alpha) \, dA + \frac{1}{\hat{\alpha} A} \int_A (u_{gj} \alpha) \, dA \quad (13)$$

Que pode ser reduzida para:

$$\bar{u}_g = \bar{j} + \bar{u}_{gj} \quad (14)$$

Nessa expressão o primeiro termo do lado direito da equação é a média ponderada da densidade de velocidade superficial da mistura, \bar{j} , e o segundo termo é a média ponderada da velocidade de deriva, \bar{u}_{gj} . Finalmente um parâmetro de distribuição C_d é definido como a razão

da média ponderada da densidade de velocidade superficial, \bar{j} pela média na seção da densidade de velocidade superficial, \hat{j} . O que resulta na seguinte expressão:

$$C_d \equiv \frac{\bar{j}}{\hat{j}} = \frac{1}{\hat{j}} \left[\frac{1}{\hat{\alpha} A} \int_A (j\alpha) dA \right] = \frac{\hat{\alpha} \bar{j}}{\hat{\alpha} \hat{j}} \quad (15)$$

Com isso obtém-se a seguinte equação:

$$\bar{u}_g = C_d \hat{j} + \bar{u}_{gj} \quad (16)$$

Nesta equação, a média ponderada da velocidade do gás está relacionada com o parâmetro de distribuição, C_d , e com a média ponderada da velocidade de deriva, \bar{u}_{gj} . A vantagem que esta equação oferece é que os efeitos de densidade e distribuição do escoamento foram separadas dos efeitos das diferenças locais de velocidade entre fases.

Através de correlações obtidas por meio de experimentação, é possível estimar os valores de C_d e de \bar{u}_{gj} . Tais correlações tem o papel de reinserir as informações perdidas durante o processo de média. A partir de agora, \bar{u}_{gj} será designado, por simplicidade, por U_d .

Na próxima seção são apresentadas duas correlações, ambas analisadas em profundidade neste trabalho, que permitem o cálculo dos parâmetros do modelo de fluxo de deriva, U_d e C_d , baseando-se para isso em diferentes variáveis.

2.2 Correlações para modelo de fluxo de deriva em dutos inclinados

2.2.1 Bendiksen (1984)

Este trabalho reporta uma pesquisa experimental de propagação de bolhas em escoamento intermitente, utilizando como detectores um conjunto de foto-transmisores na faixa do infravermelho. Foram realizados experimentos numa bancada água-ar com ângulos de inclinação entre -30 e 90 graus com a horizontal, diâmetros entre 1,9 e 5,0 cm e velocidades médias de líquido de até 5 m/s.

Os resultados foram correlacionados com a relação básica de fluxo de deriva, onde os parâmetros são funções dos números de Reynolds, Froude, tensão superficial adimensional e ângulo de inclinação.

Como resultado fundamental deste trabalho, apresenta-se uma correlação de fluxo de

deriva, em função do ângulo de inclinação, que satisfaz os valores limite correspondentes a condutos horizontais e verticais.

2.2.2 Chexal et al. (1992)

Este artigo apresenta uma correlação para a fração de vazio em escoamentos bifásicos que é válida para uma ampla faixa de valores de pressão, vazão, fração de vazio, tipos de fluidos (vapor-água, ar-água, hidrocarbonetos e oxigênio), e denominada de correlação Chexal-Lellouche. Esta correlação foi qualificada a partir de vários conjuntos de dados experimentais para escoamentos bifásicos (duas fases/dois fluidos) em regime permanente para uma ampla faixa de condições termodinâmicas e geometrias típicas de instalações de usinas nucleares tipo PWR e BWR, assim como, para tubos com inclinação qualquer e diâmetro até 450 mm. A correlação é baseada no modelo de deriva. Os parâmetros do modelo de deriva são determinados tanto para escoamentos bifásicos com o fluxo das duas fases na mesma direção como para escoamento bifásico com fluxo das duas fases em direção oposta, e ampla faixa de pressão, vazão e fração de vazio.

O objetivo principal deste trabalho é apresentar uma correlação empírica baseada no modelo de deriva que elimina a necessidade de se conhecer o regime de escoamento antes que a predição da fração de vazio possa ser realizada.

A correlação de Chexal-Lellouche, descrita neste trabalho, apresenta um bom ajuste com dados experimentais que cobrem uma ampla faixa de variação de pressão, vazão, propriedade dos fluidos e diâmetro de tubulações. Esse sucesso deve-se em parte ao fato de que os parâmetros do modelo de deriva dessa correlação respeitam os seguintes requisitos:

- Devem ser contínuos, exceto na interface entre as fases e quando descontinuidades geométricas estão presentes;
- Devem ter derivada de primeira ordem finita ou mesmo contínua;
- A fração de vazio como função dos parâmetros do modelo de deriva deve variar entre os valores zero e um, e
- Devem recuperar valores limites.

Estes requisitos devem ser satisfeitos por qualquer correlação para a fração de vazio baseada no modelo de deriva que tenha por objetivo um bom acordo com resultados provenientes de ex-

perimentos. Os requisitos de continuidade e suavidade para os parâmetros presentes na correlação para a fração de vazio são especialmente importantes quando a correlação da fração de vazio é utilizada como lei de fechamento para simulações numéricas de escoamentos bifásicos baseadas no modelo de deriva.

Neste trabalho, a correlação de Chexal-Lellouche foi testada para fluidos mencionados acima, que não incluem casos de interesse para a indústria do petróleo, mas o sucesso desta correlação para uma gama variada de fluidos sugere que ela pode ser utilizada para escoamentos bifásicos presentes na indústria do petróleo.

2.3 O modelo de escoamento multifásico a ser melhorado

2.3.1 Introdução ao modelo

O modelo de escoamento multifásico para simulação do fenômeno da intermitência severa em sistemas de produção de petróleo de geometria catenária é apresentado por Baliño (2008) e Baliño (2006).

Nestas referências apresenta-se um modelo, simulações numéricas e mapas de estabilidade correspondentes à intermitência severa em sistemas *pipeline-riser* com geometria catenária, comumente usada em sistemas *offshore* de produção de petróleo.

O modelo considera a possibilidade de flutuações da fração de vazio no *pipeline* durante o transiente. Para o *riser*, um modelo de parâmetros distribuídos considera as equações de continuidade para as fases líquido e gás, com uma equação simplificada de momento para a mistura, desprezando a inércia. É utilizado como lei de fechamento um modelo de *drift flux*, avaliado para as condições locais no *riser*. As equações resultantes são discretizadas e resolvidas utilizando o método das características. O modelo pode também ser aplicado a outras geometrias do *riser*, como a vertical ou *lazy-wave*. É importante salientar que o modelo não possui nenhum parâmetro a ser ajustado de dados experimentais de intermitência severa.

Por meio do modelo desenvolvido pode-se predizer a localização da frente de acumulação de líquido no *pipeline* e o nível de líquido no *riser*, de maneira que é possível determinar o tipo de intermitência severa que está ocorrendo no sistema.

As simulações são comparadas com dados provenientes do relatório da CALTec, com experimentos numa bancada que utiliza água e ar como fluidos escoantes. Um estudo numérico

é feito, de maneira a construir os mapas de estabilidade para diferentes pressões de separação. Para uma pressão constante, é construído também um mapa mostrando a curva de estabilidade e as curvas de transição entre os diferentes tipos de intermitência severa. Os resultados mostram uma concordância muito boa nos períodos e amplitudes dos ciclos quando comparados com os resultados experimentais, assim como uma excelente predição das curvas de estabilidade e de transição.

2.3.2 Apresentação do programa computacional

O modelo matemático foi programado usando a linguagem de programação FORTRAN, após a discretização e adimensionalização das equações. A figura 3 apresenta o fluxograma que resume os passos seguidos durante a execução do programa.

Inicialmente, variáveis como viscosidade e densidade dos fluidos, temperatura do gás, dimensões do sistema *pipeline-riser*, vazão mássica de gás, vazão volumétrica de líquido, pressão no separador, número de nós a ser utilizados nos cálculos para o *riser*, fatores de relaxação e tolerância para verificação da convergência são inicializadas.

As propriedades dos fluidos utilizados são as referentes à água para o líquido e ao ar para o gás.

Em seguida a geometria do sistema é definida e o cálculo para o estado permanente é realizado. Com isso tem-se valores iniciais para as variáveis: fração de vazio, pressão e velocidades superficiais de líquido, gás e total para o *pipeline* e para os vários nós do *riser*.

Baseado na velocidade do gás nos nós do *riser*, na posição da fronteira de líquido no *riser* e na velocidade desta superfície, define-se o passo temporal a ser utilizado.

Com o passo temporal conhecido é possível determinar as posições que os nós ocuparão no instante de tempo seguinte ao atual. O nós deslocam-se com a velocidade do gás.

A seguir, assumindo conhecida a velocidade superficial total no último nó do *riser* para o instante de tempo seguinte e com o mesmo valor dado pelo instante atual, calculam-se as velocidades superficiais total para os outros nós do *riser*.

Assume-se também que a fração de vazio no primeiro nó do *riser* para o instante de tempo seguinte é conhecida e possui o mesmo valor do instante atual. Com isso é possível calcular as frações de vazio para os outros nós.

O mesmo procedimento tomado para a fração de vazio é aplicado para o cálculo das

pressões nos nós do *riser*.

Com o valor da velocidade superficial total no primeiro nó do riser, pode-se calcular os valores de pressão, fração de vazio e velocidades superficiais de gás e líquido no *pipeline*.

Por continuidade fica definido, então, novos valores para a fração de vazio e pressão no primeiro nó do riser.

Na sequência, os valores iniciais de fração de vazio, pressão e velocidade do gás são comparados com os obtidos após os cálculos, a fim de verificar convergência. Caso a convergência não tenha sido atingida, assume-se novos valores para essas variáveis, baseados nos valores anteriores e nos atuais, através do método da sobre-relaxação.

Um novo valor de velocidade superficial total para o último nó do riser é determinado, resultante da comparação entre a pressão no separador (condição de fronteira) e a pressão obtida no último nó do riser após os cálculos; tais valores devem ser idênticos ao atingir a convergência.

Com os novos valores de pressão e fração de vazio para o primeiro nó do riser (calculados a partir das equações para o *pipeline*), com a nova estimativa para a velocidade superficial total no último nó e com os valores para a fração de vazio e pressão nos nós do riser corrigidos pela sobre-relaxação, uma nova iteração se inicia.

Quando os valores convergirem, escreve-se em um arquivo de texto os resultados e recomeça-se o processo, mas agora, ao invés de utilizar como valores iniciais os obtidos no estado permanente, são utilizados os obtidos no instante de tempo anterior.

Ao atingir o tempo de simulação determinado, finaliza-se a simulação.

2.3.3 Análise da influência dos parâmetros do modelo de fluxo de deriva nos resultados das simulações

Como foi mencionado no item anterior, os nós do riser deslocam-se com a velocidade do gás. Tal fato atrela as equações características do modelo a essa velocidade, que por sua vez é determinada através do modelo de fluxo de deriva. Logo temos que os parâmetros exigidos pelo modelo de fluxo de deriva, obtidos por meio de correlações baseadas em experimentos, são fundamentais para a determinação de todas as grandezas.

A fim de ilustrar a dependência das variáveis em relação aos parâmetros, será apresentada a equação utilizada para a determinação da fração de vazio no *riser*. A determinação desta variável é feita partindo-se de equações de conservação e equações de estado. Da manipulação da equação

da continuidade para o gás, da equação da continuidade para o líquido e da lei dos gases perfeitos, chegou-se à seguinte expressão:

$$\frac{D_g \alpha}{Dt} = \frac{\partial j}{\partial s} - \alpha \frac{\partial u_g}{\partial s} \quad (17)$$

O operador de derivada direcional ao longo de $u_g = \frac{ds}{dt}$ é definido como:

$$\frac{D_g}{Dt} = \frac{\partial}{\partial t} + u_g \frac{\partial}{\partial s} \quad (18)$$

A variável s refere-se ao comprimento do riser.

A presença da derivada direcional implica no acompanhamento da partícula de fluido, o que leva à determinação da fração de vazio para a partícula nos vários instantes de tempo e posições ocupadas por ela.

Ao analisar a equação 17 pode-se depreender que os parâmetros C_d e U_d tem grande importância na determinação da fração de vazio, pois são determinantes para o cálculo da velocidade do gás, que além de figurar explicitamente na equação, também é fundamental para a determinação da derivada direcional dada pela equação 18.

Do mesmo modo que para a fração de vazio, a determinação das pressões e velocidades superficiais também são influenciadas de maneira direta ou indireta pelos valores dos parâmetros de *drift*. Daí a importância da utilização de uma correlação adequada para o cálculo destes parâmetros.

