

ANÁLISE DA ACURÁCIA DO SIMULADOR DE ESCOAMENTO BIFÁSICO OLGA EM TRANSIENTES DE GASODUTOS

Francisco Celson Sousa de Sales

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Orientador: Gustavo César Rachid Bodstein.

Rio de Janeiro

Março de 2013

ANÁLISE DA ACURÁCIA DO SIMULADOR DE ESCOAMENTO BIFÁSICO OLGA EM
TRANSIENTES DE GASODUTOS

Francisco Celson Sousa de Sales

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO LUIZ
COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA (COPPE) DA
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS
NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS EM
ENGENHARIA MECÂNICA.

Examinada por:

Prof. Gustavo César Rachid Bodstein, Ph.D.

Prof. Antonio MacDowell de Figueiredo, Dr.-Ing.

Prof. Felipe Bastos de Freitas Rachid, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

MARÇO DE 2013

Sales, Francisco Celson Sousa de

Análise da acurácia do simulador de escoamento bifásico OLGA em transientes de gasodutos /Francisco Celson Sousa de Sales. Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2013.

XVI, 75 p.: il.; 29,7cm.

Orientador: Gustavo César Rachid Bodstein

Dissertação (mestrado) – UFRJ/COPPE/Programa de Engenharia Mecânica, 2013.

Referências Bibliográficas: p.73-75.

1. Escoamento bifásico. 2. Padrões de escoamento. 3. Modelos específicos. I. Bodstein, Gustavo César Rachid. II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Mecânica. III. Título.

Ao meu filho, Francisco Celson
Sousa de Sales Filho, como fonte de
estímulo.

AGRADECIMENTOS

Gostaria de transmitir meus sinceros agradecimentos a todas as pessoas que, de forma direta e indireta, contribuíram para a concretização deste trabalho, dentre os quais destaco:

- O meu orientador Professor Gustavo César Rachid Bodstein pela inestimável ajuda na transmissão dos conhecimentos e orientações, pelo apoio profissional e pela compreensão das dificuldades técnicas encontradas e superadas ao longo deste trabalho;
- Aos colegas e funcionários do laboratório de mecânica dos fluidos da UFRJ/COPPE, em particular as Senhoras Jaciara Roberta e Aline Barbosa Figueiredo, pelo apoio e orientações;
- Aos colegas dos cursos de mestrado e doutorado MINTER/DINTER – UFRJ/UEA pela convivência e troca de experiências e conhecimentos, principalmente os Senhores Laurimar Cruz, Andréa Fragatta, Sávio Sarkis, Sidney Lins, Bruno Leite e Joaldo Barbosa;
- Aos meus irmãos Erasmo, Henrique e Elizabeth, pelo companheirismo e amizade;
- Aos meus pais, José Maria Sales e Raimunda Sales, que nunca mediram esforços para investir em minha educação;
- A minha esposa e ao meu filho, pelo incentivo e compreensão em minhas ausências.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

ANÁLISE DA ACURÁCIA DO SIMULADOR DE ESCOAMENTO BIFÁSICO OLGA EM TRANSIENTES DE GASODUTOS

Francisco Celson Sousa de Sales

Março/2013

Orientador: Gustavo César Rachid Bodstein

Programa: Engenharia Mecânica

Na produção e no transporte de petróleo dos campos *offshore* para os continentes são utilizados dutos que trabalham, na maioria dos casos, com escoamentos bifásicos, em regimes transientes ocasionados por paradas ou problemas operacionais e elevados gradientes de pressão, bem como diferentes velocidades. As empresas de petróleo com o objetivo de evitar e minimizar esses problemas operacionais faz uso de pacotes numéricos comerciais, um desses pacotes é o OLGA (*Oil Liquid-Gas Analyzer*). Este trabalho, fazendo uso do OLGA baseado no Modelo de Dois Fluidos, realizou simulações para identificar a ordem no tempo e no espaço que caracteriza a sua acurácia ao se calcular o escoamento bifásico típico de um gasoduto utilizando o modelo de dois fluidos para escoamento estratificado, unidimensional, transiente, compressível e isotérmico. Os resultados mostram que a acurácia é de primeira ordem no tempo e de segunda ordem no espaço, os quais têm importantes conseqüências na escolha da malha do espaço e no intervalo do tempo para uma dada acurácia.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

ANALYSIS OF THE ACCURACY OF THE SIMULATOR BIPHASIC OLGA FLOW
OF GAS PIPELINES IN TRANSIENT

Francisco Celson Sousa de Sales

March/2013

Advisor: Gustavo César Rachid Bodstein

Program: Mechanical Engineering

In the production and transport of oil from offshore fields to continents working pipes are used in most cases with two-phase flow in transient regimes caused by standing or operational problems and high pressure gradients as well as different speeds. Oil companies in order to prevent and minimize these problems make use of operational numerical commercial packages, these packages is the OLGA (Oil-Gas Liquid Analyzer). This work, making use of model-based OLGA Two Fluids, conducted simulations to identify the order in time and space that characterizes his accuracy when calculating the two-phase flow typical of a pipeline using the two-fluid model for stratified flow, one-dimensional transient compressible and isothermal. The results show that the accuracy is first order in time and second order in space, which have important consequences on the choice of the mesh of the space and the time interval for a given accuracy.

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	1
1.1 HISTÓRICO	1
1.2 MOTIVAÇÃO E RELEVÂNCIA DO TRABALHO	2
1.3 PROPOSTA DO TRABALHO	3
1.3.1 Objetivo geral	3
1.3.2 Objetivos específicos	4
2 REVISÃO DE LITERATURA	5
2.1 INTRODUÇÃO	5
2.2 ESCOAMENTOS MULTIFÁSICOS	6
2.3 CLASSIFICAÇÃO DOS ESCOAMENTOS	7
2.3.1 Sistema gás-líquido	7
2.3.2 Sistema gás-sólido	8
2.3.3 Sistema líquido-sólido	8
2.3.4 Sistema líquido-líquido	9
2.3.5 Sistemas multifásicos	9
2.4 CLASSIFICAÇÃO DOS PADRÕES DE ESCOAMENTO	10
2.5 MODELOS MATEMÁTICOS CLÁSSICOS PARA ESCOAMENTO BIFÁSICO	14
2.5.1 Modelo de dois fluidos – <i>Two-fluid model (TFM)</i>	15
2.5.2 Modelo drift-flux – <i>drift-flux model (DF)</i>	17
2.5.3 Modelo de equilíbrio homogêneo – <i>Homogeneous equilibrium model (HEM)</i>	17
2.6 TRABALHOS NACIONAIS RECENTES EM ESCOAMENTOS BIFÁSICOS	18
3 FORMULAÇÃO MATEMÁTICA DOS MODELOS	20
3.1 INTRODUÇÃO	20
3.2 EQUAÇÕES PARA OS MODELOS ESPECÍFICOS	20
3.2.1 Simulador computacional OLGA	21
3.2.2 Modelo matemático específico para o OLGA	23
3.2.2.1 Formulação matemática	24
3.2.2.1.1 Equações de conservação	25
3.2.2.1.1.1 Equação da massa	26

3.2.2.1.1.2	Equação da quantidade de movimento	27
3.2.2.1.1.3	Equação da energia da mistura	29
3.2.2.1.1.4	Cálculos térmicos	29
3.2.2.1.1.5	Propriedades dos fluidos e transferência de fase	29
3.2.2.1.1.6	Transferência de massa interfacial	30
3.2.2.1.1.7	Descrição do regime de escoamento	30
3.2.2.1.1.8	Escoamento separado	31
3.2.2.1.1.9	Fatores de atrito	32
4	SOLUÇÃO NUMÉRICA	34
4.1	INTRODUÇÃO	34
4.2	EQUAÇÃO DA PRESSÃO	34
4.3	ESQUEMAS DE DISCRETIZAÇÃO NUMÉRICA	36
4.3.1	Discretização espacial	36
4.3.2	Métodos implícitos <i>versus</i> métodos explícitos	37
4.3.3	Esquema de integração no OLGA	38
4.3.4	Sequência de integração numérica no OLGA	42
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES	43
5.1	CENÁRIO E CARACTERIZAÇÃO DO ESCOAMENTO	43
5.1.1	Caracterização do fluido utilizado	45
5.1.2	Propriedades PVT para o simulador OLGA	45
5.1.3	Perdas de carga para o simulador OLGA	45
5.1.4	Condições iniciais, temporais e de contorno	47
5.2	PARÂMETROS DA MALHA E DO PASSO DO TEMPO	48
5.3	RESULTADOS FÍSICOS DAS SIMULAÇÕES	51
5.4	DEFINIÇÃO DO ERRO RELATIVO DO INVENTÁRIO E DA PRESSÃO	53
5.5	RESULTADOS E DISCUSSÕES	54
6	CONCLUSÕES.....	58
6.1	INTRODUÇÃO	58
6.2	PRINCIPAIS CONCLUSÕES	58
6.3	RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	59
APÊNDICE A – GRÁFICOS REPRESENTATIVOS DO COMPORTAMENTO DA		

PRESSÃO, DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA, DA VELOCIDADE DO LÍQUIDO E DA VELOCIDADE DO GÁS PARA $\Delta x = 10\text{m}$ COM $\Delta t=0,01$, $\Delta t=0,1$ E $\Delta t=1$	60
APÊNDICE B – GRÁFICOS REPRESENTATIVOS DO COMPORTAMENTO DA PRESSÃO, DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA, DA VELOCIDADE DO LÍQUIDO E DA VELOCIDADE DO GÁS PARA $\Delta t=0,001$ COM $\Delta x = 10\text{m}$, $\Delta x=100\text{m}$, $\Delta x=500\text{m}$ E $\Delta x=1000\text{m}$	66
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	73