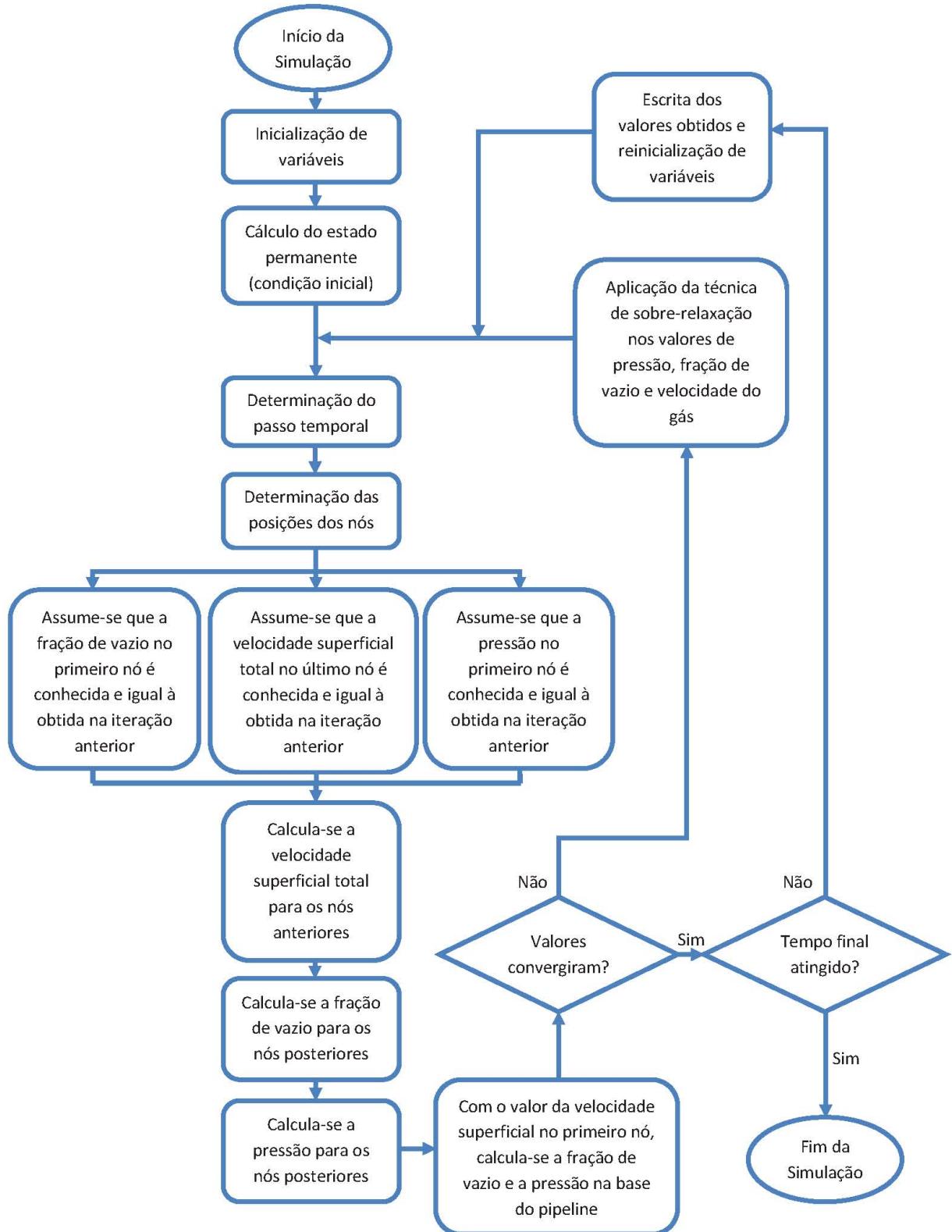


Figura 3: Fluxograma simplificado do programa computacional desenvolvido por Baliño (2006).

3 METODOLOGIA

A hipótese inicial que norteou cada passo do presente trabalho, baseia-se no fato de a correlação usada no modelo original para o cálculo dos parâmetros do modelo de fluxo de deriva, aqui chamada de correlação de Bendiksen (proposta por Bendiksen (1984)), estar superestimando os valores dos parâmetros, o que implicaria na consequente superestimação da velocidade do gás no riser.

Com velocidades maiores que as reais, teríamos então ciclos de intermitência severa com períodos menores, ou seja, maiores velocidade de gás imprimiriam maior rapidez a todo o processo de formação do slug, produção do slug, penetração de gás e explosão de gás (ver figura 1).

Aparentemente a correlação de Bendiksen, que fornece resultados plausíveis quando aplicada a escoamentos do tipo *plug* e *slug*, não estaria apresentando bons resultados durante a fase explosão do gás, em que se observa um escoamento do tipo *churn* e *annular*.

Como correlação alternativa, planejou-se o uso da correlação proposta por Chexal et al. (1992), que, por sua vez, afirma fornecer bons resultados para ampla faixa de pressões, tipos de padrão de escoamento e frações de vazio.

De modo a ratificar a melhor performance da correlação de Chexal com relação à correlação de Bendiksen, foi desenvolvido um programa computacional para teste das correlações, em que as mesmas seriam intercambiáveis, a fim de que os mesmos valores para as variáveis de entrada fossem aplicados a cada correlação. Com isso a comparação entre os resultados seria legítimo.

3.1 Programa computacional para teste das correlações

A rotina desenvolvida para o teste das correlações de Bendiksen e de Chexal é elucidada pelo fluxograma apresentado na figura 4. O código para essa rotina encontra-se no apêndice A.

Inicialmente o programa inicializa variáveis como as viscosidades do gás e do líquido, vazão de líquido, diâmetro da tubulação, aceleração da gravidade, constante dos gases perfeitos

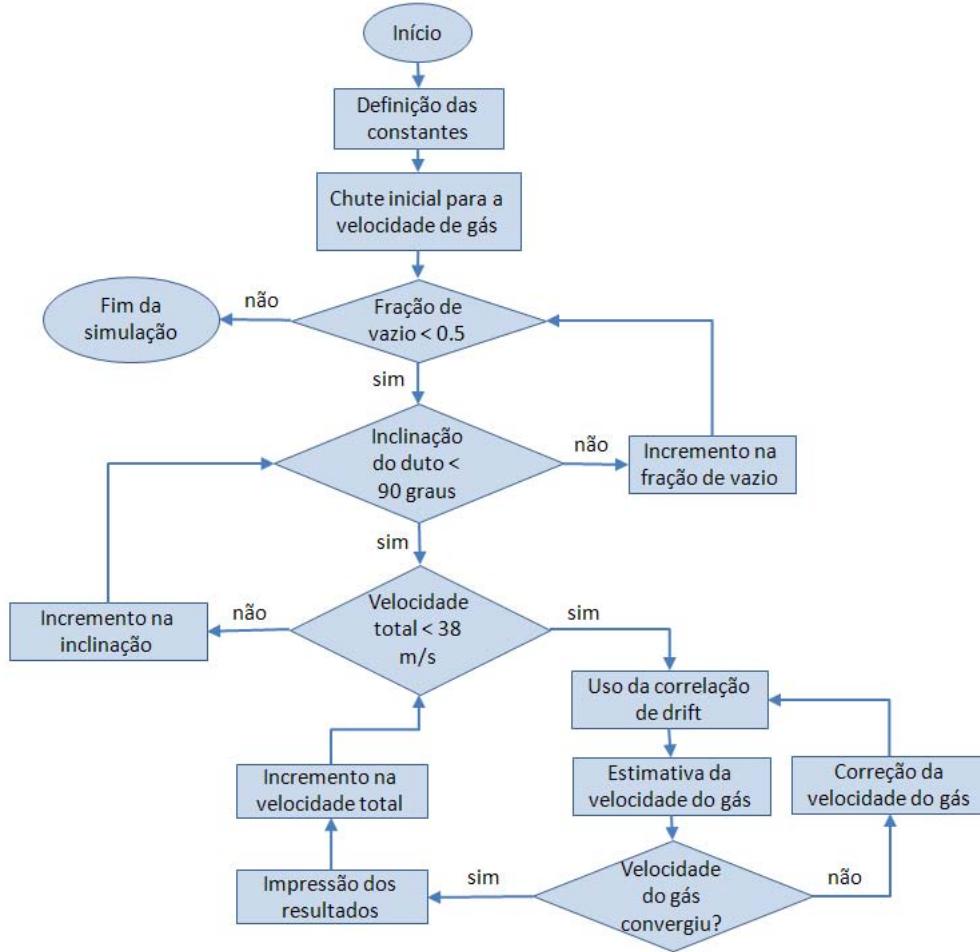


Figura 4: Fluxograma simplificado do programa computacional criado para investigação da influência das diferentes correlações no modelo de fluxo de deriva.

e temperatura dos fluidos.

A seguir são calculados o número de Reynolds, a área do duto e outras constantes do modelo. Com isso, prossegue-se com a adimensionalização das variáveis. As três condicionais chamadas no fluxograma de "Fração de vazio < 0.5", Inclinação do duto < 90 graus" e "Velocidade total < 38 m/s" têm como função fazer a varredura de uma gama de valores para as três variáveis: Inclinação do duto, velocidade superficial total e fração de vazio.

Estando as três variáveis citadas determinadas, usa-se a correlação (de Bendiksen ou Chexal), associada com um laço computacional, que juntos permitirão a convergência da velocidade do gás. E sendo a velocidade do gás um parâmetro de entrada para o uso da correlação, deve-se inicialmente estimar um valor qualquer para ela, para que, durante as iterações, tenhamos

seu valor convergido.

3.2 Implementação da correlação de Bendiksen

A correlação de Bendiksen foi utilizada no modelo de escoamento multifásico original de Baliño (2006) e por isso seu código já estava pronto e está reproduzido no apêndice B.

Como variáveis de entrada a rotina exige a velocidade superficial total, a inclinação do duto e o número adimensional de Froud e apresenta como resultado valores para os parâmetros do modelo de fluxo de deriva, C_d e U_d .

3.3 Implementação da correlação de Chexal

A correlação apresentada por Chexal et al. (1992) possui complexidade superior à correlação de Bendiksen. O programa computacional denominado 'EPRI-PCLV', desenvolvido pelos mesmos autores da correlação, foi usado como base para o desenvolvimento do programa computacional utilizado neste trabalho.

O programa 'EPRI-PCLV' foi desenvolvido em FORTRAN e tem três partes componentes, uma (chamada de DRIVER.FOR) dedicada à coordenação dos cálculos, outra (chamada de PROP.FOR) dedicada ao cálculo de propriedades das fases e outra (chamada de PCLV.FOR) em que os cálculos baseados na correlação são realizados.

As entradas para o programa são a pressão, os tipos de fluidos empregados (água-ar ou vapor-ar, por exemplo), a temperatura, o diâmetro hidráulico, as velocidades superficiais de líquido e gás e a inclinação do duto com relação a vertical. Por conseguinte, a fração de vazio é fornecida como saída. Como passo intermediário durante os cálculos, os coeficientes do modelo de fluxo de deriva C_d e U_d são estimados.

Na adaptação deste programa ao intuito de calcular apenas os referidos parâmetros, foi desenvolvido o código apresentado no apêndice C. Nele as entradas são a inclinação do duto com relação a horizontal, a velocidade superficial total, a pressão, a fração de vazio, a velocidade do gás, o diâmetro hidráulico e outras propriedades dos fluidos. O fato de a velocidade do gás figurar entre as variáveis de entrada pode causar estranheza num primeiro momento, pois o intuito da correlação é o levantamento dos parâmetros do modelo de fluxo de deriva, para que com eles se possa calcular exatamente a velocidade do gás.

Entretanto, deve-se ter em mente que o processo de convergência proposto na resolução das equações constantes no modelo de escoamento multifásico é baseado na convergência global de variáveis. Ou seja, todas as variáveis convergem em paralelo, não havendo convergência local, de uma variável apenas, para depois fazer convergir as outras.

Sendo assim, a variáveis de entrada dada por velocidade do gás é, na verdade, um valor de preditor-corretor, que a cada iteração se aproxima do valor de velocidade do gás real.

3.4 Adaptação do modelo de escoamento multifásico original à correlação de Chexal

Após a constatação de que a correlação de Chexal realmente oferecia vantagens frente a correlação de Bendiksen (o que será esmiuçado nas seções que seguem), o passo seguinte foi a adaptação do modelo de escoamento multifásico original à correlação de Chexal, o que gerou o, aqui denominado, modelo de escoamento multifásico modificado.

A adequação do modelo original à correlação de Chexal exigiu que adaptações fossem realizadas no modo como os valores dos parâmetros C_d e U_d são utilizados.

No riser, cada nó possui um valor característico para os parâmetros C_d e U_d e este valor, de um nó para outro, apresenta pequenas descontinuidades devido à discretização do riser (dada por um número definido de nós).

Tal fato, associado à sensibilidade da expressão utilizada para o cálculo da fração de vazio aos valores dos parâmetros de fluxo de deriva (fato explanado na seção 2.3.3), levou à não-convergência dos resultados. Tipicamente, a evolução da distribuição de fração de vazio, para determinado instante de tempo, indicando não-convergência, é ilustrada na figura 5.

Como forma de impedir que as descontinuidades nos valores dos parâmetros de fluxo de deriva levassem a problemas de convergência, foram desenvolvidos métodos de detecção de descontinuidades, seguido da correção dos valores problemáticos. A correção baseava-se em realizar interpolações lineares entre os nós de mesma paridade, ou seja, realizava-se a interpolação para os valores de C_d e U_d entre os nós 1 e 3, a seguir a interpolação era realizada para os nós 2 e 4 e assim por diante.

As interpolações levaram à melhoria no formato das curvas dos parâmetros de fluxo de deriva, entretanto, restavam ainda minúsculas discrepâncias, as quais, levavam o sistema nova-

mente à não-convergência.

Ao aumentar a sensibilidade do método de detecção de descontinuidades, as interpolações lineares realizadas em excesso levavam as curvas a se aproximarem de retas, o que, além de distorcer os valores reais de C_d e U_d , também implicava em não-convergência.

Partiu-se então para o emprego de um polinômio interpolador na forma de Lagrange, ao invés de utilizar as interpolações lineares. Ainda assim as curvas apresentavam distorções que impediam a convergência.

Resumidamente, a dificuldade baseava-se na impossibilidade de encontrar uma solução compromisso, em que se verificasse a correção adequada dos parâmetros, impedindo que as correções distorcessem seus valores ou que a falta de correções levasse à não-convergência.

Por fim a solução implementada no programa computacional foi a utilização do valor médio dos parâmetros de fluxo de deriva, avaliado considerando os valores verificados em cada um dos nós do riser. Esta simplificação, que a priori parece ser grosseira, revelou-se como adequada. A convergência foi atingida e os resultados, bastante satisfatórios.

O motivo para isso é que, apesar de assumir valores médios, a cada iteração estes valores são atualizados, de acordo com a evolução das outras variáveis. Deste modo a tomada da média não impediou que C_d e U_d acompanhassem a evolução da simulação.

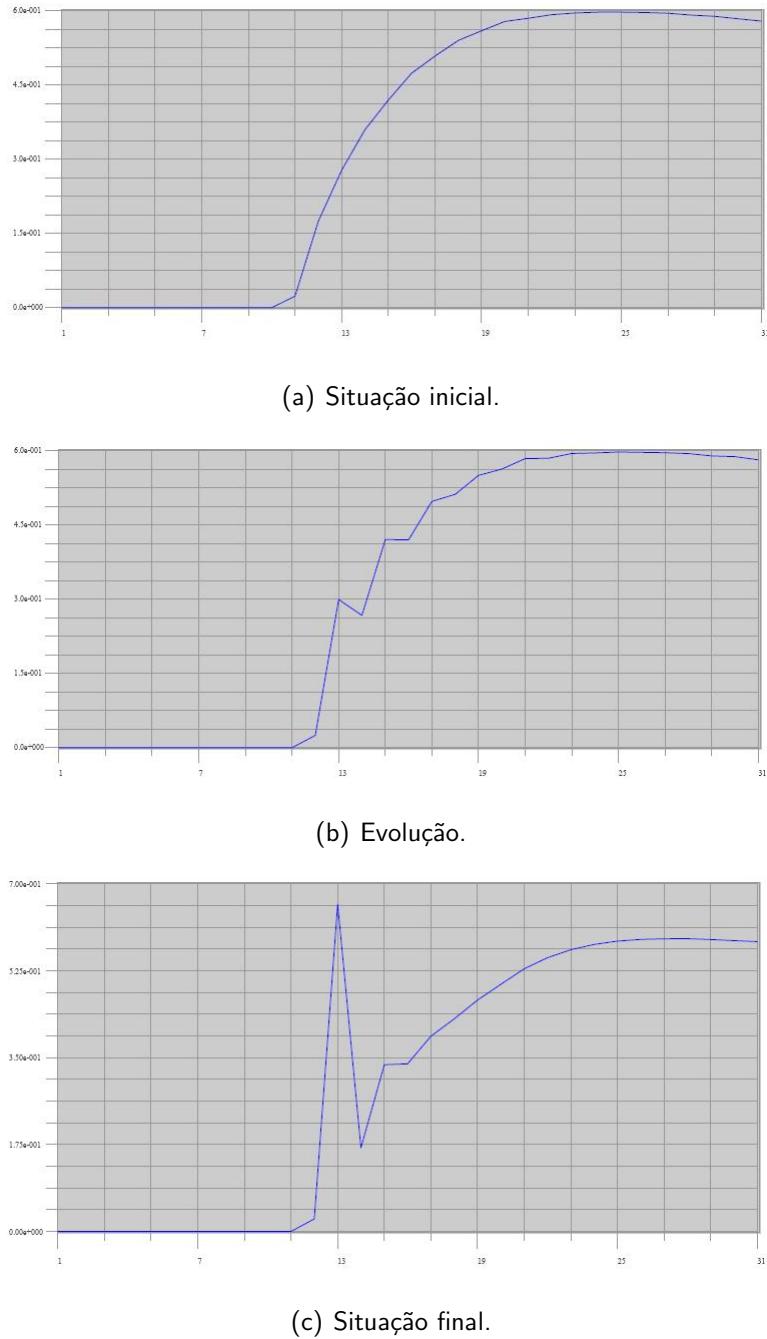


Figura 5: Etapas ilustrando a não-convergência da fração de vazio. O eixo das abscissas é dado pelo número correspondente aos nós.

4 RESULTADOS

4.1 Resultados obtidos com o programa de testes

O programa de testes calcula a velocidade superficial do gás para variados valores de fração de vazio, inclinação do duto e velocidade superficial total, considerando a correlação de Bendiksen e de Chexal. Todos as outras variáveis, como propriedades dos fluidos (que aqui serão considerados o ar para a fase gasosa e a água para a fase líquida), dimensões do duto e pressão serão considerados constantes.

Como as inclinações variam de zero grau (duto horizontal) a noventa graus (duto vertical), assumem-se esses dois valores limites como os valores a serem usados na investigação. Variam-se os valores da velocidade superficial total de negativos (escoamento descendentes) a valores positivos (escoamentos ascendentes). E considerando determinados valores de fração de vazio, constroem-se os gráficos.

A seguir são apresentados os gráficos com inclinação de zero grau (figuras 6, 7 e 8) e 90 graus (figuras 9, 10 e 11), para os valores de fração de vazio de 25 %, 50 % e 75 %, e com valores negativos e positivos para a velocidade superficial total.

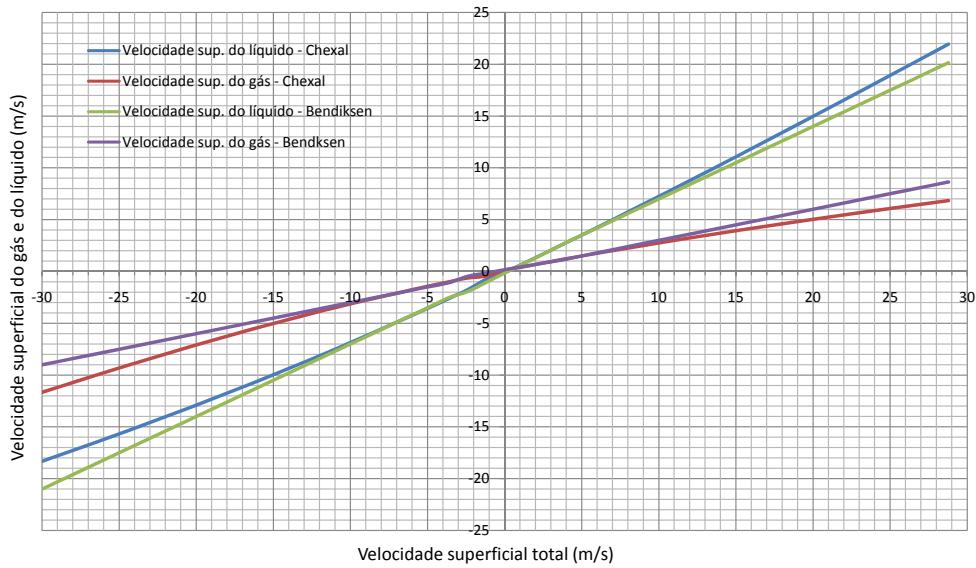


Figura 6: Velocidades superficiais de líquido e gás em função da velocidade superficial total paraduto horizontal e fração de vazio de 25 %.

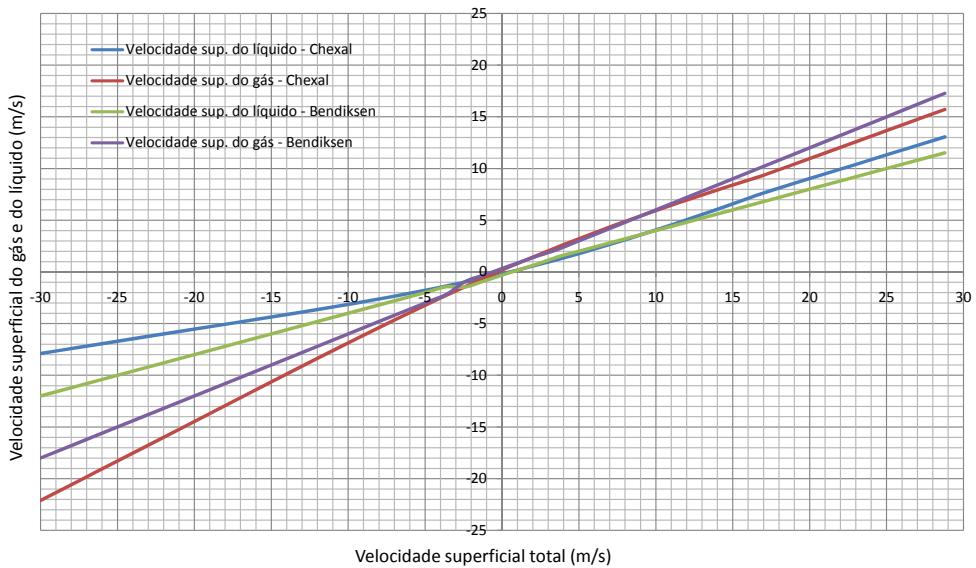


Figura 7: Velocidades superficiais de líquido e gás em função da velocidade superficial total paraduto horizontal e fração de vazio de 50 %.

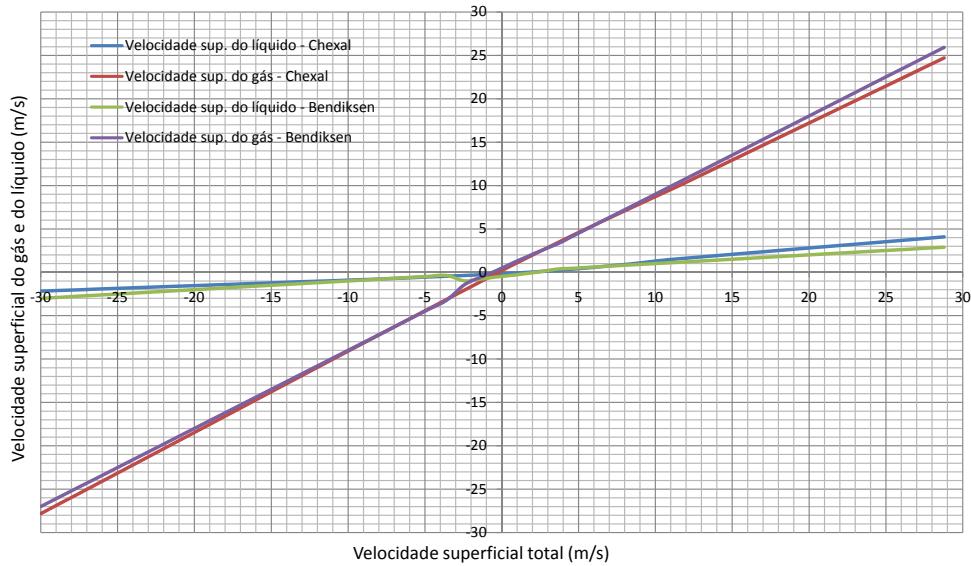


Figura 8: Velocidades superficiais de líquido e gás em função da velocidade superficial total para duto horizontal e fração de vazio de 75 %.

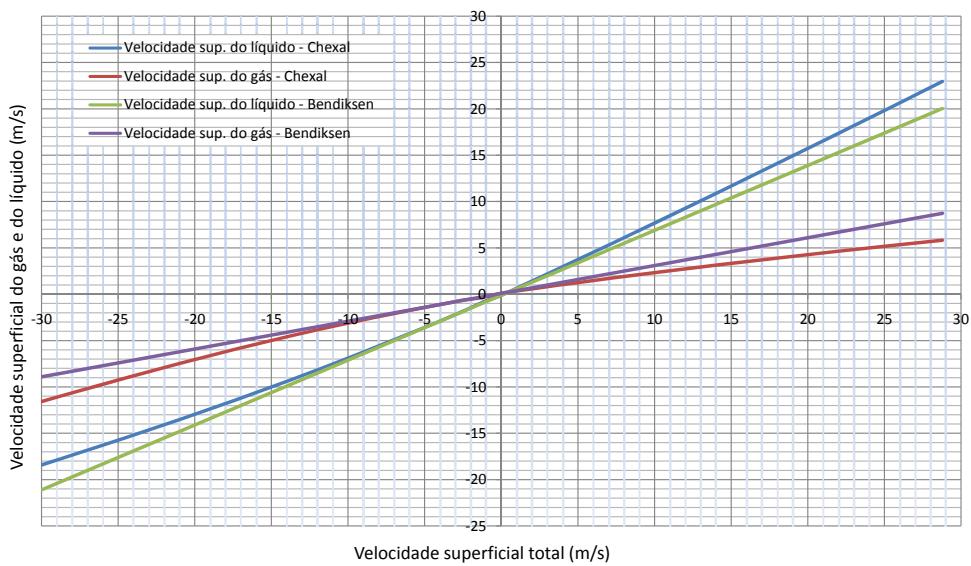


Figura 9: Velocidades superficiais de líquido e gás em função da velocidade superficial total para duto vertical e fração de vazio de 25 %.

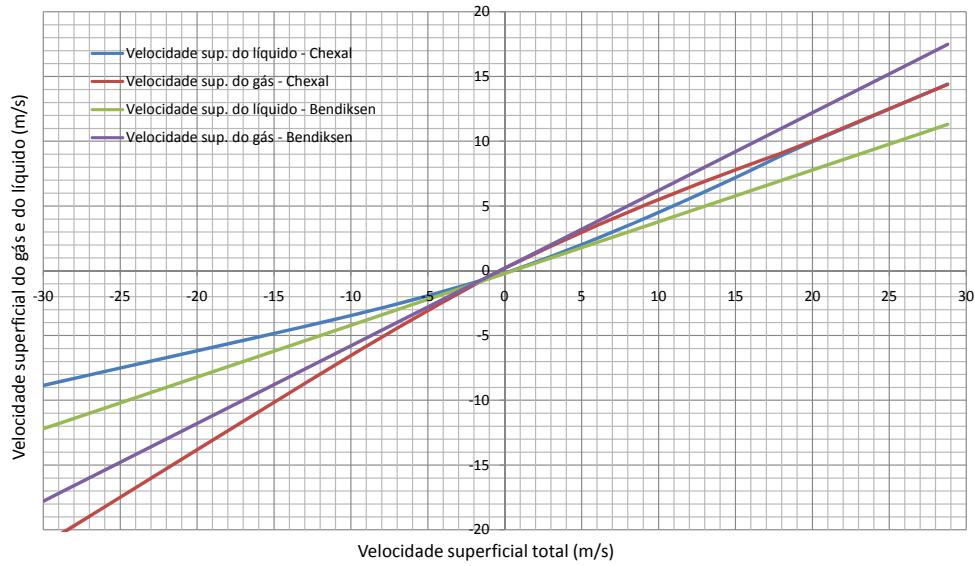


Figura 10: Velocidades superficiais de líquido e gás em função da velocidade superficial total para tubo vertical e fração de vazio de 50 %.

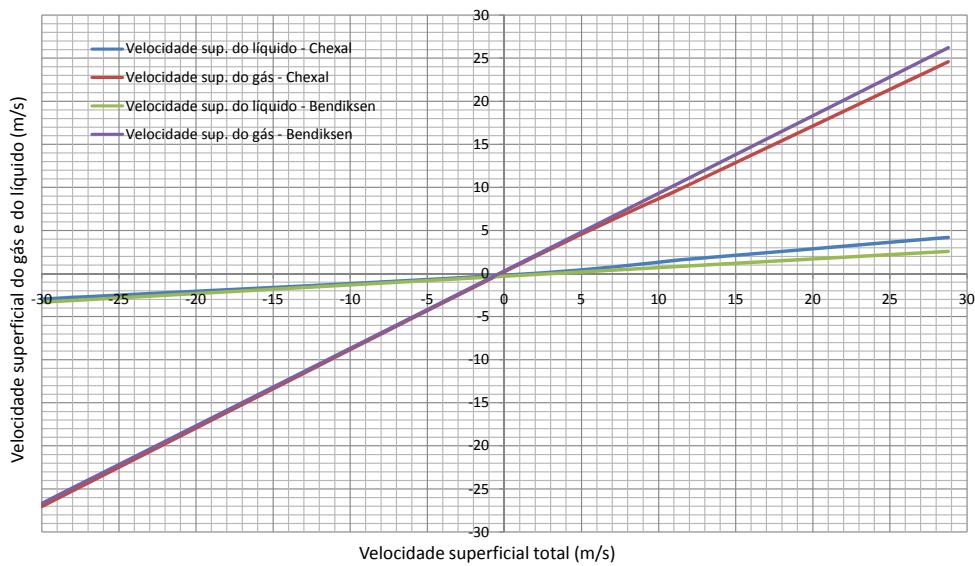


Figura 11: Velocidades superficiais de líquido e gás em função da velocidade superficial total para tubo vertical e fração de vazio de 75 %.