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Representação esquemática do acoplamento entre as fases e seus efeitos.	6
Figura 2 – Escoamento bifásico horizontal classificado por Taitel e Dukler (1976) ..	11
Figura 3 – Seção transversal do escoamento	23
Figura 4 – Perfil lateral de escoamento estratificado	23
Figura 5 – Ilustração esquemática do escoamento estratificado	31
Figura 6 – Gradiente de pressão, para as ondas 2D, $\mu_L = 0.001 \text{ Kg/seg.m}$, $\beta = -0.65^\circ$	32
Figura 7 – Ilustração de malha escalonada/discretização leito doador para a seção j.	36
Figura 8 – Estrutura de matriz de banda do OLGA para uma rede de gasodutos	39
Figura 9 – Discretização do momento e da pressão	39
Figura 10 – Discretização da equação da massa para as gotículas de líquido e para o líquido	40
Figura 11 – Discretização da equação da massa para o gás e da energia	41
Figura 12 – Sequência de integração numérica no OLGA	41
Figura 13 – Esquema da tubulação e seção transversal	43
Figura 14 – Esquema da variação da vazão mássica em relação ao tempo na entrada do duto.....	44
Figura 15 – Massa específica x P, para $T=20^\circ \text{ C}$, para um petróleo típico brasileiro..	46
Figura 16 – Comportamento da fração volumétrica do líquido (α_L) em relação ao comprimento do tubo para a simulação de $\Delta t=0,001\text{s}$, com valores de $\Delta x = 10\text{m}$, $\Delta x=100\text{m}$, $\Delta x = 500\text{m}$ e $\Delta x = 1000\text{m}$ para o tempo adimensional de $\tau = 1$	51
Figura 17 – Comportamento da velocidade do líquido (u_L) em relação ao comprimento do duto para a simulação de $\Delta t=0,001\text{s}$, com valores de $\Delta x = 10\text{m}$, $\Delta x=100\text{m}$, $\Delta x = 500\text{m}$ e $\Delta x = 1000\text{m}$ para o tempo adimensional de $\tau = 1$	52
Figura 18 – Comportamento da velocidade do líquido (u_G) em relação ao comprimento do duto para a simulação de $\Delta t=0,001\text{s}$, com valores de $\Delta x = 10\text{m}$, $\Delta x=100\text{m}$, $\Delta x = 500\text{m}$ e $\Delta x = 1000\text{m}$ para o tempo adimensional de $\tau = 1$	53
Figura 19 – Erro relativo do inventário da massa total $E(I)$ na tubulação como uma função adimensional no tempo $\Delta \tau$, para três diferentes tempos adimensionais τ para o valor de referência $\Delta t= 0,001\text{s}$	55
Figura 20 – Erro relativo da pressão $E(p)$ na entrada da tubulação como uma	

função adimensional no tempo $\Delta\tau$, para três tempos adimensionais τ , para o valor de referência $\Delta t= 0,001s$	56
Figura 21 – Erro relativo do inventário da massa total $E(I)$ na tubulação como uma função adimensional na malha de tamanho $\Delta\chi$ para três diferentes tempos adimensionais τ , para o valor de referência $\Delta x= 10m$	57
Figura 22 – Erro relativo da pressão na entrada da tubulação como uma função adimensional na malha de tamanho $\Delta\chi$ para três diferentes tempos adimensionais τ , para o valor de referência $\Delta x= 10m$	57

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Exemplos de misturas com múltiplas fases e múltiplos materiais (Rosa, 2012 p.1)	6
Tabela 2 – Escoamento bifásico classificado por Ishii e Hibiki (2006)	12
Tabela 3 – Características do duto	44
Tabela 4 – Correlação de atrito utilizadas	45
Tabela 5 – Condições iniciais e de contorno dos ensaios	47
Tabela 6 – Condições temporais dos ensaios planos horizontais na cabeça (entrada)	48
Tabela 7 – Valores discretizados no espaço para as simulações	49
Tabela 8 – Valores discretizados no tempo para as simulações	50

NOMENCLATURA

Acrônimos

PVT	Condição de estado relacionada a pressão, volume e temperatura
TR	Tempo Real

Acrônimos em língua inglesa

CFD	Computational Fluid Dynamics
EMAPS	Eulerian Multiphase Adaptive Pipeline Solver
FCT	Fluid Corrected Transport
OLGA	Oil Liquid-Gas Analyzer
PFM-2	Pressure Free Model – 2 Equations
TFM	Two Fluid Model
HEM	Homogenous Equilibrium Model

Caracteres latinos

f_g	Fator de atrito de Moody da fase gás [adm]
f_l	Fator de atrito de Moody da interface gás/líquido [adm]
m_{ENT}	Vazão mássica total na cabeça do gasoduto, i. e., a soma das vazões mássicas de gás e líquido respectivamente [kg/s]
$m_{ENT(CAL)}$	Vazão mássica total calculada na cabeça do gasoduto, i. e., a soma das vazões mássicas de gás e líquido respectivamente [kg/s]
$m_{ENT(MED)}$	Vazão mássica total medida na cabeça do gasoduto, i. e., a soma das vazões mássicas medidas de gás e líquido respectivamente [kg/s]
Lm_L	Vazão mássica de óleo ou condensado (líquido) [kg/s]
m_G	Vazão mássica de gás, genericamente referenciada [kg/s]
m_{SAI}	Vazão mássica total na cauda do gasoduto, i. e., a soma das vazões mássicas de gás e líquido respectivamente [kg/s]
$m_{SAI(CAL)}$	Vazão mássica total calculada na cauda do gasoduto, i. e., a soma das vazões mássicas calculadas de gás e líquido respectivamente [kg/s]
$m_{SAI(MED)}$	Vazão mássica total medida na cauda do gasoduto, i. e., a soma das vazões mássicas medidas de gás e líquido respectivamente [kg/s]
m_{TOTAL}	massa total de um segmento de gasoduto [kg/s]

A	Área da seção transversal do duto genericamente referenciada [m ²]
A _g	Área da seção transversal do duto ocupada pela fase gás [m ²]
D _i	Diâmetro interno genericamente referenciado [m]
P	Pressão genericamente referenciada [barg]
Q	Vazão volumétrica corrigida para condição padrão [Pm ³ /s]
T	Temperatura genericamente referenciada [K]

Caracteres gregos

α_{LIQ}	Holdup [adm]
β	Inclinação do duto em relação à horizontal [graus]
ρ	Massa específica genericamente referenciada [kg/m ³]
ρ_k	Massa específica da fase k [kg/m ³]

Glossário de termos empregados

Cabeça de segmento	Ponto de entrada de fluido no segmento de duto sob monitoração, sendo normalmente o ponto de pressão mais alta;
Cauda de segmento	Ponto de saída de fluido no segmento de duto sob monitoração, sendo normalmente o ponto de pressão mais baixa;
Condição padrão	É a referência de pressão e temperatura para correção de variáveis volumétricas tais como volume, vazão, densidade e módulo de elasticidade. No Brasil, essa referência é 1 (uma) atm para pressão e 20 (vinte) oc. (graus Celsius) para temperatura;
Sistema de tempo real	É o sistema que depende de dados de tempo real de seu processo, para, a partir do processamento destes, entre uma xv varredura e outra de dados, gerar algum resultado importante ao processo;
Taxa de varredura	É o intervalo de tempo, entre uma varredura e outra, imediatamente anterior;

Varredura

Consiste na aquisição de dados de todos os pontos geograficamente distribuídos na rede de automação, relevantes ao processo de movimentação dutoviária.

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

1.1 HISTÓRICO

A produção e o transporte de petróleo dos campos *offshore* para os continentes implica em uso de dutos que trabalham, na maioria dos casos, com escoamentos bifásicos, em regimes transientes ocasionados por paradas ou problemas operacionais e elevados gradientes de pressão, bem como diferentes velocidades. Não raro ocorrem nesses dutos problemas relacionados as variações bruscas de pressão e a troca térmica entre o fluido e a água do mar.

Esses problemas somados as características dos escoamentos bifásicos, onde várias grandezas estão envolvidas, são difíceis de serem abordados e controlados mecanisticamente para descrição do comportamento do sistema, daí a necessidade da utilização de recursos computacionais para a simulação e o controle dessas redes de escoamento bifásico.

Para o desenvolvimento de modelos computacionais há necessidade do conhecimento dos fenômenos físicos envolvidos que governam o comportamento dos escoamentos bifásicos. A simulação de escoamentos bifásicos em dutos se tornou possível com o surgimento do modelo de dois fluidos e do modelo de mistura, ambos caracterizados por relativa simplicidade e capacidade de simular situações reais de campo. Estes modelos ganharam grande aceitabilidade e popularidade por parte dos centros de pesquisas e das empresas de petróleo.

Rosa (2012, p.3) relata que estudos com base científica para escoamentos bifásicos tiveram início no começo do século XX e que, somente na década de 1940, surgiram as primeiras abordagens para modelar escoamentos bifásicos utilizando processos de médias. No entanto, este mesmo autor cita que esta metodologia só foi formalizada nas décadas de 1960 e 1970, conhecida hoje por modelo de dois fluidos e modelo de mistura.

O uso de computadores em dutos de petróleo começou com o aparecimento dos microcomputadores no início dos anos 1980 quando se tornou possível a comunicação de dados entre os instrumentos instalados nos campos e tais computadores.

Figueiredo (2010, p.1) informa que foi somente a partir dos anos 1990 que os primeiros sistemas supervisórios foram implantados no Brasil com a função principal de operar remotamente o duto, os quais dependiam integralmente da concentração de dados provenientes de instrumentos posicionados em diferentes posições do duto, numa única

máquina. Tais instrumentos, a depender do duto, podem estar geograficamente distribuídos, separados por distâncias que podem chegar a alguns milhares de quilômetros. Assim, o sistema supervisorio integrado a um sistema de comunicação devia ser capaz de correr o duto inteiro e apanhar leituras digitais dos instrumentos na mesma referência de tempo. A esta operação deu-se o nome de varredura e ao intervalo médio de tempo entre duas varreduras consecutivas chamou-se taxa de varredura.

O uso de simuladores computacionais utilizando o cenário de escoamento bifásico, só se tornou possível a partir dos anos 1990 com o surgimento da modelagem matemática do modelo de dois fluidos e o desenvolvimento dos primeiros softwares comerciais com esse fim.

Dentre as diversas ferramentas usadas para simulações computacionais com escoamentos bifásicos destacam-se o TRAC, RELAP, CATHARE e OLGA que usam diferentes modelos matemáticos e esquemas de solução. Dentre eles, o OLGA é o mais difundido e usado pelas companhias de petróleo.

Nos dias de hoje, com a grande concorrência entre as empresas de petróleo e os altos custos ambientais envolvidos em acidentes de petróleo, o uso de recursos computacionais para simulação das redes de escoamento bifásico de óleo e gás são fundamentais para projeto e otimização de gasodutos. A utilização de computadores gera ainda benefícios secundários, tais como treinamento de operadores e condução de análises de riscos e prevenção de falhas.

1.2 MOTIVAÇÃO E RELEVÂNCIA DO TRABALHO

O estudo do escoamento em tubulações de gasodutos sempre se constituiu em um problema de grande interesse, tanto na área acadêmica quanto na indústria, principalmente na de petróleo. Na academia procura-se compreender os fenômenos físicos envolvidos e relacioná-los a formulações matemáticas e métodos numéricos para a previsão teórica desses escoamentos. Para a indústria do petróleo esse estudo contribui para caracterizar, otimizar e evitar inúmeros problemas que ocorrem rotineiramente nesses dutos.

O escoamento em gasodutos que ligam plataformas *offshore* ao continente trabalham com escoamentos bifásicos, de fase predominantemente gasosa. É muito comum a ocorrência de vazamentos e transientes operacionais nesses gasodutos. A indústria do petróleo utiliza frequentemente pacotes numéricos comerciais como ferramentas no projeto desses gasodutos

e na previsão dos problemas associados aos eventos citados acima. Um desses pacotes numéricos muito utilizado é o OLGA (*Oil Liquid-Gas Analyzer*), que permite o cálculo de escoamentos bifásicos transientes em tubulações através de um modelo de dois fluidos unidimensional. Este trabalho objetiva utilizar o OLGA para simular um escoamento transiente típico que ocorre em gasodutos bifásicos e identificar a ordem da acurácia no tempo e no espaço associada ao método numérico usado na implementação do OLGA.