4.2 Definição de casos de estudo

A fim de facilitar a posterior análise dos resultados, é adequada a definição de casos de estudo. A tabela 2 apresenta valores para todos os parâmetros necessários para realizar uma simulação com o uso do programa computacional. Os valores definidos serão iguais para todos os casos de estudo, entretanto três parâmetros possuem a palavra '*variada*' nos campos correspondentes a seus valores. Entre eles estão a vazão mássica do gás, a vazão volumétrica do líquido e o número de nós para o riser.

Portanto as vazões de gás e líquido definirão cada caso de estudo. O número de nós varia devido à necessidade de ajustes na discretização, para facilitar a convergência durante as simulações e não será usado para definir casos de estudo.

A tabela 1 sintetiza cinco casos de estudo, especificando a vazão mássica de gás e a vazão volumétrica de líquido para cada caso. Também são fornecidas as velocidades superficiais de gás e líquido relativas a cada vazão praticada.

Tabela 1. Definição de casos de estudo.

Caso	$Q_{l0} (m^3/s)$	$\dot{m}_{g0} (kg/s)$	$j_l (m/s)$	$j_g (m/s)$
A	$2,22 \cdot 10^{-4}$	$7,69 \cdot 10^{-4}$	0,10	0,12
B	$2,84 \cdot 10^{-4}$	$5,27 \cdot 10^{-4}$	0,13	0,07
C	$5,66 \cdot 10^{-4}$	$5,11 \cdot 10^{-4}$	0,26	0,07
D	$1,14 \cdot 10^{-3}$	$8,58 \cdot 10^{-4}$	0,53	0,11
E	$1,65 \cdot 10^{-3}$	$7,11 \cdot 10^{-4}$	0,76	0,10

Tabela 2. Propriedades dos fluidos, geometria do sistema e outras constantes empregadas nas simulações.

Símbolo	Parâmetro	Valor	Unidade
μ_g	viscosidade do gás	$1,8 \cdot 10^{-5}$	$\frac{kg}{m \cdot s}$
μ_l	viscosidade do líquido	10^{-3}	$\frac{kg}{m \cdot s}$
ρ_l	massa específica do líquido	10^3	$\frac{kg}{m^3}$
g	aceleração gravitacional	9,8	$\frac{m}{s^2}$
R_g	constante do gás	287	$\frac{m^2}{s^2 K}$
T_g	temperatura do gás	293	K
L	comprimento do <i>pipeline</i>	57,4	m
L_e	comprimento equivalente de conduto <i>buffer</i>	0	m
D	diâmetro interno do <i>pipeline</i>	$5,25018 \cdot 10^{-2}$	m
ϵ	rugosidade do <i>pipeline</i> e do <i>riser</i>	$4,6 \cdot 10^{-5}$	m
β	ângulo de inclinação do <i>pipeline</i>	2	o
IGEOMRISER	índice de geometria do <i>riser</i>	2 (catenária)	-
Z	altura do topo do <i>riser</i>	9,886	m
X	abscissa do topo do <i>riser</i>	6,435	m
Q_{l0}	vazão volumétrica de líquido	variada	$\frac{m^3}{s}$
\dot{m}_{g0}	vazão mássica de gás	variada	$\frac{kg}{s}$
Δt^K	passo temporal máximo	100	s
TIMEMAXD	tempo máximo de simulação	1000	s
EPSCONV	fator de convergência	10^{-6}	-
UNREL	fator de sub-relaxação	0,5	-
N	número de nós	variado	-
Δj^*	incremento de velocidade superficial adimensional	0,1	-

4.2.1 Resultados obtidos com o modelo de escoamento multifásico original

O modelo de escoamento multifásico original faz uso da correlação de Bendiksen para o cálculo dos parâmetro do modelo de fluxo de deriva. A seguir são apresentados os resultados das simulações para essa versão do programa computacional.

As figuras trazem a evolução da pressão na base do riser ao longo do tempo. Com esse tipo de gráfico pode-se caracterizar os ciclos de intermitência severa e, portanto, avaliar o período com que ocorrem.

A figura 12 refere-se ao caso de estudo A, a figura 13 ao caso B, a figura 14 ao caso C, a figura 15 ao caso D e finalmente a figura 16 ao caso E.

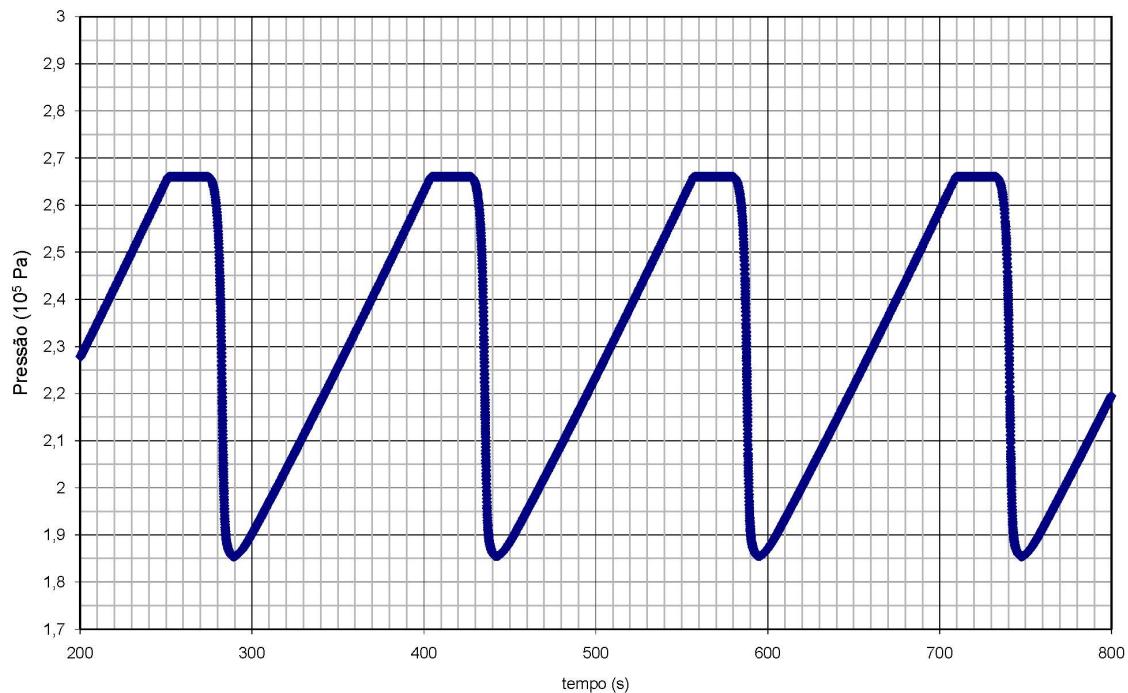


Figura 12: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo A.

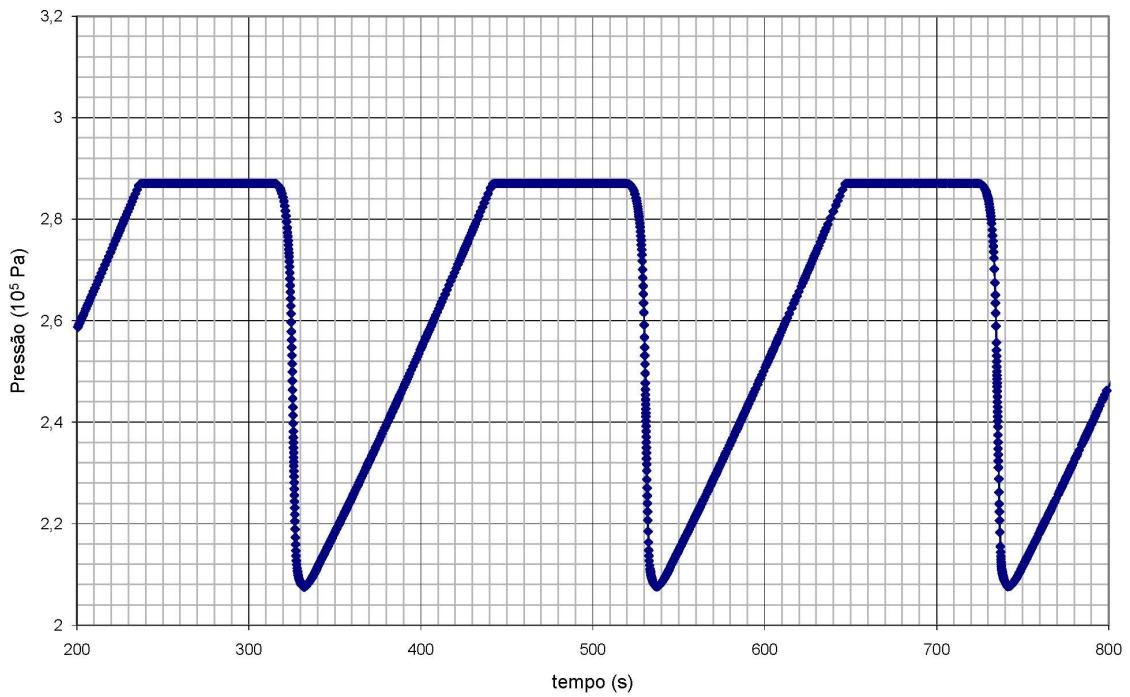


Figura 13: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo B.

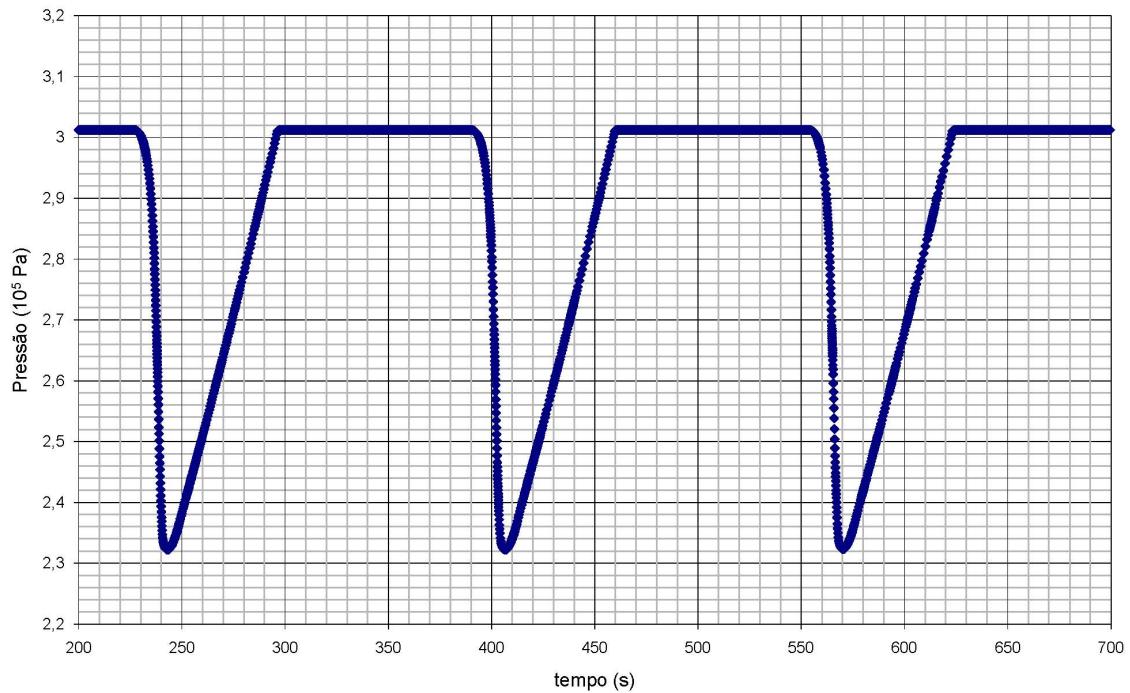


Figura 14: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo C.

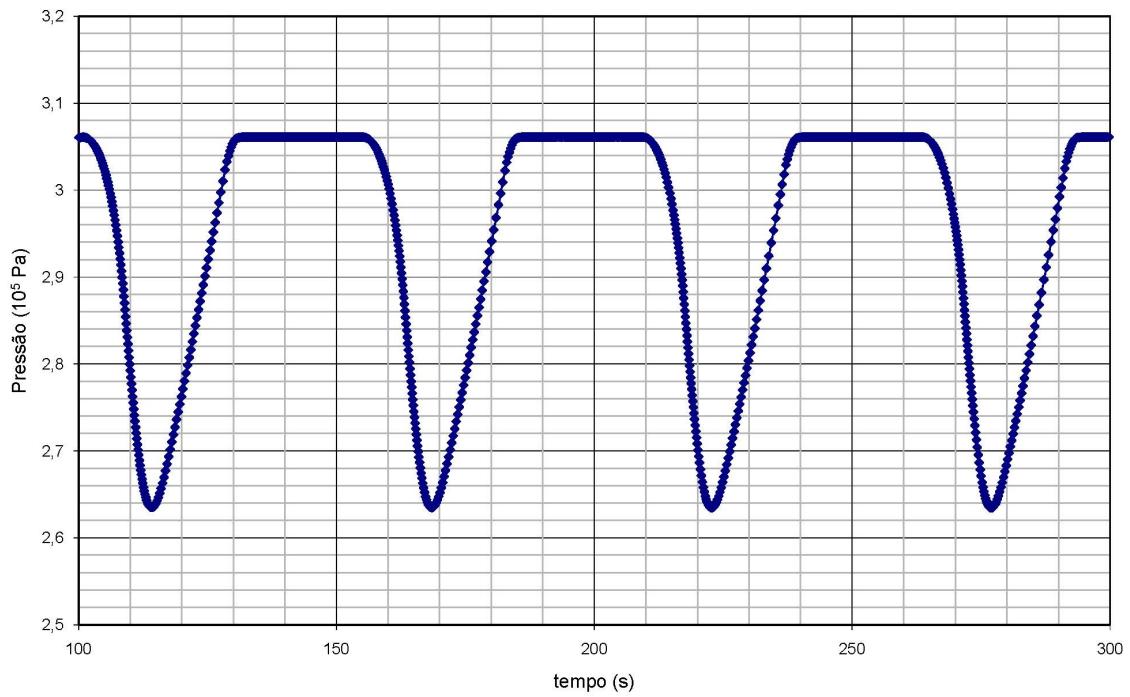


Figura 15: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo D.

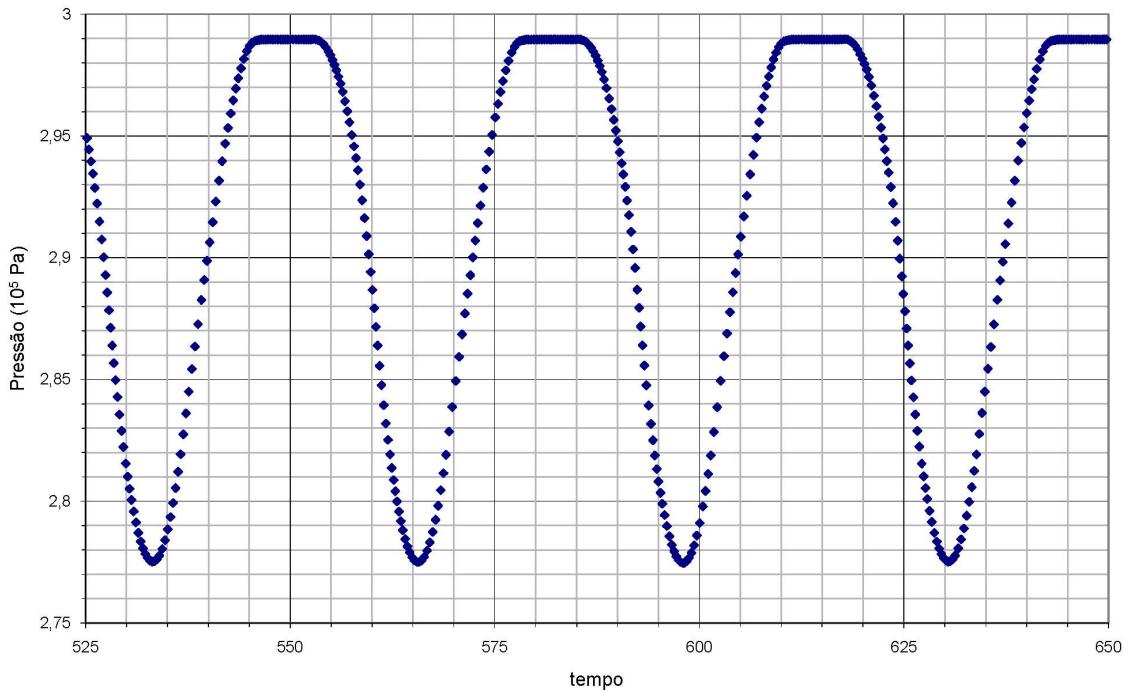


Figura 16: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo E.

4.2.2 Resultados obtidos com o modelo de escoamento multifásico modificado

Com a adequação do modelo de escoamento multifásico original à correlação de Chexal, obteve-se o modelo de escoamento multifásico modificado. A seguir são apresentados os resultados das simulações para essa versões do programa computacional.

As figuras trazem a evolução da pressão na base do riser ao longo do tempo, assim como na seção anterior.

A figura 17 refere-se ao caso de estudo A, a figura 18 ao caso B, a figura 19 ao caso C, a figura 20 ao caso D e finalmente a figura 21 ao caso E.

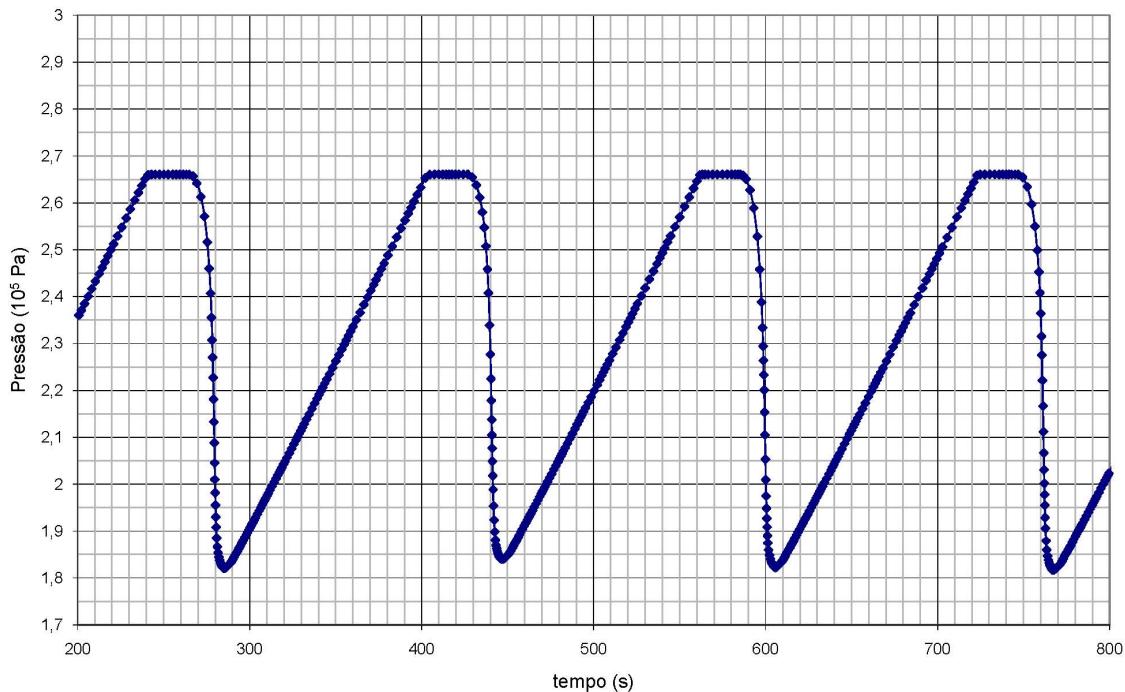


Figura 17: Evolução da pressão no topo do *riser* para o caso de estudo A.

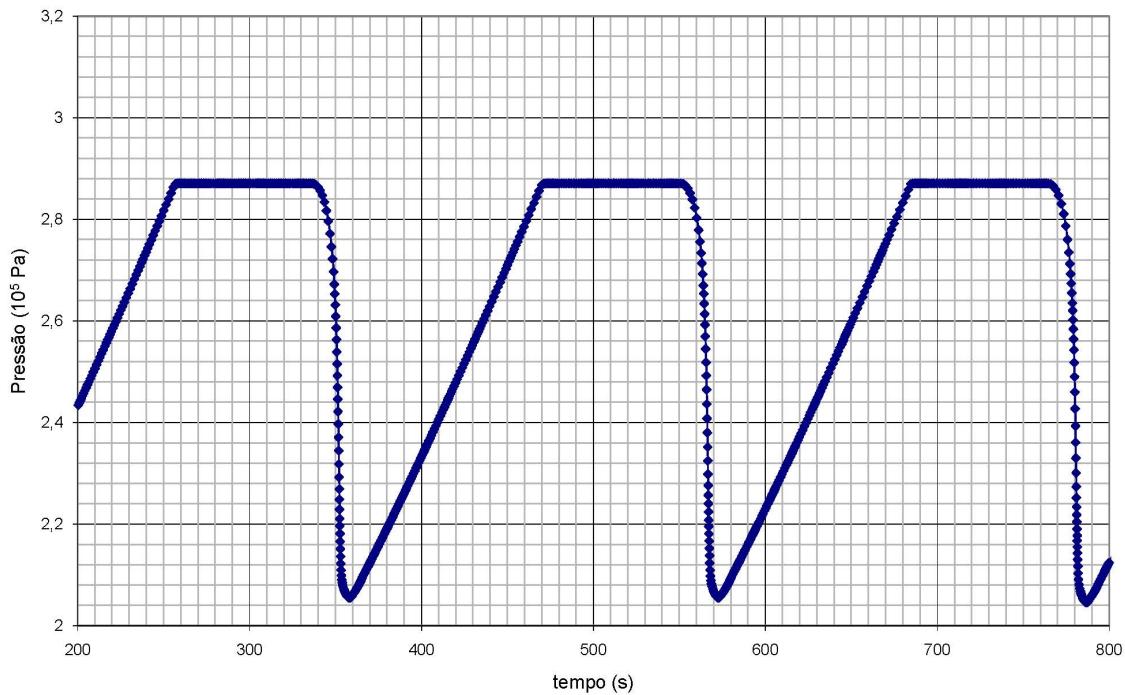


Figura 18: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo B.

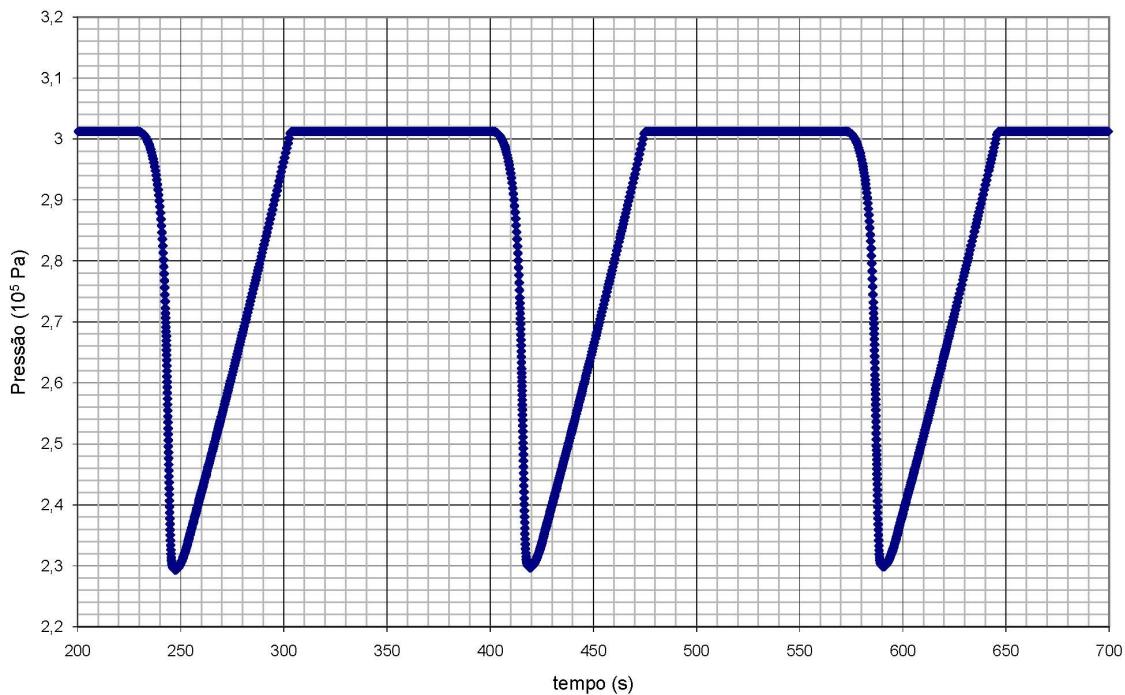


Figura 19: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo C.

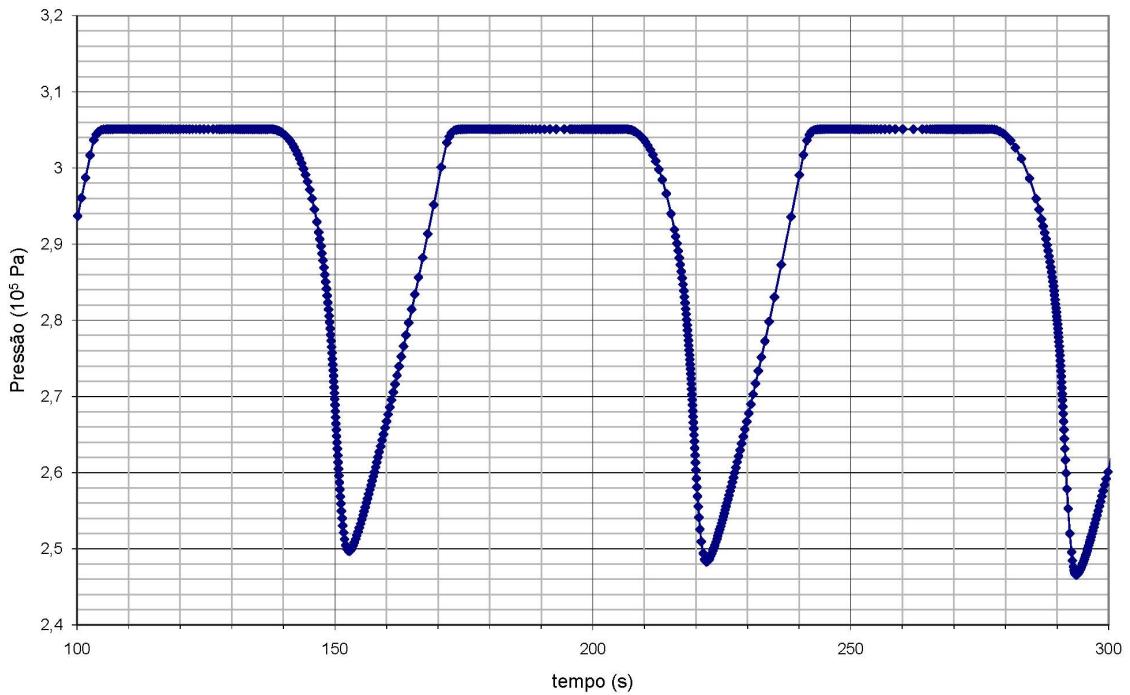


Figura 20: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo D.