Dentre os diversos fatores de motivação e de relevância do presente trabalho destacam-se:

- as demandas da indústria de petróleo pela melhoria do grau de acurácia que os simuladores computacionais comerciais conseguem proporcionar;
- o aprimoramento da modelagem e a caracterização dos escoamentos multifásicos em gasodutos que operam com mais de um fluido e/ou fase;
- a necessidade de se identificar a ordem de acurácia do simulador OLGA para aplicação em problemas de detecção de vazamentos e transientes comumente encontrados na operação de gasodutos; e,
- a necessidade cada vez mais crescente de se desenvolver sistemas de monitoração, controle e prevenção de acidentes em dutos de petróleo, principalmente pelos custos sociais, ambientais e econômicos envolvidos.

1.3 PROPOSTA DO TRABALHO

O presente trabalho pretende, a partir do uso do simulador numérico comercial OLGA, realizar simulações de escoamento bifásico em gasodutos, utilizando o modelo de dois fluidos, unidimensional, transiente com padrão de escoamento estratificado, buscando alcançar os objetivos descritos abaixo.

1.3.1 Objetivo geral

O objetivo geral deste trabalho consiste em utilizar o simulador numérico OLGA com o intuito de identificar a ordem no tempo e no espaço que caracteriza a sua acurácia ao se calcular o escoamento bifásico típico de um gasoduto utilizando o modelo de dois fluidos para escoamento estratificado, unidimensional, transiente, compressível e isotérmico. Utiliza-se

nesse estudo um escoamento que ocorre frequentemente em gasodutos obtido ao se reduzir a vazão de gás e líquido na entrada do duto, através de fechamento de uma válvula, por exemplo, de acordo com uma rampa de curta direção no tempo.

Pretende-se aplicar a mesma metodologia utilizada por Figueiredo (2010) para esse escoamento e identificar a acurácia do método numérico FCT.

1.3.2 Objetivos específicos

Os objetivos específicos deste trabalho são:

- (a) fazendo uso do simulador computacional OLGA, realizar um conjunto de simulações e determinar o erro no cálculo de grandezas globais, como o inventário (massa total no interior do duto) e grandezas locais, como a pressão na entrada do duto, para um conjunto de valores de Δx e Δt ;
- (b) obter a acurácia do simulador OLGA no espaço (Δx), mantendo-se o tempo (Δt) fixo; e,
- (c) determinar a acurácia do simulador OLGA no tempo (Δt), mantendo-se a malha fixa ($\Delta x = \text{constante}$).

A análise desses valores proporciona a identificação da ordem de acurácia no espaço e no tempo do método numérico utilizado pelo OLGA na solução do seu modelo de dois fluidos específico.

CAPÍTULO 2

REVISÃO DE LITERATURA

2.1 INTRODUÇÃO

Escoamentos bifásicos apresentam duas dificuldades básicas: a compressibilidade de ambas as fases; e, o desenvolvimento de interfaces entre as fases que se deformam continuamente no tempo e se movem ao longo do escoamento (Ishii e Hibiki, 2006). A compressibilidade do líquido impossibilita o uso das equações de Navier-Stokes tridimensionais na análise de problemas reais de engenharia e exigem, portanto, simplificações. A simplificação mais utilizada baseia-se na utilização de médias. Especificamente em escoamentos em dutos, utiliza-se uma média espacial avaliada sobre a seção transversal do duto, o que torna o problema unidimensional.

Nos escoamentos multifásicos a quantidade de informação necessária para realizar uma análise é grande. Como referência, por exemplo, um escoamento bifásico isotérmico com duas fases apresenta, aproximadamente, o dobro de variáveis requeridas pelo escoamento monofásico e requer, portanto, o dobro de equações governadas e equações constitutivas para o fechamento do conjunto de equações, além das informações sobre a geometria do problema, das condições iniciais e das condições de contorno.

Rosa (2012, p.8) relata, que o acoplamento existente entre as fases é outro fator importante que interfere no estudo dos escoamentos multifásicos. A presença das partículas altera as equações de transporte das fases. Por exemplo, se houver mudança de fase, o balanço de massa das fases é alterado. As forças interfaciais, devido ao arrasto, sustentação e empuxo da partícula, podem mudar substancialmente o balanço de forças nas equações de quantidade de movimento das fases. Finalmente, adição ou remoção de calor, devido a efeitos de reação química entre as fases, pode alterar o balanço de energia delas. A figura 1 representa esquematicamente o acoplamento entre as fases e seus efeitos.

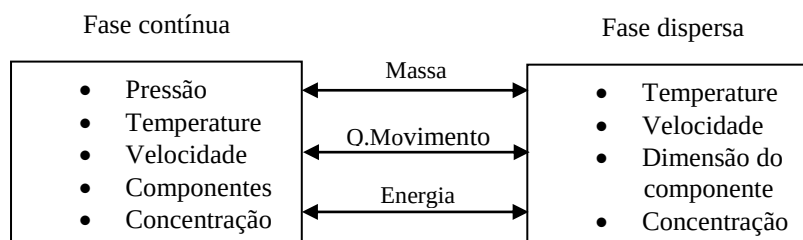


Figura 1 – Representação esquemática do acoplamento entre as fases e seus efeitos (ROSA, 2012, p.8)

Abaixo são apresentadas e comentadas as referências bibliográficas mais importantes e recentes em escoamento bifásico e que servem de base para este trabalho.

2.2 ESCOAMENTOS MULTIFÁSICOS

Escoamento multifásico aplica-se quando mais de uma fase está escoando simultaneamente. Por fase subentende-se uma região do espaço delimitada por uma interface de espessura infinitesimal que encerra em seu interior um material com composição química homogênea, propriedades de transporte e de estado definíveis e que é separada por processos mecânicos. O termo fase frequentemente é usado como sinônimo do estado da matéria: gás, líquido ou sólido. Essa ambiguidade do uso do termo fase pode causar uma insegurança no emprego do termo multifásico uma vez que nem sempre o número de estados da matéria corresponde ao número de fases de uma mistura de materiais (ROSA, 2012, p.1). A tabela 1, abaixo, mostra exemplos de misturas de materiais com uma ou múltiplas fases.

Tabela 1 – Exemplos de misturas com múltiplas fases e múltiplos materiais (Rosa, 2012 p.1)

Material	Fase	
	Único/a	Múltiplos/as
Único	Escoamento água estado líquido (um material e uma fase)	Escoamento de água em ebulição (um material e duas fases)
Múltiplos	Escoamento de ar (mistura de gases e uma fase)	Mistura de gás, óleo e areia (três materiais e três fases)

Esses escoamentos tiveram uma evolução muito mais lenta que os monofásicos, devido a grande dificuldade na compreensão da sua modelagem. A literatura mostra inúmeros estudos sobre escoamentos em que somente um fluido ocorre, no entanto, os escoamentos bifásicos só recentemente tiveram mais atenção por parte das escolas e das empresas, principalmente porque a criação de sistemas numéricos e computacionais permitiu a realização de simulações em que duas ou mais fases ocorrem simultaneamente.

2.3 CLASSIFICAÇÃO DOS ESCOAMENTOS

A literatura descreve diferentes classificações de escoamentos multifásicos. Hewitt (2003) relata que um importante requisito para a modelagem fenomenológica do escoamento multifásico é o conhecimento do regime de escoamento, sendo surpreendente que após décadas de trabalho o mecanismo de transição entre alguns padrões de escoamento ainda seja desconhecido.

Com o intuito de facilitar a compreensão existente na literatura e destacar a abrangência da área de escoamentos multifásicos, Rosa (2012, p.32) sugere que estes escoamentos sejam classificados de acordo com as fases envolvidas: gás-líquido, gás-sólido, líquido-sólido e líquido-líquido o que, segundo este autor, evidencia as aplicações industriais e em fenômenos naturais. Abaixo a descrição das referidas classificações proposta por este autor.

2.3.1 Sistema gás-líquido

O movimento de bolhas alongadas de gás em um meio líquido é um exemplo de escoamento de gás-líquido que ocorre com frequência na área de produção de petróleo. Esses escoamentos podem ocorrer em linhas verticais, horizontais e inclinadas e envolvem a coluna de produção e a linha de transporte que conecta o poço ao separador. Os escoamentos de gás e líquido também ocorrem na indústria de geração de energia (nuclear, fóssil e geotérmica), em geradores de vapor, em condensadores; em sistemas de atomização aplicados a combustão, combate a incêndio ou agricultura na forma de gotas de líquidos dispersas no gás; em fenômenos naturais tais como a nucleação de gotas de chuva; em questões de segurança na indústria nuclear simulando acidentes por perda de refrigerantes (LOCA) onde a ebulição junto ao núcleo é controlada e inibida pela injeção de água fria; no transporte de gás natural em gasodutos que, pela presença de condensados, pode formar uma padrão anular onde uma camada de condensados escoar junto à parede enquanto que no núcleo predomina a fase gás transportando gotas de condensado.

2.3.2 Sistema gás-sólido

Material sólido disperso numa fase contínua gasosa é o tipo mais frequente de escoamento gás-sólido. Esse tipo de escoamento engloba o transporte pneumático e leitos fluidizados com grande aplicação industrial. Ele também é encontrado em equipamentos de separação, tais como ciclones e precipitadores eletrostáticos utilizados em controle de poluição, indústria química, de cimento, de alimentos e agroindústria; em escoamentos naturais onde sólidos são transportados na atmosfera, tais como transporte da areia do Saara para Europa e região Amazônica ou em escoamento em regime granular que controla a formação de dunas em desertos e em leitos de rios e mares. Escoamentos granulares ocorrem quando as forças entre partículas e partícula-gás são mais importantes do que as forças atuantes na fase gás. Há também aplicação na área de combustão de sólidos onde carvão é disperso na forma de pequenas partículas para aumentar a eficiência de queima em aquecedores e geradores de vapor. Por último, quando o sólido permanece estacionário, o problema reduz para o escoamento num meio poroso onde a força viscosa na superfície das partículas sólidas é o principal mecanismo que controla o movimento da fase gás. Este tipo de escoamento também é considerado um escoamento multifásico com aplicações em trocadores de calor com leito fixo, regeneradores de calor, processos de filtração e em rochas porosas encontradas nos reservatórios de gás natural e petróleo.

2.3.3 Sistema líquido-sólido

Sólido disperso numa fase contínua líquida é o tipo mais frequente de escoamento líquido-sólido usualmente denominado por suspensão sólido-líquido. Ele ocorre no transporte de minérios em geral, em operações de perfurações de poços de petróleo. Em algumas situações, o transporte de sólidos em suspensão não é desejado, uma vez que ele causa desgaste prematuro nos equipamentos devido à erosão. Nesses casos é necessário projetar equipamento para separação de sólido, tal como ocorre na área de produção de petróleo com ocorrência de areia e na área siderúrgica para eliminar incrustações sólidas do aço líquido. Por último, o escoamento da fase líquida através de um sólido é outro exemplo de meio poroso encontrado nos reservatórios de petróleo assim como no estudo da difusão de líquidos em

sólidos, conhecido como percloração, com aplicações em dimensionamento de barragens e no estudo de contaminação de solos.

2.3.4 Sistema líquido-líquido

Dois líquidos imiscíveis assumem diversas configurações dentro da tubulação devido à diferença de viscosidade e de densidade. Este tipo de escoamento ocorre em sistemas de elevação de óleo pesado onde água é injetada e se desloca junto à parede para que no núcleo escoe o óleo de forma a causar uma significativa redução de atrito se comparado com o escoamento monofásico de óleo. Havendo dissipação de energia no sistema líquido-líquido, seja por ação de um agitador ou pela diferença de velocidades, eventualmente obtêm-se emulsões líquido-líquido. As emulsões líquido-líquido são formadas naturalmente no processo de extração do petróleo e como produto manufaturado na indústria química. Além disso, a maioria dos fluidos biológicos, incluindo o sangue, pode ser considerada uma emulsão. Outras aplicações no sistema líquido-líquido ocorrem em processo de extração ou separação de líquidos na indústria química.

2.3.5 Sistemas multifásicos

O agrupamento em sistemas bifásicos como exposto acima é uma conveniência, pois, em situações reais, é frequente a ocorrência de múltiplas fases, tais como escoamento óleo-água-gás frequentes na produção de petróleo ou de gás no escoamento sólido-líquido, como ocorre em transporte de gás natural com ocorrência de areia e condensados. Apesar da teoria desenvolvida para os modelos de dois fluidos e de mistura dar suporte para escoamentos multifásicos, suas aplicações ainda são raras e os desenvolvimentos nesta área baseiam-se na experiência prática e empírica. Novas técnicas experimentais aliadas a recursos computacionais estão permitindo alguns avanços nesta área carente de pesquisa básica e fundamental.

2.4 CLASSIFICAÇÃO DOS PADRÕES DE ESCOAMENTO

Para o entendimento dos padrões de escoamento, particularmente os padrões bifásicos, há necessidade de se verificar o comportamento físico dos termos interfaciais que caracteriza como as fases estão distribuídas, sua dimensão e densidade de área interfacial. As propriedades geométricas da interface, por sua vez, dependem das vazões das fases, do diâmetro e da inclinação da tubulação e das propriedades de transporte das fases. Assim, cada tipo de sistema bifásico, como gás-líquido, gás-sólido e líquido-líquido, ou trifásico apresenta padrões que dependem das vazões das fases, diâmetro e inclinação do tubo e das propriedades de transporte das fases.

Desde o pioneiro trabalho de Kosterin (1943), diversos autores descreveram variáveis para a previsão do padrão de escoamentos bifásicos, normalmente baseados nas velocidades superficiais de líquido e gás. Este assunto ainda não foi esgotado, visto que a aplicabilidade destas variáveis para a previsão de padrão de escoamento é restrita a poucos sistemas já que muitos pesquisadores focam seus experimentos na mistura ar e água (SOUZA, 2010).

O conhecimento do padrão de escoamento tem um papel central na análise de escoamentos multifásicos, uma vez que, na região de ocorrência de cada padrão, os processos de transporte são similares, dentro de determinados limites. O conhecimento do padrão permite estabelecer as propriedades geométricas da interface para melhor modelar a física dos termos interfaciais que governam transporte de massa, quantidade de movimento e energia. O acoplamento da informação do padrão ao modelo para a equação de transporte constitui em um problema fundamental em escoamentos multifásicos (ROSA, 2012, p.13).

A referência em padrão de escoamento bifásico horizontal utilizada recentemente na maioria dos trabalhos é a sugerida por Taitel e Dukler (1976), onde são propostos seis padrões de escoamento bifásico horizontal, conforme ilustrado na figura 2.

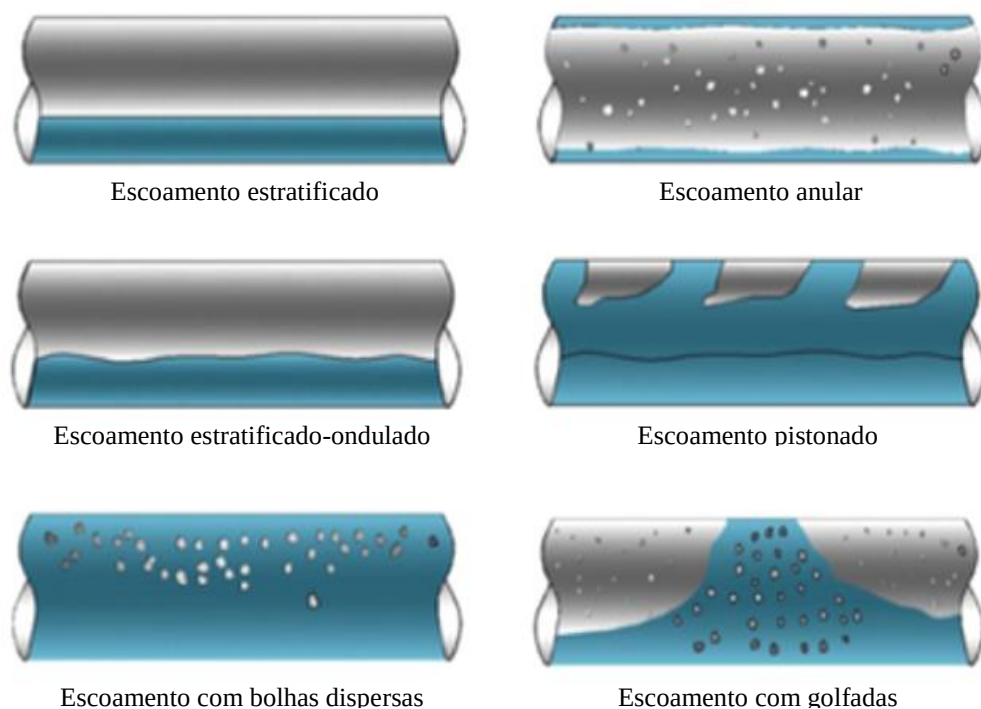
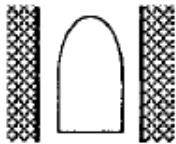
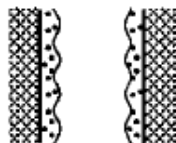


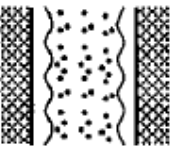
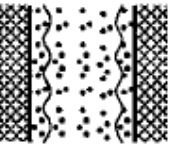
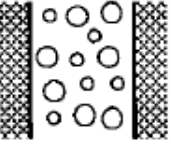
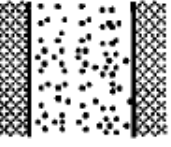
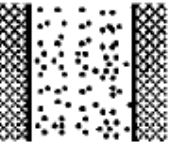
Figura 2 – Escoamento bifásico horizontal classificado por Taitel e Dukler (1976).

No entanto, Omgba-Essama (2004) define a classificação com base em quatro padrões principais, a saber: bolhas, golfadas, estratificado e anular. O padrão bolhas apresenta dois tipos de distribuições, bolhas monodispersas e bolhas discretas; as monodispersas apresentam forma esférica, tamanho uniforme, trajetórias retilíneas e não possuem interação com as bolhas vizinhas; as bolhas discretas possuem tamanhos variados, formas não esféricas ou distorcidas, descrevem trajetórias retilíneas em zigue-zague, viajam ao longo do tubo em formas de ondas de vazio e interagem entre si, podendo apresentar coalescência. O padrão golfadas é caracterizado quando a forma do nariz da bolha fica distorcida, o filme de líquido está aerado e na maioria das vezes está em contra-corrente com o fluxo de gás. O padrão estratificado ou fase separadas consiste em duas ou mais correntes de fluidos separadas por interfaces. O fato de as fases estarem separadas permite que se desloquem de um ponto a outro na tubulação sem cruzar interfaces. O padrão anular é caracterizado por um núcleo com gás e gotas de líquido em alta velocidade envolto por um filme de líquido co-corrente que escoar junto à parede. O filme de líquido é, ocasionalmente, interrompido por uma onda de perturbação.

Ishii e Hibiki (2006) propõem uma classificação mais detalhada, dividindo o escoamento em classes e, ainda, subdividindo essas classes em padrões. As classes, em número de três, são chamadas de escoamento separado, escoamento de mistura ou transitório e escoamento disperso. Já os padrões representam as diferentes geometrias de interfaces. Esta classificação está mais bem detalhada na tabela 2.

Tabela 2 – Escoamento bifásico classificado por Ishii e Hibiki (2006).

Classe	Padrão	Geometria	Configuração	Exemplos
Escoamento Separado	Escoamento em Película		Película de líquido em gás. Película de gás em líquido.	Condensação em película. Ebulição em película.
	Escoamento Anular		Película de gás e núcleo líquido. Película de líquido e núcleo gás.	Ebulição em película. Aquecedores de água.
	Escoamento em Jato		Jato de líquido em gás. Jato de gás em líquido.	Atomização. Jato condensador.
Escoamento Misturado ou Transitório	Escoamento com Golfadas		Onda de gás em líquido.	Ebulição de sódio em convecção forçada.
	Escoamento Anular com Bolhas		Película de líquido com bolhas de gás e núcleo gás.	Evaporadores com ebulição nucleada em parede.

	Escoamento Anular Goticulado		Película de líquido e núcleo gás com gotas de líquido.	Gerador de vapor.
	Escoamento Anular Goticulado com Bolhas		Película de líquido com bolhas de gás coberto por gotas de gás.	Ebulição em canal de reator nuclear.
Escoamento Disperso	Escoamento com Bolhas		Bolhas de gás no líquido.	Reator químico.
	Escoamento Goticulado		Gotas de líquido no gás.	Resfriamento por borrifada.
	Escoamento com Partículas		Partículas sólidas em gás ou líquido.	Transporte de pó.

Apesar da falta de consenso em aspectos classificatórios há unanimidade na identificação de três padrões básicos para escoamentos gás-líquido que podem ser aplicados para linhas verticais e inclinadas, são eles: disperso, estratificados ou fases separadas e intermitente (ROSA, 2012, p.13).

Rosa (2012, p.97) considera que a forma da interface é outro assunto complexo de ser tratado. A interface plana ocorre para baixas velocidades de gás. À medida que o gás aumenta a velocidade, começam a surgir ondas bidimensionais seguidas por ondas tridimensionais na interface. A forma da interface deixa de ser plana e ondas passam a ascender as paredes do tubo, aumentando o perímetro interfacial.

Ainda, sobre a complexidade da interface, Torres (1992) *apud* Rosa (2012, p.97-98) fez uma caracterização experimental da interface e uma determinação do fator de atrito interfacial em escoamentos estratificados horizontais, mostrando a influência do aumento da velocidade do gás na forma da interface.

2.5 MODELOS MATEMÁTICOS CLÁSSICOS PARA ESCOAMENTO BIFÁSICO

Escoamentos bifásicos normalmente ocorrem na natureza e em uma infinidade de outras configurações. Por causa das diferenças óbvias entre estes escoamentos e a complexidade dos padrões de escoamentos diferentes encontrados, muitas formas das equações que representam e descrevem o seu comportamento foram desenvolvidas por vários autores (Stewart e Wendroff, 1984; Soo, 1990; Omgba-Essama, 2004).