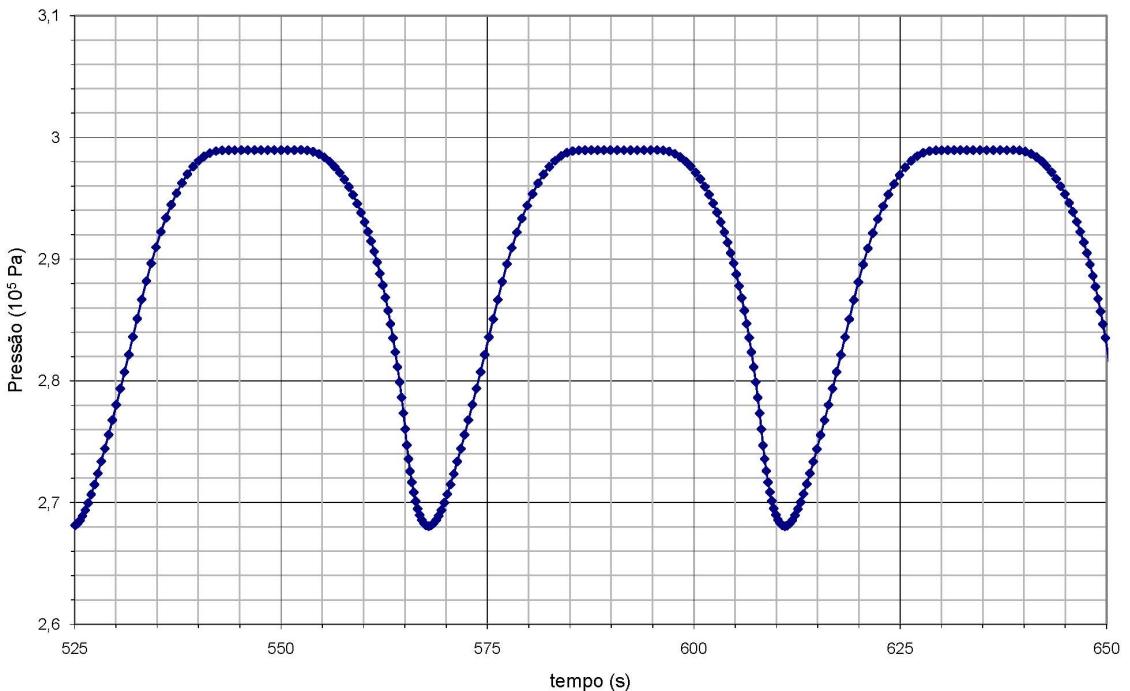


Figura 21: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo E.

4.2.3 Apresentação dos dados experimentais

Wordsworth et al. (1998) apresentada um relatório em que a influência da pressão no comportamento do escoamento multifásico em um sistema *riser-pipeline* e a iniciação e caracterização da intermitência severa são investigados experimentalmente.

Nos experimentos descritos no relatório, o *pipeline* possui o comprimento de 57.4 m, com diâmetro de 2" e inclinação de -2° a partir da horizontal. Ele é conectado a um *riser* em catenária com altura de 9.9 m e 2" de diâmetro. Ar e água são os fluidos de teste. As pressões no topo do *riser* consideradas são de 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 15 bar. Tal configuração é a mesma utilizada propositalmente nas simulações com os modelos original e modificado (apresentada na tabela 2). No entanto, a pressão no topo do *riser* utilizada nas simulações limita-se a 2 bar, pois com essa pressão pode-se observar a ocorrência da intermitência severa com facilidade. Para pressões a partir de 4 bar, não se observa mais o fenômeno.

Em conjunto com o relatório, foram fornecidos dados no formato virtual, captados pelos sensores instalados nos componentes da estrutura experimental. A partir do tratamento destes dados, gráficos foram construídos, nos quais pode-se verificar a evolução da pressão na base do *riser* em função do tempo.

As vazões consideradas nos casos de estudo definidos na seção 4.2 foram baseadas nas vazões praticadas nos experimentos. A figura 22 refere-se ao caso de estudo A, a figura 23 ao caso B, a figura 24 ao caso C, a figura 25 ao caso D e finalmente a figura 26 ao caso E.

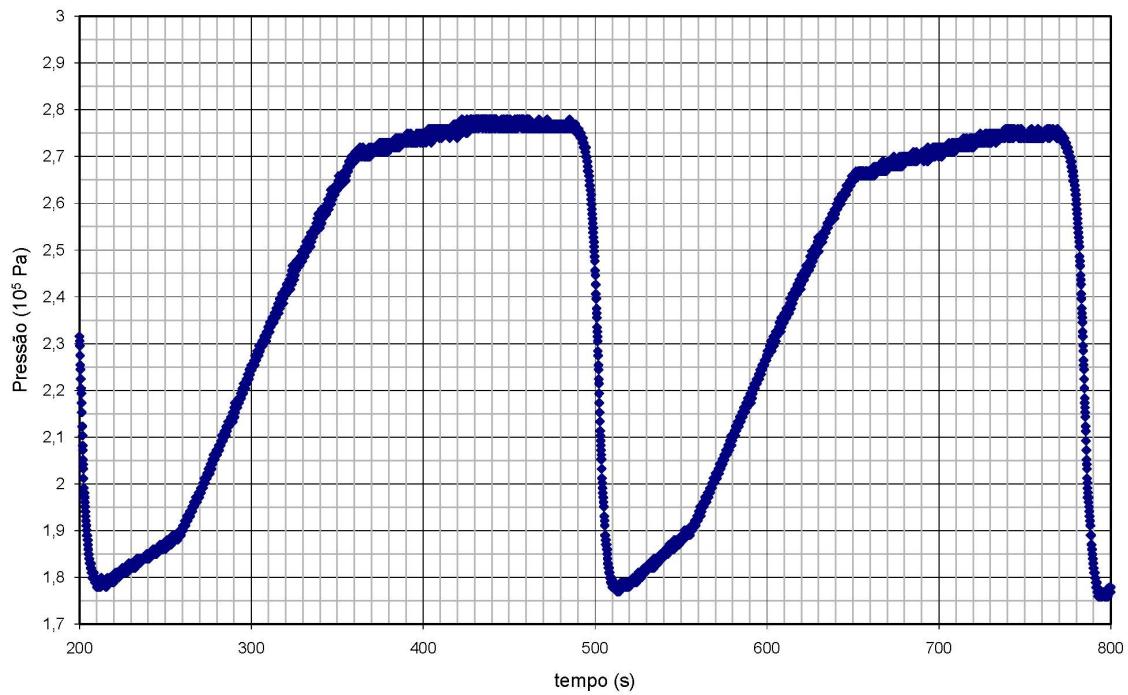


Figura 22: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo A.

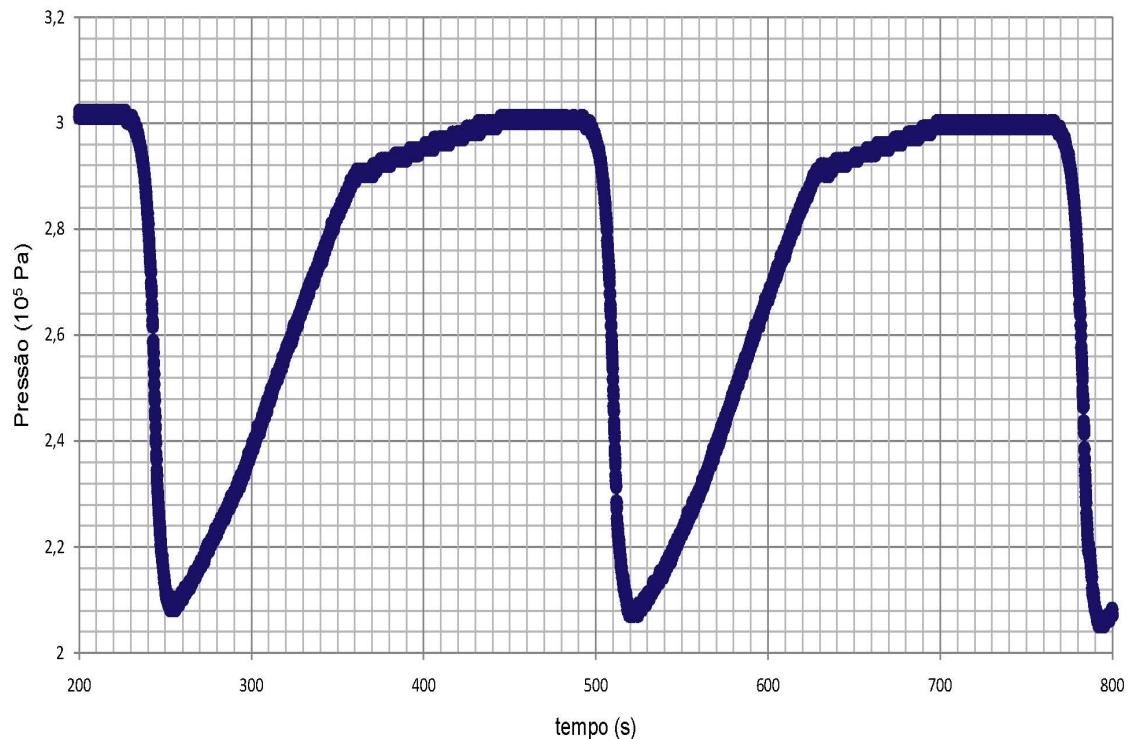


Figura 23: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo B.

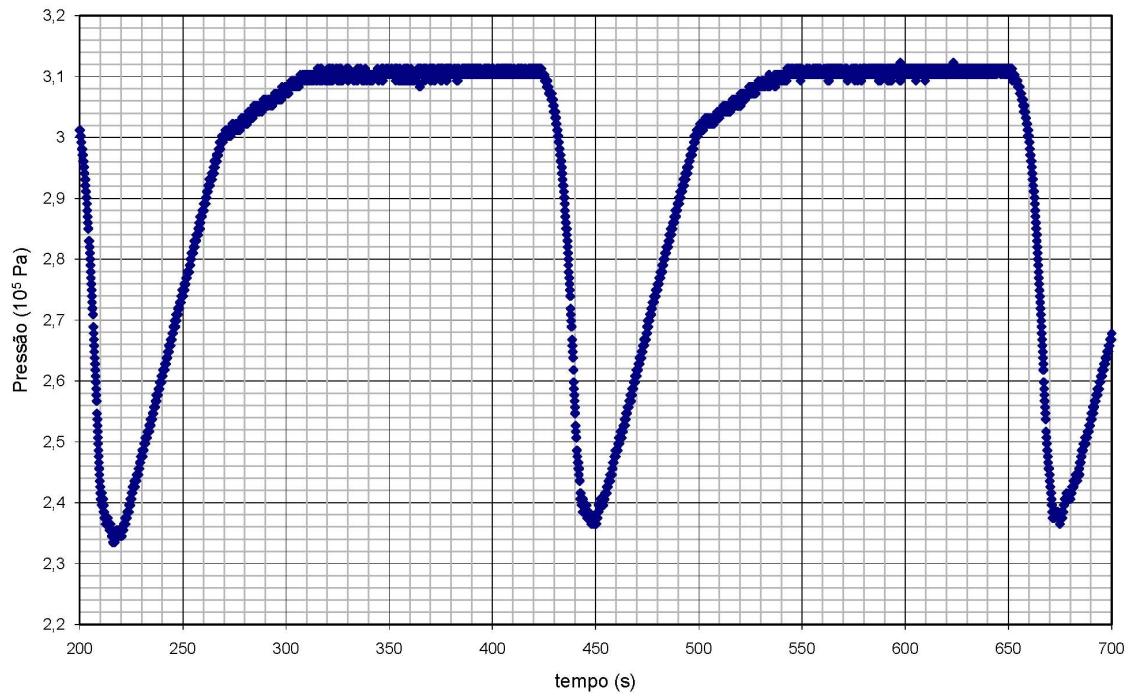


Figura 24: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo C.

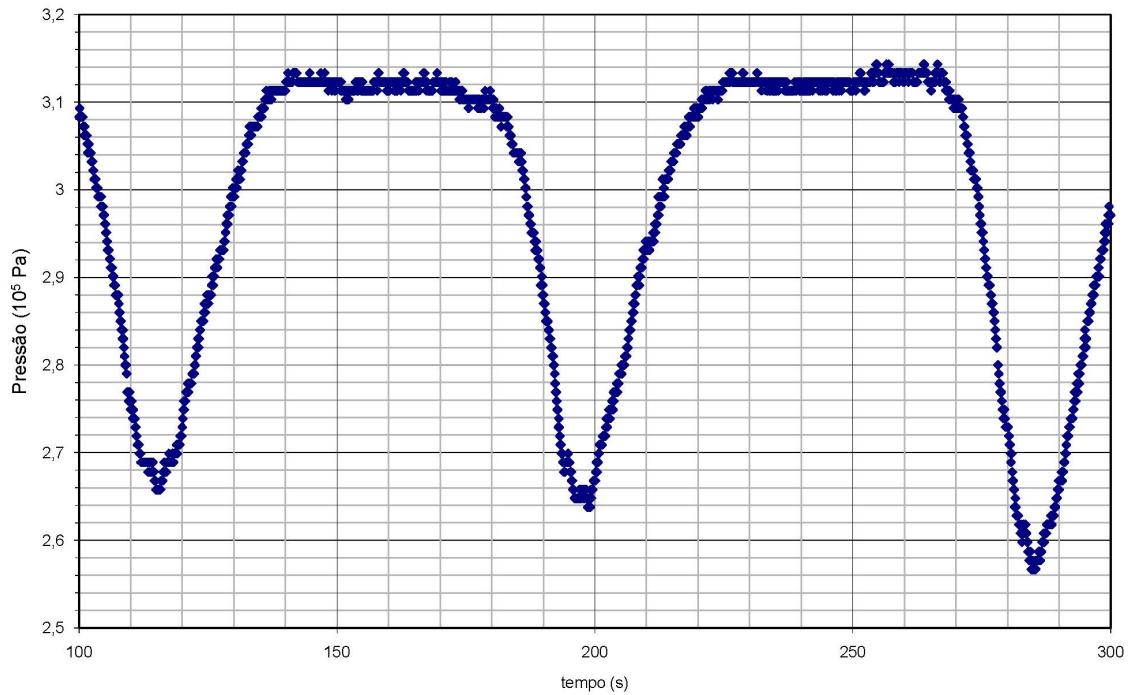


Figura 25: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo D.