A modelagem do escoamento multifásico baseia-se obviamente nos métodos clássicos desenvolvidos pela mecânica do contínuo, para um domínio dividido em diferentes sub-regiões monofásicas com interfaces variáveis entre as fases (ISHII e HIBIKI, 2006).

Issa e Kempf (2003) demonstraram por meio de um modelo a dois fluidos transiente unidimensional que é possível simular corretamente as instabilidades do escoamento estratificado e capturar automaticamente a transição para um padrão de escoamento intermitente.

A modelagem “Euleriana” é a mais recomendada para representar o escoamento bifásico em dutos, tendo em vista que, ao considerar um dos pontos como referencial inicial, marco zero, permite a obtenção dos dados de medição de pontos fixos previamente determinados. Por outro lado, na modelagem “Lagrangiana”, cuja medição é realizada em uma partícula do escoamento, não há como instruir a medição de um referencial móvel.

A literatura considera várias formulações para o modelo Euleriano. Destacam-se, neste trabalho, os três modelos descritos por Fabre e Peresson (FIGUEIREDO, 2010). São eles:

- Modelo de dois fluidos – *Two-fluid model (TFM)*;
- Modelo drift-flux – *Drift-flux model (DFM)*;
- Modelo de equilíbrio homogêneo – *Homogeneous equilibrium model (HEM)*.

Este trabalho fará uso do Modelo de dois fluidos (*Two-fluid Model – TFM*), pois ele identifica e trata as fases do escoamento independentemente. Abaixo, as características de cada modelo.

2.5.1 Modelo de dois fluidos – *Two-fluid model (TFM)*

Em relação aos outros, será dada maior ênfase a este modelo, pois ele será o adotado para esta pesquisa. A sua principal característica é tratar as fases separadamente, com cada fase tendo sua equação de massa e quantidade de movimento e, dependendo da situação, a equação de energia. Este modelo já foi testado e avaliado, conforme vários estudos presentes na literatura.

O desenvolvimento do modelo de fases separadas ocorreu junto com o desenvolvimento do modelo de dois fluidos e tornaram-se sinônimos em artigos publicados nas décadas de 70 e 80 – veja, por exemplo, Rousseau e Ferch (1979), Banerjee e Chan (1980) e Richter (1983). O modelo de fases separadas trata as fases líquido e gás separadas por uma interface que, frequentemente, é considerada plana. Esta hipótese simplifica a obtenção dos termos interfaciais de transferência de massa e quantidade de movimento quando comparado ao padrão disperso. Atualmente, é reconhecido que o modelo de fases separadas é uma especialização do modelo de dois fluidos para escoamentos estratificados e representa fisicamente os padrões estratificado liso, ondulado e anular (ROSA, 2012, p.86).

Rosa (2012, p. 87) considera, ainda, que a aplicação do modelo de fases separadas pode ocorrer para escoamentos gás-líquido ou líquido-líquido. Como é mais frequente a aplicação em sistemas gás-líquido, as fases são identificadas pelos subíndices G e L correspondendo às fases leve e pesada, respectivamente.

Devido o fato de o modelo tratar as fases separadamente esta é a forma mais complexa de formular um problema de escoamento bifásico, porque cada fase tem sua equação de balanço de massa, quantidade de movimento e energia, tornando as variáveis de velocidade, pressão e temperatura distintas. Neste modelo as velocidades são determinadas através da relação entre as massas específicas de cada fase.

Quanto a determinação das temperaturas de cada fase, essas são obtidas a partir do tempo relativo de transferência de energia entre as fases na interface, necessário para atingir o equilíbrio termodinâmico. A partir desse tempo relativo é possível conhecer, também, as variações de vazão através da mudança de área da seção transversal, alteração do diâmetro, tanto em regime permanente quanto transiente.

O cálculo do tempo, considerando as condições de vazão prescritas necessárias para se determinar um número de Fourier característico para o sistema, é o proposto por Corradini

(*apud* FIGUEIREDO, 2010, p.10). No caso particular do escoamento bifásico com o uso do modelo de dois fluidos (TFM), a temperatura relativa entre as fases pode ser determinada onde for detectado o desequilíbrio termodinâmico.

Ishii e Mishima (1984, p.120-121) consideram que a variação da pressão em uma interface é diretamente proporcional à tensão superficial e inversamente proporcional ao raio de curvatura da interface. Este fator é, em geral, pequeno, exceto em escoamentos de gotas em gás ou bolhas em líquido. A diferença de pressão entre as fases pode também ocorrer por motivos relacionados a efeitos dinâmicos, onde a pressão relativa em uma fase é alta, por exemplo. É possível também se detectar uma diferença de pressão relativa entre as fases quando a transferência de massa se deve a um grande fluxo na interface devido à mudança de fase, quando ocorre a evaporação ou a condensação.

Para os modelos bifásicos, como é o caso deste trabalho, as formulações são constituídas no mínimo por equações de balanço de massa e quantidade de movimento para cada uma das fases separadamente, e também relações constitutivas e coeficientes de transporte interfacial definido para cada caso. Considera, ainda, as interações entre as fases ao utilizar um campo de velocidade e uma equação de quantidade de movimento independente para cada fase.

A literatura recomenda a aplicação deste modelo em casos onde as fases estão pouco acopladas, ou seja, onde as ondas de pressão se propagam com velocidades relativamente diferentes entre elas. Portanto, é mais indicado para casos de fenômenos ondulatórios e para definir padrões de escoamento.

Pode-se considerar como principal desvantagem no uso desse modelo a necessidade de dados experimentais confiáveis em várias situações para formular detalhadamente as interações interfaciais, mas é vantajoso por definir rigorosamente o real processo de transporte.

2.5.2 Modelo drift-flux – *Drift-flux model (DFM)*

Este modelo considera que as fases devem estar acopladas de tal maneira que a mistura formada pelo escoamento contenha partículas de líquido e não partículas de gás. Considera necessário, também, apenas uma equação da quantidade de movimento que deve conter um termo para representar a diferença de velocidades das fases.

Figueiredo (2010, p.9) relata que várias nomenclaturas são utilizadas na literatura, tais como *Drift-Flux Model*, de Masella et al. (1998), e *Local-Equilibrium Model*, de Johansen et al. (1990). A nomenclatura mais empregada nos trabalhos desenvolvidos nos últimos anos é *Drift-Flux Model* e, por essa razão, também foi escolhida neste trabalho. Como ainda não há em português um termo padrão para o modelo, usa-se na forma original, embora a expressão Modelo de Mistura seja muito utilizada. Este modelo também tem suas limitações e é sempre importante verificar sua validade para o caso a ser estudado. É necessário também validar a hipótese de equilíbrio termodinâmico com informações de aplicações práticas, experimentos ou teorias bem conceituadas. A formulação do modelo *Drift-Flux* foi explorada em muitos trabalhos como os de Pauchon et al. (1993), Masella et al. (1998) e Faille e Heintze (1999).

A pressão e a temperatura para as duas fases e para a interface são as mesmas, no entanto, as velocidades consideradas são diferentes, têm duas equações de balanço de massa, por causa da força de corpo, da força centrífuga e da gravidade. Essas velocidades são determinadas através das equações constitutivas correspondentes ao caso a ser estudado e o equilíbrio termodinâmico é estabelecido localmente em pequenas partes até atingir todo o volume.

Uma das limitações deste modelo é a necessidade de validar o equilíbrio termodinâmico com práticas ou teorias bem conceituadas.

2.5.3 Modelo de equilíbrio homogêneo – *Homogeneous equilibrium model (HEM)*

Diferente do *Drift- flux model*, este modelo considera a pressão, a temperatura e a velocidade iguais nas fases e na interface, o que o torna mais simples para desenvolver uma formulação. No entanto, ele tem a desvantagem de mostrar algumas imprecisões, como é o caso da estimativa de propriedades de transportes como a viscosidade e a condutividade térmica.

A principal característica deste modelo é considerar as fases acopladas, o que torna as velocidades muito próximas uma das outras, praticamente iguais, como é o caso, por exemplo, do escoamento de bolhas de ar (ou vapor) em água em que uma fase encontra-se finamente dispersa em outra.

A formulação obedece a uma modelagem monofásica para as equações de balanço de massa, quantidade de movimento e energia, considerando ambas as fases como uma mistura. Neste caso, as propriedades físicas serão muito próximas as da fase predominante, pois

considera uma pequena contribuição da outra fase. Além disso, o modelo de Equilíbrio Homogêneo utiliza, quando necessário, um termo fonte correspondente. As propriedades desta mistura são determinadas através de equações de estado específicas (Peng-Robinson, 1976 e Soave-Redlich, 1972 *apud* Figueiredo, 2010). O termo fonte pode ser adotado de acordo com Corradini (1997). Há ainda o modelo de Equilíbrio Homogêneo modificado, onde sua formulação é desenvolvida de tal forma como no modelo *Drift-Flux*. Isso significa que é necessária apenas uma equação de quantidade de movimento, mas deve-se incluir um termo para expressar a diferença entre as velocidades.

Dentre as várias aplicações de engenharia, o modelo de Equilíbrio Homogêneo pode ser classificado de várias formas. Uma delas é o modelo para escoamento isotérmico, cuja característica principal é cada fase ter sua equação da continuidade, e uma equação de quantidade de movimento para a mistura. Para essa discussão, o trabalho recente de Garg et al. (2009), bem com os trabalhos de Mori *et al.* (1976) e Sharma *et al.* (1985) podem ser citados. Foram encontradas algumas críticas a este modelo em Manninen & Taivassalo (1996). Conforme dito, este é um modelo limitado e, para ser usado, deve-se verificar sua validade para o caso a ser estudado. É determinante validar o equilíbrio termodinâmico com informações de prática ou de teorias bem conceituadas.

2.6 TRABALHOS NACIONAIS RECENTES EM ESCOAMENTOS BIFÁSICOS

Dentre os vários trabalhos nacionais desenvolvidos recentemente em escoamentos bifásicos destacam-se os artigos descritos.

Figueiredo e outros (2012) fazendo uso da técnica do *Flux Corrected transport* (FCT), proposta por Boris e Book (1975), avaliaram a sua acurácia no espaço e no tempo, pelo método de diferenças finitas, quando usado para resolver o modelo de dois fluidos, quatro equações, pressão simples e unidimensional que ocorre em tubulações horizontais caracterizadas pelo padrão de escoamento estratificado. Neste trabalho os autores mostraram que o método é de primeira ordem no tempo e de segunda ordem no espaço, tendo consequências importantes na escolha da malha para uma dada acurácia.

Figueiredo (2010) fez um estudo em que realizou simulações em escoamentos bifásicos fazendo uso dos códigos EMAPS e OLGA cujos resultados mostraram que o simulador OLGA, muito utilizado pela indústria de petróleo, mostrou-se mais eficiente, com tempos de

CPU bem inferiores em relação ao código EMAPS, porque o OLGA utiliza um código paralelizado, enquanto o EMAPS não.

Souza (2010) apresentou um arcabouço para a análise de sistemas de elevação artificial por *gas lift* contínuo usando um algoritmo de otimização acoplado a um modelo estacionário de redes de escoamento bifásico com qualquer topologia obtido a partir da simplificação de um modelo dinâmico bifásico.

Carneiro (2006) estudou o Modelo de Dois Fluidos para a previsão da formação do regime de golfadas a partir do escoamento estratificado.

CAPÍTULO 3

FORMULAÇÃO MATEMÁTICA DOS MODELOS

3.1 INTRODUÇÃO

Este trabalho fará uso do Modelo de dois Fluidos para estudar o comportamento de um escoamento bifásico no padrão estratificado em regime transiente em um duto horizontal. Este modelo pertence a classe das fases separadas.

As equações para o modelo de Dois Fluidos (*TFM*) têm sido muito utilizadas na resolução de escoamentos bifásicos em tubulações, particularmente na indústria de petróleo, tendo sido incorporado em diversos códigos comerciais como PLAC (BLACK *et al.*, 1990) e OLGA (BENDIKSEN *et al.*, 1991).

O modelo de dois fluidos unidimensional e transiente é aplicado na modelagem de escoamentos bifásicos em tubulações. A forma unidimensional do modelo é obtida a partir da aplicação de um processo de média na seção transversal do duto. O processo de média na seção transversal condensa as propriedades do escoamento na seção transversal a um único valor, mas é capaz de revelar como o valor médio da seção transversal varia em função da distância axial da linha e do tempo. A formulação unidimensional necessita de equações constitutivas para transmitir os efeitos de atrito e de transferência de calor das paredes ao escoamento (ROSA, 2012).

3.2 EQUAÇÕES PARA OS MODELOS ESPECÍFICOS

Para o presente trabalho escolheu-se o modelo de dois fluidos (*two fluid model – TFM*) para a caracterização e estudo do escoamento estratificado, unidimensional e transiente em uma tubulação de seção transversal e constante porque este é modelo utilizado no simulador OLGA.

Figueiredo (2010, p.15) relata que modelos de escoamento para dois fluidos são usualmente desenvolvidos a partir de diferentes metodologias de definição de propriedades médias de acordo com os trabalhos de Ishii (1975), Yadigaroglu e Lahey (1977), Drew (1983), Lahey e Drew (1988) e Drew e Passman (1999). As formulações obtidas a partir de tais metodologias levam a um conjunto completo de equações tridimensionais. No entanto,

em muitas aplicações de engenharia, a geometria do sistema é suficientemente bem representada por uma abordagem unidimensional, como no escoamento em gasodutos. Desta forma, a abordagem empregada para desenvolver uma modelagem matemática prática consiste em integrar estas equações de movimento tridimensionais no domínio de seção transversal do escoamento e, assim, obter uma modelagem unidimensional de dois fluidos, caracterizada por um conjunto de equações pro-mediadas por área.

Este modelo resolve o problema de forma abrangente, pois o campo de velocidade, a temperatura e a pressão em cada fluido podem ser diferentes, assim, cada fase é reconhecida como um fluido separado. A diferença de velocidades entre as fases é usualmente obtida através da diferença entre as massas específicas das fases.

A diferença de temperaturas entre as fases é obtida através da diferença dos tempos de transferência de energia entre as fases na interface, até que o equilíbrio termodinâmico seja atingido.

A modelação de pressões em estados de desequilíbrio termodinâmico é consideravelmente mais complexa, a diferença de pressão nas fases se dá por três mecanismos principais: energia relacionada a fenômenos de superfície de uma interface curva, transferência de massa e efeitos dinâmicos. Mas na maioria das vezes essa pressão é desprezada, ela só se torna relevante quando a velocidade do escoamento se igual ou ultrapassa a velocidade do som.

Assim, as equações da conservação são obtidas através das médias das equações de conservação no volume. Abaixo são apresentadas as equações de conservação para o modelo de dois fluidos.

Será apresentado neste trabalho o modelo de dois fluidos aplicados ao OLGA, proposto por Bendkisen *et al.* (1991).

3.2.1 Simulador computacional OLGA

O simulador computacional OLGA (*Oil-liquid-Gas Analyser*), acrônimo do norueguês para Analisador de Escoamento em Óleo, Líquido e Gás, é um simulador numérico

unidimensional de escoamento polifásico em dutos e instalações de produções dedicado à indústria de óleo e gás.

Durante suas mais de três décadas, o desenvolvimento do OLGA esteve sob diferentes comandos: inicialmente era gerido pelo consórcio e a partir da década de 90 passou a ser comercializado pela empresa norueguesa Scandpower (ScandPower, 2010) e seu desenvolvimento ficou sob a responsabilidade conjunta do instituto Norueguês SINTEF (SINTEF, 2010) e da citada empresa.

Diversos programas conjuntos patrocinados pelas empresas foram desenvolvidos nesse período, sendo o mais conhecido o programa OVIP (*Olga Verification and Improvment Projects*) no qual dados experimentais foram obtidos oriundos de diversas companhias, bem como do Loop norueguês de Trondheim. Este é, na realidade, um dos maiores laboratórios de escoamento multifásico dedicado à indústria de óleo e gás, gerenciado pelo SINTEF.

O OLGA, no momento, encontra-se em sua versão 7. No entanto, sua versão mais usada e validada de forma geral pelas companhias e pelo SINTEF foi a versão 5. A referência clássica para tal descrição é o trabalho de Bendiksen *et al.* (1991).

A descrição conceitual se baseia em uma abordagem que trata separadamente a fase líquida da fase gás, e divide a fase líquida em duas frentes, uma na parede e outra dispersa no interior do duto. A fase líquida dispersa não considera os efeitos da parede, mas considera que existe uma descontinuidade em maior ou menor grau da fase líquida. Essa fase dispersa é chamada de gotículas de líquido (*Liquid droplets*). A versão 5 traz uma modelagem de três equações de massa, sendo uma para a fase gás, outra para a fase líquida na parede e a terceira para a fase líquida dispersa. Três equações de quantidade de movimento para cada uma das fases e uma equação da energia para a mistura. A versão 5 assume dois diferentes tratamentos das equações, um para o escoamento dito separado (onde se inclui os regimes anular e estratificado) e outra para o escoamento dito distribuído, onde aborda todos os outros regimes de escoamento. Bendiksen *et al.* (1991) descrevem seu método numérico de solução, que é de primeira ordem tanto no tempo quanto no espaço. A versão 6 apresenta três variações importantes em relação a 5: (i) separa as fases líquidas por miscibilidade, criando novas equações para água independentes das equações para óleo, tanto na abordagem de massa, quanto de quantidade de movimento; (ii) seu método numérico é dito ser de segunda ordem no espaço e (iii) é paralelizada, ou seja, tira proveito de todos os processadores que a máquina possui.

Abaixo é apresentada a modelagem matemática para o OLGA, conforme proposta de Bendiksen *et al.* (1991).

3.2.2 Modelo matemático específico para o OLGA

Para simplificação do modelo e constituição da equação geral da conservação, foram consideradas as seguintes características do escoamento:

- duto de seção transversal circular de diâmetro constante D_i e inclinado de um ângulo β ;
- unidimensional (1D) com duas fases, gás e líquido, independentes uma da outra;
- predominância da fase gás na seção do duto;
- não há transferência de energia entre as fases;
- regime transiente;
- padrão de escoamento estratificado; e,
- dependente do tempo.

As figuras 3 e 4, abaixo, caracterizam melhor a geometria do duto.

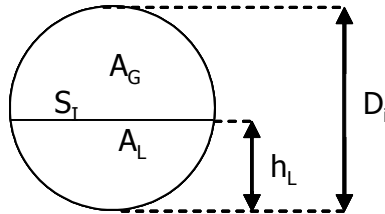


Figura 3 – Seção transversal do escoamento.

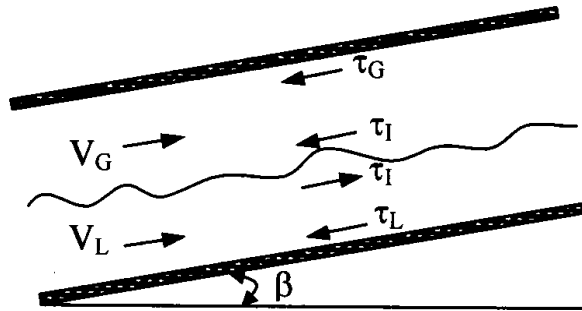


Figura 4 – Perfil lateral de escoamento estratificado.

onde:

- A_G é a área da seção transversal ocupada pelo gás;
- A_L é a área da seção transversal ocupada pelo líquido;
- SI é a superfície da interface;
- h_L é a altura ocupada pelo líquido;
- Di , é o diâmetro interno;
- V_G é o volume ocupado pelo gás;
- V_L é o volume ocupado pelo líquido;
- τ_G representa o atrito do gás na parede;
- τ_L representa o atrito do líquido na parede;
- β representa a inclinação do tubo em relação a um plano horizontal; e,
- τ_i representa o atrito na interface.

3.2.2.1 Formulação matemática

As equações para o modelo de Dois Fluidos (*TFM*) tem sido muito utilizadas na resolução de escoamentos bifásicos em tubulações, particularmente na indústria de petróleo, tendo sido incorporado em diversos códigos comerciais como PLAC (BLACK *et al.* 1990) e OLGA (BENDIKSEN *et al.* 1991).

O presente trabalho faz uso do código OLGA para a realização das simulações numéricas. Assim, abaixo se apresenta a formulação matemática para o modelo de dois fluidos para o código OLGA.

Ongba-Essama (2004) relata que, originalmente, o OLGA utilizava um modelo de dois fluidos, porém alterações subsequentes levaram à implementação de um modelo dinâmico de *dois fluidos estendido* que assume a possível existência de três fases (gás, líquido e fase dispersa de gotículas de líquidos).

Bendiksen *et al.* (1991) consideram que, para os modelos físicos, as equações de continuidade separadas são aplicadas para o gás, para o líquido e para gotículas de líquido, que podem ser acopladas através de transferência de massa interfacial. Esse modelo faz uso das seguintes equações de conservação: (i) uma equação de balanço de massa (continuidade) é utilizada para as três fases; (ii) duas equações de quantidade de movimento (uma para a fase gás incluindo a fase dispersa e uma para a fase líquida); e, (iii) uma equação de energia para a mistura. Duas classes de padrões são utilizadas, a saber: distribuído (intermitente ou bolhas) e separado (estratificado ou anular). A transição entre os padrões de escoamento é baseada na fração de área média e determinada de acordo com o conceito de mínimo escorregamento onde é escolhido o padrão de escoamento que leve à menor velocidade do gás.

Apesar do programa se encontrar na versão 7.0, utiliza-se, neste trabalho, o modelo de equações da versão 5.0, uma vez que não existem diferenças no equacionamento porque o modelo é bifásico, considerou-se somente a presença de líquido e gás.

Abaixo as equações da conservação da massa, da quantidade de movimento e da energia para a mistura propostas pelos referidos autores para o modelo de dois fluidos utilizado no código OLGA, na sua versão 5.0.