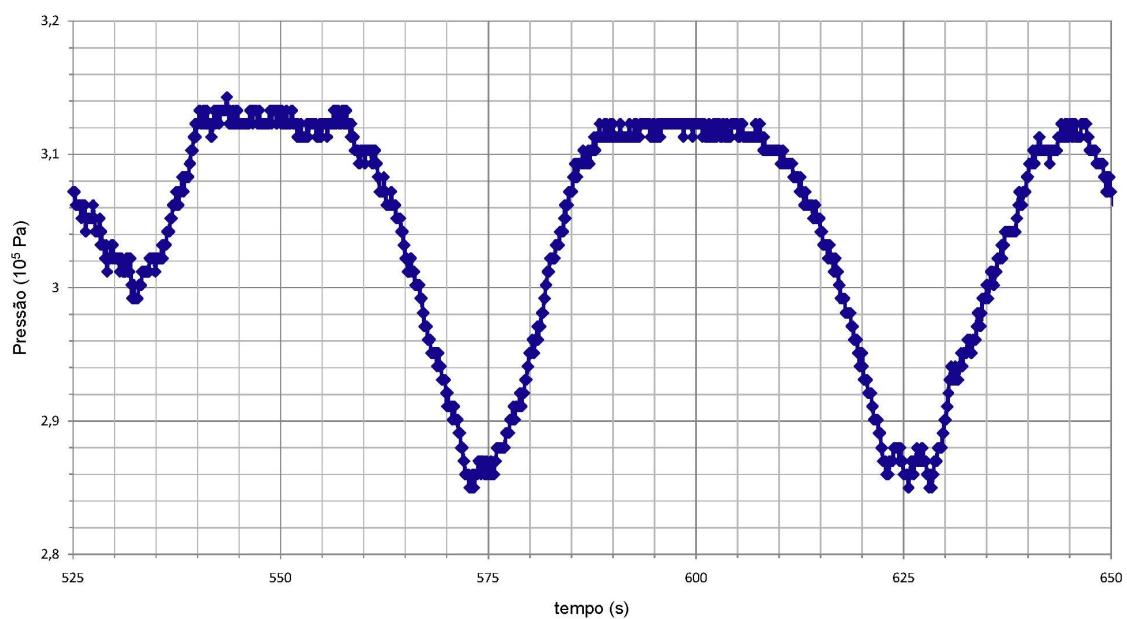


Figura 26: Evolução da pressão no base do *riser* para o caso de estudo E.

5 DISCUSSÃO

5.1 Comparação entre os resultados obtidos com as correlações de Bendiksen e de Chexal, por meio do programa de teste

Na seção 3 foi apresentada a hipótese de que a velocidade do gás estimada com a correlação de Bendiksen estaria sendo superestimada. Sendo assim foi realizado o estudo e implementação de uma nova correlação, a de Chexal, que poderia fornecer resultados mais fidedignos.

A fim de comparar a performance das diferentes correlações, um programa de teste foi desenvolvido (apresentado na seção 3.1). Os resultados obtidos a partir dele são apresentados nas figuras 6, 7, 8, 9, 10 e 11.

Tanto para o caso em que o duto se encontra na vertical, como para o caso em que se encontra na horizontal, quanto maior a fração de vazio considerada, maiores as velocidades superficiais de gás estimadas por ambas correlações, o que mostra um comportamento semelhante para elas. Entretanto a velocidade de gás prevista com a correlação de Chexal sempre mostrou-se menor ou igual que a prevista pela correlação de Bendiksen.

Para valores em módulo pequenos de velocidade superficial total (até 10 m/s), a proximidade entre os valores fornecidos por ambas correlações é grande, chegando a se confundirem. Em geral, a partir de velocidades superficiais de 15 m/s fica evidente a divergência entre os valores obtidos com cada correlação.

Sendo assim, os gráficos deixam claro que a correlação de Bendiksen estima velocidades superficiais de gás maiores que a correlação de Chexal o faz, em todos os casos considerados.

Tal fato fornece prova de que a hipótese inicial é verdadeira e que há a possibilidade de melhoramento do modelo original ao adaptá-lo com a correlação de Chexal.

5.2 Comparação entre os resultados obtidos com o modelo original, com o modificado e provenientes de experimentação

A partir dos resultados e dados experimentais apresentados nas seções anteriores é possível fazer comparações, de modo a avaliar o desempenho do modelo modificado. O parâmetro de comparação será o período de tempo em que um ciclo de intermitência severa ocorre, que é ilustrado na figura 1(f).

A tabelas 3, 4, 5, 6 e 7 mostram o período dos ciclos de intermitência severa medido com relação aos resultados obtidos com o modelo original, com o modelo modificado e com os dados experimentais, sendo cada tabela baseada em um caso de estudo.

Tabela 3. Período dos ciclos de intermitência severa para o caso de estudo A.

Origem	Período (s)
Modelo Original	150
Modelo Modificado	165
Experimento	290

Tabela 4. Período dos ciclos de intermitência severa para o caso de estudo B.

Origem	Período (s)
Modelo Original	205
Modelo Modificado	220
Experimento	270

Tabela 5. Período dos ciclos de intermitência severa para o caso de estudo C.

Origem	Período (s)
Modelo Original	165
Modelo Modificado	175
Experimento	235

Tabela 6. Período dos ciclos de intermitência severa para o caso de estudo D.

Origem	Período (s)
Modelo Original	53
Modelo Modificado	73
Experimento	87

Tabela 7. Período dos ciclos de intermitência severa para o caso de estudo E.

Origem	Período (s)
Modelo Original	33
Modelo Modificado	43
Experimento	55

A partir destas tabelas, pode-se verificar a diferença entre o período obtido com os experimentos e o período obtido com os modelos. Também são relevantes os valores dessas diferenças relativos ao período obtido com os experimentos.

Ou seja, sendo T_{exp} o período verificado por meio dos gráficos construídos com os dados experimentais, T_{ori} o período verificado por meio dos gráficos construídos com o resultado das simulações utilizando o modelo original e T_{mod} o período verificado por meio dos gráficos construídos com o resultado das simulações utilizando o modelo modificado, define-se as seguintes diferenças:

$$\Delta_{ori} = T_{exp} - T_{ori} \quad (19)$$

$$\Delta_{mod} = T_{exp} - T_{mod} \quad (20)$$

E o valor relativo que representa essas diferenças será dado por:

$$\mathbb{R}_{ori} = \frac{\Delta_{ori}}{T_{exp}} \cdot 100 \quad (21)$$

$$\mathbb{R}_{mod} = \frac{\Delta_{mod}}{T_{exp}} \cdot 100 \quad (22)$$

Deste modo, se \mathbb{R} for positivo, teremos que o período obtido com o modelo será menor que o experimental e a magnitude dessa diferença será uma porcentagem do valor do período obtido com os experimentos. A realização desses cálculos facilitará a quantificação de quão melhor são os resultados fornecidos pelo modelo modificado frente ao original.

Sendo assim as tabelas 8, 9, 10, 11 e 12 apresentam o valor de Δ e \mathbb{R} baseando-se nas tabelas 3, 4, 5, 6 e 7.

Tabela 8. Comparação de resultados de simulação e experimentação para o caso de estudo A.

Modelo	Δ (s)	\mathbb{R}
Original	140	48 %
Modificado	125	43 %

Tabela 9. Comparação de resultados de simulação e experimentação para o caso de estudo B.

Modelo	Δ (s)	\mathbb{R}
Original	65	24 %
Modificado	50	19 %

Tabela 10. Comparação de resultados de simulação e experimentação para o caso de estudo C.

Modelo	Δ (s)	\mathbb{R}
Original	70	30 %
Modificado	60	26 %

Tabela 11. Comparação de resultados de simulação e experimentação para o caso de estudo D.

Modelo	Δ (s)	\mathbb{R}
Original	34	39 %
Modificado	14	16 %

Tabela 12. Comparação de resultados de simulação e experimentação para o caso de estudo E.

Modelo	Δ (s)	\mathbb{R}
Original	22	40 %
Modificado	12	21 %

A partir da inspeção das tabelas 8, 9, 10, 11 e 12, fica evidente que as diferenças entre os resultados obtidos com o modelo e os obtidos por meio de experimentação, são menores para o caso em que se considera o modelo modificado, ou seja o modelo modificado forneceu resultados

mais próximos dos esperados.

Para o caso de estudo A, as diferenças são as maiores. Neste caso a velocidade superficial do gás ($0,12\text{ m/s}$) tem o maior valor entre os casos de estudo e a velocidade superficial do líquido ($0,10\text{ m/s}$) tem o menor valor dentre os casos. A diferença para o modelo original (48 %) e para o modelo modificado (43 %) tem valores muito próximos, e o modelo que indica menor diferença é o modificado.

No caso de estudo B as diferenças diminuem pela metade. A velocidade superficial do líquido ($0,13\text{ m/s}$) é pouco maior que a do gás ($0,07\text{ m/s}$). Nesse ponto percebe-se a tendência de que, para velocidades superficiais de líquido maiores que as de gás tem-se que a predição dos períodos é mais precisa. A diferença para o modelo original (24 %) e para o modelo modificado (19 %) também tem valores muito próximos, e novamente o modelo que indica menor diferença é o modificado.

No caso C, a velocidade superficial de líquido ($0,26\text{ m/s}$) continua maior que a de gás ($0,07\text{ m/s}$), entretanto as diferenças são maiores que as observadas no caso de estudo B, mas ainda assim são menores que as diferenças do caso A. A diferença para o modelo original (30 %) e para o modelo modificado (26 %) continuam com valores muito próximos, e o modelo que indica menor diferença continua sendo o modificado.

No caso D, a velocidade superficial do líquido ($0,53\text{ m/s}$) tem um valor maior que nos casos anteriores e a velocidade superficial do gás ($0,11\text{ m/s}$) sofre ligeiro aumento com relação ao caso C. Neste caso a diferença relativa ao modelo original (39 %) tem mais que o dobro do valor da diferença obtida com o modelo modificado (16 %). Percebe-se a tendência de que para razões de velocidade superficial de líquido e de gás grandes (4,8 para o caso D), tem-se que o modelo modificado elimina cerca da metade da diferença obtida com o modelo original.

No caso E, a velocidade superficial do líquido ($0,76\text{ m/s}$) assume o maior valor entre os casos considerados e a velocidade superficial do gás ($0,10\text{ m/s}$) permanece muito próxima da usada no caso D, mas tem o valor menor e figura como a menor velocidade de gás entre todos os casos. Assim como no caso D a diferença obtida com o modelo original (40 %) é quase o dobro da diferença obtida com o modelo modificado (21 %). Desta vez a razão entre a velocidade superficial de líquido e de gás é de 7,6. Novamente, para grandes razões entre as velocidades de líquido e de gás, tem-se que o modelo modificado elimina metade da diferença obtida com o modelo original.

6 CONCLUSÕES

Baliño (2006) apresenta um modelo de escoamento multifásico para simulação do fenômeno de intermitência severa, considerando um sistema *pipeline-riser*. Neste modelo de escoamento multifásico, a velocidade do gás é estimada por meio do modelo de fluxo de deriva. Os parâmetros do modelo de fluxo de deriva são calculados com o uso de uma correlação desenvolvida por Bendiksen (1984).

A análise de simulações e sua comparação com resultados obtidos com experimentos revelou que o modelo desenvolvido estima ciclos de intermitência severa com períodos menores que os experimentais. Formulou-se, então, a hipótese de que a razão para isso baseava-se no fato de a velocidade do gás estar sendo superestimada devido ao uso da correlação de Bendiksen.

O estudo e implementação de uma nova correlação, desenvolvida por Chexal et al. (1992), mostrou que as previsões da velocidade do gás baseada nos parâmetros fornecidos por esta correlação, teriam menores valores que os obtidos com o uso da correlação de Bendiksen.

Logo, a primeira conclusão do estudo foi que, o uso da correlação de Bendiksen para o cálculo da velocidade do gás leva a valores maiores que os obtidos com o uso da correlação de Chexal, o que corrobora a hipótese inicial.

A partir desta conclusão ficou evidente que se a correlação empregada no modelo fosse a correlação de Chexal, melhores resultados poderiam ser obtidos. E o passo seguinte foi justamente a adaptação do modelo original a esta correlação, obtendo dessa maneira o, aqui designado, modelo modificado. A adaptação foi um processo complexo, exigindo a intervenção em muitas partes do programa computacional original e também a adoção de simplificações no modo como o programa faz uso dos parâmetros calculados com a correlação de Chexal.

Com os resultados fornecidos pelo modelo modificado em mãos, formulou-se cinco casos de estudo para verificar seu desempenho. Cada caso de estudo apresentava determinada configuração de vazão mássica de gás e vazão volumétrica de líquido. A fim de possibilitar a comparação entre

os valores de injeção de cada fase no sistema, velocidades superficiais foram relacionadas a cada caso. Com a velocidade superficial do gás e do líquido tem-se um parâmetro de comparação com mesmas unidades.

A análise dos resultados revelou que em todos os cinco casos o modelo modificado mostrou-se mais preciso. O desempenho do modelo modificado é muito próximo do obtido com o modelo original para os casos em que a velocidade superficial de gás é maior ou igual a velocidade superficial de líquido. Entretanto, para os casos em que a velocidade superficial de líquido é maior que a de gás o modelo modificado diminui até pela metade as diferenças entre os resultados obtidos com o modelo original e os obtidos com experimentos.

A melhoria só não é maior pois acredita-se que as simplificações aplicadas ao uso dos parâmetros obtidos com a correlação de Chexal, que levaram à adoção de valores médios, fazem com que os parâmetros deixem de variar espacialmente no riser, variando apenas no tempo. Cabe aqui lembrar que as simplificações foram feitas para viabilizar a convergência nos cálculos.

Entretanto há outros fatores inerentes ao modelo de escoamento multifásico que podem contribuir para as diferenças observadas, além da correlação para o cálculo dos parâmetros utilizada. Outra causa possível do erro no período de intermitência pode ser a influência das flutuações da fração de vazio no pipeline, que no modelo são ignoradas.