3.2.2.1.1 Equações de conservação

Conforme descrito no cenário em que o escoamento é bifásico, líquido e gás, o duto é de seção circular e, considerando os volumes ocupados pelo líquido e pelo gás como V_L e V_G , respectivamente, e que a razão de volumes pode ser considerada igual a razão de áreas, as frações volumétricas do líquido e do gás, α_L e α_g , podem ser definidas como:

$$\alpha_L = \frac{A_L}{A} \quad \text{e} \quad \alpha_G = \frac{A_G}{A} \quad (3.1)$$

Onde as frações volumétricas, α_L e α_g , estão sujeitas a seguinte condição:

$$\alpha_L + \alpha_G = 1 \quad (3.2)$$

3.2.2.1.1.1 Equação da massa

- Para a fase gás:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_G \rho_G) = -\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z}(A \alpha_G \rho_G v_G) + \psi_g + G_G \quad (3.3)$$

- Para a fase líquida:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_L \rho_L) = -\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z}(A \alpha_L \rho_L v_L) - \psi_g \frac{\alpha_L}{\alpha_L + \alpha_D} - \psi_e + \psi_d + G_L \quad (3.4)$$

- Para a fase de gotículas de líquido

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_D \rho_L) = -\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z}(A \alpha_D \rho_L v_D) - \psi_g \frac{\alpha_D}{\alpha_L + \alpha_D} + \psi_e - \psi_d + G_D \quad (3.5)$$

Para os termos das equações (3.3), (3.4) e (3.5) tem-se que:

- α_G , α_L e α_D são, respectivamente, as frações volumétricas do gás, do líquido e de gotas de líquido;
- ρ é a massa específica;
- v é a velocidade;
- p é a pressão;
- A é a área da seção transversal do tubo;
- ψ_g é a taxa de transferência de massa entre as fases;
- ψ_e e ψ_d são as taxas de arrastamento e deposição;
- G_G possível fonte de massa da fase gás;
- G_L possível fonte de massa da fase líquida;
- G_D possível fonte de massa da fase dispersa de gotículas de líquido;
- os subscritos G , L , i e D indicam gás, líquido, interface e deposição de gotas.

3.2.2.1.1.2 Equação da quantidade de movimento

- Para a fase gás:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_G \rho_G v_G) = & \alpha_G \left(\frac{\partial p}{\partial z} \right) - \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z} (A \alpha_G \rho_G v_G^2) - \lambda_G \frac{1}{2} \rho_G |v_G| v_G \frac{S_G}{4A} - \lambda_i \frac{1}{2} \rho_G |v_r| v_r \frac{S_i}{4A} \\ & + \alpha_G \rho_G g \cos \beta + \psi_g v_a - F_D \end{aligned} \quad (3.6)$$

- Para a fase de gotículas de líquido:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_D \rho_L v_D) = & -\alpha_D \left(\frac{\partial p}{\partial z} \right) - \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z} (A \alpha_D \rho_L v_D^2) + \alpha_D \rho_L g \cos \beta \\ & - \psi_g \frac{\alpha_D}{\alpha_L + \alpha_D} v_a + \psi_e v_i - \psi_d v_D + F_D \end{aligned} \quad (3.7)$$

As equações (3.6) e (3.7) foram combinadas para produzir um salto tal que o termo de arrasto representado por F_D na relação entre gás/gotículas se anula. Assim tem-se somente uma equação de balanço de quantidade de movimento para a fase gás incluindo a fase dispersa de gotículas de líquido, representada pela equação (3.8) abaixo:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_G \rho_G v_G + \alpha_D \rho_L v_D) = & -(\alpha_G + \alpha_D) \left(\frac{\partial p}{\partial z} \right) - \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z} (A \alpha_G \rho_G v_G^2 + A \alpha_D \rho_L v_D^2) \\ & - \lambda_G \frac{1}{2} \rho_G |v_G| v_G \frac{S_G}{4A} - \lambda_i \frac{1}{2} \rho_G |v_r| v_r \frac{S_i}{4A} + (\alpha_G \rho_G + \alpha_D \rho_L) g \cos \beta \\ & + \psi_g \frac{\alpha_L}{\alpha_L + \alpha_D} v_a + \psi_e v_i - \psi_d v_D \end{aligned} \quad (3.8)$$

- Para a fase líquida:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_L \rho_L v_L) = & -\alpha_L \left(\frac{\partial p}{\partial z} \right) - \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z} (A \alpha_L \rho_L v_L^2) - \lambda_L \frac{1}{2} \rho_L |v_L| v_L \frac{S_L}{4A} + \lambda_i \frac{1}{2} \rho_G |v_r| v_r \frac{S_i}{4A} \\ & + \alpha_L \rho_L g \cos \beta + \psi_g \frac{\alpha_L}{\alpha_L + \alpha_D} v_a - \psi_e v_i + \psi_d v_D - \alpha_L d(\rho_L - \rho_G) g \frac{\partial \alpha_L}{\partial z} \sin \beta \end{aligned} \quad (3.9)$$

Nas equações (3.6) e (3.9), β corresponde a inclinação do tubo com a vertical e S_G , S_L e S_i são, respectivamente, o perímetro molhado do gás, do líquido e da interface. Supõe-se que a fonte interna, G_f , entra com um ângulo de 90° na parede do tubo, caminhando sem impulso líquido. Com isso pode-se considerar:

- Na evaporação do filme líquido:

$$v_a = v_L \quad \text{para} \quad \psi_g > 0 \quad (3.10a)$$

- Na evaporação das gotas de líquido:

$$v_a = v_D \quad \text{para} \quad \psi_g > 0 \quad (3.10b)$$

- Na condensação:

$$v_a = v_g \quad \text{para} \quad \psi_g < 0 \quad (3.10c)$$

As equações de conservação acima podem ser aplicadas para todos os tipos de regimes de escoamento. Entretanto, certos termos podem não aparecer em alguns regimes de escoamento, como no caso de escoamento de arrasto ou bolha em que todos os termos de gotículas desaparecem.

Para o escoamento de arrasto, os termos de saltos de pressão e de atrito são de natureza distinta. Eles consistem em três termos, devido ao arrasto de líquido, arrasto de bolha com sua película e a queda de pressão devido a aceleração da película de líquido.

A velocidade relativa, v_r , é definida pela seguinte equação de deslizamento

$$v_g = R_D (v_L + v_r), \quad (3.11)$$

onde R_D é a uma taxa de distribuição de deslizamento causado por uma distribuição desigual de fases e velocidades em toda a seção transversal da tubulação, como esboçada na seção seguinte.

A velocidade das gotículas é similarmente definida por

$$v_D = v_g - v_{OD} \cos \alpha, \quad (3.12)$$

onde v_{OD} é a velocidade de queda da gotícula. A velocidade de interface, v_i , é aproximada para v_L , que é a velocidade do líquido.

3.2.2.1.1.3 Equação de energia da mistura

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \left[m_G \left(E_G + \frac{1}{2} v_G^2 + gh \right) + m_L \left(E_L + \frac{1}{2} v_L^2 + gh \right) + m_D \left(E_D + \frac{1}{2} v_D^2 + gh \right) \right] = \\ - \frac{\partial}{\partial z} \left[m_G v_G \left(H_G + \frac{1}{2} v_G^2 + gh \right) + m_L v_L \left(H_L + \frac{1}{2} v_L^2 + gh \right) + m_D v_D \left(H_D + \frac{1}{2} v_D^2 + gh \right) \right] + H_s + U \end{aligned} \quad (3.13)$$

onde E é a energia interna por unidade de massa, h é a elevação, H_s é a entalpia da fonte de massa e U é a transferência de calor da parede do tubo.

3.2.2.1.1.4 Cálculos térmicos

Conforme relata Bendiksen *et al.* (1991) o OLGA pode simular o escoamento em uma tubulação com uma parede totalmente isolada ou com uma parede composta de camadas de diferentes espessuras, capacidade de calor e condutividade. A descrição da parede pode mudar ao longo do comprimento da tubulação na simulação.

3.2.2.1.1.5 Propriedades dos fluidos e transferência de fase

Bendiksen *et al.* (1991) descrevem que todas as propriedades (massas específicas, compressibilidades, viscosidades, tensão superficial, entalpias, capacidades de calor e condutividade térmica) são dadas como tabelas em função da pressão e temperatura e os valores reais em um determinado ponto no tempo e espaço são encontrados pela interpolação nestas tabelas. Essas tabelas são geradas antes do OLGA e executadas com o uso de qualquer pacote de propriedades dos fluidos, baseadas nas equações de Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong, ou outra equação de estado, em conformidade com o formato da tabela especificada.

A composição total da mistura é considerada constante no tempo ao longo da tubulação, enquanto que as composições do gás e do líquido mudam com a pressão e a temperatura, como resultado da transferência de massa interfacial. Em sistemas reais, a diferença de velocidade entre as fases de gás e óleo podem causar mudanças na composição total da mistura. Isso pode ser totalmente contabilizado somente para um modelo de composição (BENDIKSEN *et al.* 1991).

3.2.2.1.1.6 Transferência de massa interfacial

A aplicação do modelo de transferência de massa na interface pode tratar tanto condensação normal quanto evaporação e condensação retrógrada, em que uma fase pesada condensa a partir da fase de gás com a queda de pressão. A fração mássica de gás em condições de equilíbrio pode ser definida como:

$$R_s = \frac{m_g}{(m_g + m_L + m_D)}. \quad (3.14)$$

A taxa de transferência de massa poderá ser expressa da seguinte maneira:

$$\psi_g = \left[\left(\frac{\partial R_s}{\partial p} \right)_T \frac{\partial p}{\partial t} + \left(\frac{\partial R_s}{\partial p} \right)_T \frac{\partial p}{\partial z} \frac{\partial z}{\partial t} + \left(\frac{\partial R_s}{\partial T} \right)_p \frac{\partial T}{\partial t} + \left(\frac{\partial R_s}{\partial T} \right)_p \frac{\partial T}{\partial z} \frac{\partial z}{\partial t} \right] (m_g + m_L + m_D). \quad (3.15)$$

O termo $(\partial R_s / \partial p)_T (\partial p / \partial t)$ representa a transferência de fase a partir de uma massa presente em uma seção devido a mudança de pressão na referida secção. Já o termo $(\partial R_s / \partial p)_T (\partial p / \partial z) (\partial z / \partial t)$ representa a transferência de massa causada pela massa que flui de uma seção para a outra.

3.2.2.1.1.7 Descrição do regime de escoamento

Os fatores de atrito e de perímetro molhado dependem do regime de escoamento. Duas classes básicas de regime de escoamento são aplicadas: distribuído e separado. O distribuído contém escoamento de bolhas e de golfadas, já o separado contém o escoamento estratificado e o anular-névoa.

Devido o OLGA ser um modelo unificado, não requer correlações separadas especificadas para a fração volumétrica do líquido (*holdup*). Entretanto, para cada seção da tubulação uma predição do regime de escoamento dinâmico é requerida, produzindo um regime de escoamento correto como uma função de média dos parâmetros do escoamento.