Como conclusão final, o modelo modificado levou, de fato, ao melhoramento dos resultados. E sendo assim, o objetivo do trabalho foi atingido.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- BALIÑO, J. L. Análise de intermitência severa em risers de geometria catenária. São Paulo, 2006. 191p. Relatório final projeto petrobras/fusp0050.0007646.04.2 - Universidade de São Paulo.
- BALIÑO, J. L. Análise de intermitência severa em risers de geometria catenária. São Paulo, 2008. 141p. Tese (livre docência) - Universidade de São Paulo.
- BENDIKSEN, K. H. An experimental investigation of the motion of long bubbles in inclined tubes. **International journal of multiphase flow**, v.10, n.4, p.467–483, 1984.
- BRENNEN, C. E. **Fundamentals of Multiphase Flow**. Cambridge: Cambridge University Press, 2005. 345p.
- CHEXAL, B.; LELLOUCHE, G.; HORROWITZ, J.; HEALER, J. A void fraction correlation for generalized applications. **Progress in nuclear energy**, v.27, n.4, p.255–295, 1992.
- DREW, D. A.; PASSMAN, S. L. **Theory of Multicomponent Fluids**. New York: Springer-Verlag, 1999. 308p.
- ECONOMIDES, M. J.; HILL, A. D.; EHLIG-ECONOMIDES, C. **Petroleum Production System**. Englewood Cliffs, NJ: Prentice Hall Petroleum Engineering Series, 1994. 616p.
- SCHMIDT, Z. Experimental study of two-phase slug flow in a pipeline-riser system. Tulsa, 1977. -p. Tese (Doutorado) - The University of Tulsa.
- TAITEL, Y. Stability of severe slugging. **International journal of multiphase flow**, v.12, n.2, p.203–217, 1986.
- WHALLEY, P. B. **Two-phase flow and heat trasfer**. Oxford: Oxford University Press, 1996. 91p.

WORDSWORTH, C.; DAS, I.; LOH, W. L.; MCNULTY, G.; LIMA, P. C.; BARBUTO, F. **Multiphase Flow Behavior in a Catenary Shaped Riser**. California: CALtec Report No.: CR 6820, 1998. 157p.

WÖRNER, M. A. A compact introduction to the numerical modelling of multiphase flows. Karlsruhe, 2003. 36p. Relatório fzka 6932 - Forschungszentrum Karlsruhe.

ZUBER, N.; FINDLAY, J. Average volumetric concentration in two-phase flow system. **Journal of Heat Transfer**, v.87, n.-, p.453, 1965.

APÊNDICES

Apêndice A - Programa computacional para teste das correlações

Esta rotina é responsável pelo teste aplicado às correlações, a fim de verificar os resultados fornecidos por cada uma. A rotina faz com que as variáveis de entrada de interesse variem, formando as mais diversas configurações de inclinação do duto, velocidade superficial total e fração de vazio.

```

C     USO DA FORMULAÇÃO DE BENDIKSEN
OPEN(UNIT=10,FILE='MAIN_RESULTS_BEND.OUT',STATUS='REPLACE')
      WRITE(10,6030)
6030  FORMAT(4X,'UD BENDIK',6X,'CD BENDIK',7X,'AJG BENDIK',6X,
      *      'AJL BENDIK',6X,'AJT_BENDIK',8X,'ALFA',9X,'ICOND_AJG',
      *      10X,'TETA')
C     Esta parte deverá ser substituída pela leitura de arquivo txt

C     Definição de CONSTANTES
QL0=6.49471D-05
DIAM=5.25018D-02
GRAV=9.8D0
EPSCONV=6.D-06
TETA=0D0
C     Cálculo da área da seção transversal do duto
AREA=0.25D0*PI*DIAM**2
C     Fração de vazão inicial
ALFA=0D0
C     Definição da velocidade superficial total inicial
AJTOTAL=6.D-01
C     Adimensionalização
AJTOTAL AD=AJTOTAL*(AREA/QL0)
AJGAS AD=AJGAS*(AREA/QL0)
C     Número de Froude
FRL0=QL0/AREA/DSQRT(GRAV*DIAM)

2050  IF(ALFA.LT.0.5D0) THEN
      C     Radianos=1.570796D0 => Graus=90
2040  IF(TETA.LT.1.570796D0) THEN

2030      IF(AJTOTAL AD.LT.1000) THEN
C         Uso da correlação de Bendiksen
2000      CALL CDUD_DRIFT(TETA, AJTOTAL_AD, FRL0, CD, UD_AD)

      AJGAS AD=ALFA*(CD*AJTOTAL_AD+UD_AD)

      UD=UD AD*(QL0/AREA)
      AJGAS=AJGAS AD*(QL0/AREA)
      AJTOTAL=AJTOTAL AD*(QL0/AREA)
      AJLIQUIDO=AJTOTAL-AJGAS
      WRITE(*,6200) UD, CD, AJGAS, AJLIQUIDO, AJTOTAL, ALFA,
      *                  ICOND AJG, TETA
6200      FORMAT(E12.5, 1X, E12.5, 1X, E12.5, 1X, E12.5, 1X, E12.5,
      *                  1X, E12.5, 1X, E12.5, 1X, E12.5)

      WRITE(10,6010) UD, CD, AJGAS, AJLIQUIDO, AJTOTAL, ALFA,
      *                  ICOND AJG, TETA
6010      FORMAT(E15.8,2X,25(E12.5,4X))

2060      AJTOTAL_AD=AJTOTAL_AD+5

C     Adimensionalização
      AJGAS AD=AJGAS*(AREA/QL0)
      GO TO 2030
ENDIF

      TETA=TETA+2.D-01
C     Definição da velocidade superficial total inicial
      AJTOTAL=6.D-01
C     Adimensionalização
      AJTOTAL AD=AJTOTAL*(AREA/QL0)
      AJGAS AD=AJGAS*(AREA/QL0)
      GO TO 2040
ENDIF
2070      ALFA=ALFA+0.2D0
      TETA=0D0
C     Definição da velocidade superficial total inicial
      AJTOTAL=6.D-01
C     Adimensionalização
      AJTOTAL AD=AJTOTAL*(AREA/QL0)
      AJGAS AD=AJGAS*(AREA/QL0)
      GO TO 2050
ENDIF
END

```

Apêndice B - Programa computacional para a correlação de Bendiksen

O código deste apêndice refere-se ao trabalho desenvolvido por Bendiksen (1984) e que foi utilizado no modelo de escoamento multifásico original, apresentado por Baliño (2006).

```
SUBROUTINE CDUD_DRIFT(TETA, AJ, FRLO, CD, UD)
C
C      CALCULATES CD AND UD FROM DRIFT FLUX CORRELATION.
C      TETA:           INCLINATION ANGLE (RADIAN).
C      AJ:            TOTAL SUPERFICIAL VELOCITY.
C      FRLO:          REFERENCE FROUDE NUMBER.
C      OUTPUT: CD, UD.
C
C      IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
FRJ=DABS(AJ)*FRLO
IF(FRJ.LE.3.495D0) THEN
  CD=1.05D0+0.15D0*DSIN(TETA)
  UD=(0.35D0*DSIN(TETA)+0.54D0*DCOS(TETA))/FRLO
ELSE IF(FRJ.GE.3.505D0) THEN
  CD=1.2D0
  UD=0.35D0*DSIN(TETA)/FRLO
ELSE
  CD1=1.05D0+0.15D0*DSIN(TETA)
  UD1=(0.35D0*DSIN(TETA)+0.54D0*DCOS(TETA))/FRLO
  CD2=1.2D0
  UD2=0.35D0*DSIN(TETA)/FRLO
  FRAC=(FRJ-3.495D0)/1.D-2
  CD=CD1*(1.D0-FRAC)+CD2*FRAC
  UD=UD1*(1.D0-FRAC)+UD2*FRAC
END IF
END
```

Apêndice C - Programa computacional para a correlação de Chexal

O código deste apêndice refere-se ao trabalho desenvolvido por Chexal et al. (1992) e foi baseado no programa desenvolvido pelo mesmo autor, e que possui o nome de 'EPRI-PCLV'.

```

SUBROUTINE CDUD DRIFT (TETA, AJ, P, AR, UGPC, FJ,
*                         MG, MF, RF, SIG, GRAV, DH,
*                         CD, UD)

IMPLICIT DOUBLE PRECISION(A-Z)
PARAMETER (PI=3.141592653589793D0)

AJG=AR*UGPC

JT=AJ*FJ
JG=AJG*FJ
JL=JT-JG

XJG=JG
XJF=JF

IF ((XJG.LT.0D0).AND.(XJF.GT.0D0)) THEN
  WRITE(*,9000)
9000  FORMAT("IMPOSSIBLE CONDITION FOR AJG AND AJL")
  PAUSE
ENDIF

C   Densidade do Gás
RG=P*RF

C   Ajuste entre as as inclinações dadas pelo
C   modelo e exigidas pela correlação de Chexal
TETAGRAD=TETA*180.D0/PI
ORT=90.D0-TETAGRAD

C   Fração de vazio
AL=AR

C   Inicialização para o sentido da velocidade
C   relativa entre líquido e vapor (sentido de Vgj)
FVGJ=1.0

C   Indica se o caso é horizontal ou vertical;
C   FRA=1 => horizontal
C   FRA=0.0

C   Este índice é usado para que se possa calcular
C   os coeficientes Co e Vgj para os casos vertical e horizontal
IPAS = 1

C   Caso o duto esteja na horizontal
IF(ORT.EQ.90.)THEN
  FRA=1.0
  IF (XJF.LT.0.0.AND.XJG.LT.0.0)THEN
    JF=DABS (XJF)
    JG=DABS (XJG)
    FVGJ=-1.0
  ENDIF
ENDIF

C   Definição da relação entre as massas
C   específicas do líquido e do gás
RR=RF/RG
RR=(1./P)

VJ0=1.41*((RR-1.0)*SIG*GRAV/(RR*RF))**0.25
IF(RR.GE.18.)THEN
  C5=DSQRT(150./RR)
  C2=1.0
  IF(C5.LT.1.0)THEN
    ARG=C5/(1.-C5)
    IF(ARG.LT.170.)C2=1.0/(1.-DEXP(-ARG))
  ENDIF
ELSE
  C2=0.4757*(DLOG(RR))**0.7
ENDIF

C   C11 é idêntico a C4
C11=1.
C   C9 é idêntico a C7
C9=(0.09144/DH)**.6
IF(C9.GE.1.)GOTO 10
C10=C9/(1.-C9)
C11=1.0/(1.-DEXP(-C10))
10  CONTINUE

R1=RF*JF*DH/MF

```

```

REG=RG*JG*DH/MG
RE=REG
IF (R1.GE.REG.AND.REG.GT.0.0) RE=R1

B1=1.0
IF (RE.LT.0.0) B1=1.0D-10
IF (DABS(RE/60000.).LT.170.) B1= 1. / (1.+DEXP (-RE/60000.))
B1=DMIN1(0.8D0,B1)

E1=B1
IF (REG.LT.0.0) E1=0.65

KZ=B1+ (1.-B1) / (RR**0.25)
R= (1.+1.57/RR) / (1.-B1)

IF (R1.LT.0.) GO TO 20
C3=0.0
IF ((R1/60000.).LT.170.) C3=2.*DEXP (-R1/60000.)
IF (C3.LT.0.5) C3=0.5
GO TO 30
20  CONTINUE
FIRST=2.*DEXP ((-R1/350000.)**.400)
POWER=-(R1/50000.)*(0.0381)/(DH)**2.0
SEC=0.0
IF (POWER.LT.170.) SEC=- (1.75* (-R1)**.030)*DEXP (-POWER)
C3=FIRST+SEC+1.0* ((0.0381/DH)**.250)* (-R1)**0.001
POW2=(1.0/(1.0+.05*(-R1/350000.)))**0.4
C3=2.0* ((C3/2.0)**POW2)

30  CONTINUE
C  CALL ITERAT (R1, IER)

FJJ=JF+JG
C---- CALCULATE DRIFT FLUX VELOCITY
VJJ=VJO*C11*C2*C3
C---- DOUBLE CHECK THAT INPUT IS IN RANGE
IF (AL.GE.1.0) AL=.999999
IF (AL.LE.0.) AL=1.D-6
ALM1=(1.-AL)
ALTOR=ALM1**E1
IF (JG.LT.0.0.AND.ALTOR.GT.0.7) ALTOR=0.7
VJ=VJJ*ALTOR

C---- AIR/WATER L FACTOR

C---- VERTICAL UP-FLOW
L=1.15*(AL**0.45)
C---- VERTICAL DOWN-FLOW
IF (JG.LT.0.0) L=1.05*AL**0.25
C---- HORIZONTAL FLOW
IF (FRA.EQ.1.0) L=1.125*AL**0.6
L=DMIN1(L,1.0)

C---- CALCULATE CONCENTRATION PARAMETER
CZ=L/ (KZ+ (1.-KZ)*(AL**R))
IF (JG.LT.0.0) THEN
  CZA=-VJJ* (ALM1**0.2)/FJJ
  CZ=DMAX1 (CZA,CZ)
ENDIF
IF (FRA.EQ.1.0) THEN
  CZH=1.+(AL**.05)*ALM1**2
  CZ=CZ*CZH
ENDIF

GVGJ=VJ
GCZ=CZ

IF (ORT.EQ.0.0.OR.ORT.EQ.90.) THEN
  GVGJ = FVGJ*GVGJ
  GOTO 60
ENDIF
C---- FOR FLOW AT AN ANGLE, CALCULATE HORIZONTAL C0
IF (IPAS.GT.1) THEN
  C---- SECOND PASS - CALC WEIGHTED AVG OF C0 AND VGJ AND THEN VOID
  FR = 1.- ORT/90.
  IF (XJF.LT.0.0.AND.XJG.LT.0.0) THEN
    FR = 1.0
    IF (ORT.GE.80.) FR = 9. - ORT/10.
  ENDIF
  GCZ = CZV*FR + GCZ*(1. - FR)

```

```
GVGJ = VJV*FR + FVGJ*GVGJ*(1. - FR)
GVOID=XJG/(GCZ*(XJG+XJF)+GVGJ)
IF (GVOID.GT.1.0.OR.GVOID.LT.0.0) GVOID=1.0
ELSE
C---- FIRST PASS - SAVE CO AND VGJ AND SET FRA = 1.0
C FOR HORIZONTAL FLOW CALC
    IF (JF.LT.0.0.AND.JG.LT.0.0)THEN
        JF=DABS (JF)
        JG=DABS (JG)
        FVGJ=-1.0
    ENDIF
    CZV = GCZ
    VJV = GVGJ
    IPAS = 2
    FRA = 1.0
    GOTO 10
ENDIF
60  CONTINUE
CD=GCZ
C Admensionalizaçāo de UD
UD=GVGJ/FJ
RETURN
END
```