Este trabalho fará uso do regime de escoamento separado do tipo estratificado, o qual está descrito abaixo para o modelo de dois fluidos no OLGA.

3.2.2.1.1.8 Escoamento separado

Os escoamentos estratificado e anular são caracterizados por duas fases se movendo separadamente, como mostrado na figura 5. A distribuição das fases através das respectivas áreas das fases é assumida como constante. A distribuição da taxa de deslizamento, R_D , conforme descrito na equação (3.11) torna-se então 1,0. A transição entre o escoamento estratificado e anular ocorre quando o perímetro molhado do filme líquido se aproxima da circunferência interna do tubo.

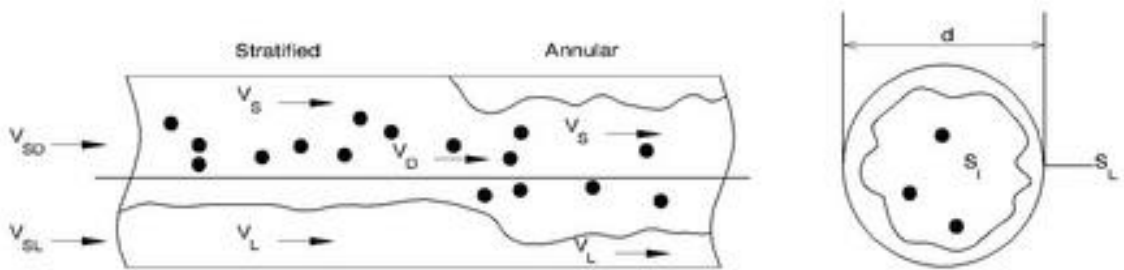


Figura 5 – Ilustração esquemática do escoamento estratificado-anular (BENDIKSEN *et al*, 1991)

O escoamento estratificado pode ser liso ou ondulado. Uma expressão para a altura média de onda, h_w , pode ser obtida assumindo-se que as forças de escoamento de massa do gás podem equilibrar as forças de tensão gravitacionais e de superfície. Então:

$$(1/2)\rho_g(v_g - v_L)^2 = h_w(\rho_L - \rho_g)g \sin \beta + (\sigma / h_w) \quad (3.16)$$

ou

$$h_w = \frac{1}{2} \left\{ \frac{\rho_g(v_g - v_L)^2}{2(\rho_L - \rho_g)^2 g \sin \beta} + \sqrt{\left[\frac{\rho_g(v_g - v_L)^2}{2(\rho_L - \rho_g)^2 g \sin \beta} \right]^2 - \frac{4\sigma}{(\rho_L - \rho_g)g \sin \beta}} \right\} \quad (3.17)$$

Quando a expressão na raiz quadrada é negativa, h_w , é zero e o escoamento estratificado liso é obtido.

As ondas, de início, começam com ondas capilares com comprimentos de ondas de cerca de 2 a 3 mm. À medida que há aumento nas forças de escoamento de massa, as tensões

superficiais tornam-se insignificantes e a força gravitacional torna-se dominante, resultando em comprimentos de ondas mais longos. Para o escoamento de água e óleo no tubo, á pressão de 1 bar, o aparecimento de ondas 2D corresponde muito bem com os dados de Andreussi e Persen *apud* Bendiksen *et al* (1991), como mostrado na figura 5.

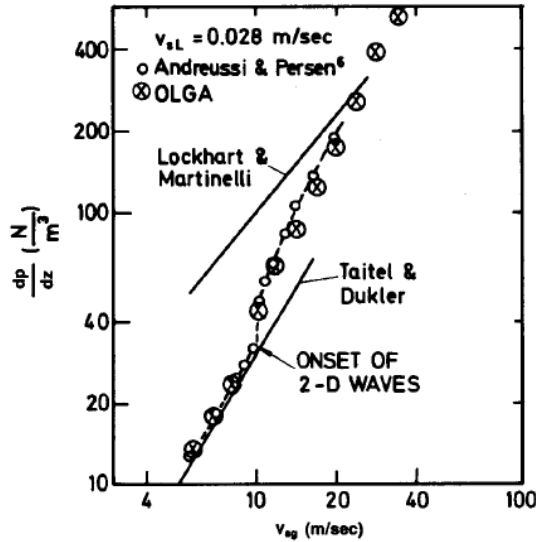


Figura 6 – Gradiente de pressão na transição para ondas 2D, $\mu_L = 0.001 \text{ Kg/seg.m}$, $\beta = -0.65^\circ$.
(BENDIKSEN *et al*, 1991)

3.2.2.1.1.9 Fatores de atrito

Os fatores de atrito para o gás e o líquido são aqueles de qualquer escoamento turbulento ou laminar (na prática, no máximo um é escolhido), eles são dados como:

- para o regime turbulento:

$$\lambda_t = 0.0055 \left[1 + \left(\frac{2 \times 10^4 \varepsilon}{d_h} + \frac{10^6}{N_{Re}} \right)^{1/3} \right] \quad (3.18)$$

- para o regime laminar:

$$\lambda_l = \frac{64}{N_{Re}} \quad (3.19)$$

Onde:

- ε , rugosidade absoluta do tubo;
- d_h , diâmetro hidráulico.

Para o escoamento estratificado, a fração líquida na parede, o perímetro molhado e outros parâmetros do escoamento são definidos pelo ângulo molhado, β , como indicado na figura 4.

Wallis (*apud* BENDIKSEN *et al.* 1991) propôs a seguinte equação para o atrito interfacial no escoamento anular:

$$\lambda_i = 0.02[1 + 75(1 - V_g)] \quad (3.20)$$

A qual pode ser aplicada para escoamentos verticais. Para tubulações inclinadas é usada a equação abaixo.

$$\lambda_i = 0.02(1 + KV_L) \quad (3.21)$$

Onde K é um coeficiente determinado empiricamente, assumindo a seguinte forma:

$$K = K \left\{ \frac{h_f}{d}, \left[\frac{\sigma}{g(\rho_L - \rho_g)} \right] \right\} \quad (3.22)$$

Para o escoamento estratificado liso, os fatores de atrito padrão com a rugosidade zero no tubo são utilizados, para o escoamento ondulado, o valor mínimo é o da equação (3.21) e o da expressão abaixo:

$$\lambda_i = h_w / dh_i \quad (3.131)$$

Esses valores são usados porque a equação (3.21) é assumida para se obter um limite superior para o escoamento ondulado.

A equação (3.23) fornece, então, uma descrição melhorada na região de escoamento liso para velocidades mais altas, onde a equação (3.21) é aplicada.

CAPÍTULO 4

SOLUÇÃO NUMÉRICA

4.1 INTRODUÇÃO

O problema físico, tal como formulado nos capítulos anteriores, produz um conjunto acoplado de equações diferenciais parciais não linear de primeira ordem unidimensionais, com coeficientes não lineares. Devido a esta não linearidade, não há nenhum método numérico simples ideal. De fato, códigos como o TRAC, RELAP, CATHARE e OLGA usam diferentes esquemas de solução. No entanto, inerente ao problema é o forte acoplamento entre a pressão, as massas específicas e as velocidades das fases. De preferência, todas as equações de conservação com as relações de fechamento apropriadas, devem ser resolvidas simultaneamente para as variáveis desconhecidas, porém isto é impraticável (BENDIKSEN *et al.* 1991).

4.2 A EQUAÇÃO DA PRESSÃO

Bendiksen *et al.* (1991) mudaram a formulação do OLGA antes da discretização das equações diferenciais para obter uma equação de pressão. Esta equação, junto com as equações de momento, pode ser resolvida simultaneamente para a pressão e para velocidade de fase e, assim, permitir uma integração por etapa.

As equações de conservação da massa, equações (3.3), (3.4) e (3.5), podem ser expandidas com relação a pressão, temperatura e composição, assumindo que as densidades são dadas como:

$$\rho_f = \rho_f(p, T, R_s), \quad (4.1)$$

onde R_s corresponde a fração mássica de gás, dada como:

$$R_s = \frac{m_g}{(m_g + m_L + m_D)}. \quad (4.2)$$

Para a equação (3.3), o lado direito pode ser expresso como:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) &= \rho_g \frac{\partial \alpha_g}{\partial t} + \alpha_g \frac{\partial \rho_g}{\partial t} = \rho_g \frac{\partial \alpha_g}{\partial t} \\ &+ \alpha_g \left[\left(\frac{\partial \rho_g}{\partial p} \right)_{T, R_s} \frac{\partial p}{\partial t} + \left(\frac{\partial \rho_g}{\partial T} \right)_{p, R_s} \frac{\partial T}{\partial t} + \left(\frac{\partial \rho_g}{\partial R_s} \right)_{p, T} \frac{\partial R_s}{\partial t} \right] \end{aligned} \quad (4.3)$$

Dividindo as expansões da equação (4.3) para cada fase por densidades e adicionando as três equações produz-se uma equação de conservação do volume (negligenciando os dois últimos termos da equação (4.3) porque eles normalmente são negligenciados nos problemas de transportes em gasodutos devido ao desenvolvimento de baixas temperaturas). Assim:

$$\left[\frac{\alpha_g}{\rho_g} \left(\frac{\partial \rho_g}{\partial p} \right)_{T, R_s} + \frac{1 - \alpha_g}{\rho_L} \left(\frac{\partial \rho_L}{\partial p} \right)_{T, R_s} \right] \frac{\partial p}{\partial t} = \frac{1}{\rho_g} \frac{\partial m_g}{\partial t} + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial m_L}{\partial t} + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial m_D}{\partial t} \quad (4.4)$$

Inserindo a equação da conservação da massa para cada fase e aplicando $\alpha_g + \alpha_L + \alpha_D = 1$, tem-se:

$$\begin{aligned} \left[\frac{\alpha_g}{\rho_g} \left(\frac{\partial \rho_g}{\partial p} \right)_{T, R_s} + \frac{1 - \alpha_g}{\rho_L} \left(\frac{\partial \rho_L}{\partial p} \right)_{T, R_s} \right] \frac{\partial p}{\partial t} &= - \frac{1}{A \rho_g} \frac{\partial (A \alpha_g \rho_g v_g) m_g}{\partial z} - \frac{1}{A \rho_L} \frac{\partial (A \alpha_L \rho_L v_L)}{\partial z} \\ &- \frac{1}{A \rho_L} \frac{\partial (A \alpha_D \rho_L v_D)}{\partial z} + \psi_g \left(\frac{1}{\rho_g} - \frac{1}{\rho_L} \right) + G_g \frac{1}{\rho_g} + G_L \frac{1}{\rho_L} + G_D \frac{1}{\rho_L} \end{aligned} \quad (4.5)$$

A expressão acima fornece uma única equação para a pressão e para as fases. Notar que se o termo de transferência de fase, ψ_g , é uma função da pressão, temperatura e composição:

$$\psi_g = \psi_g(p, T, R_s) \quad (4.6)$$

Então ψ_g pode ser expandido pela série de Taylor em p , T e R_s , a fim de obter um acoplamento implícito na equação (4.5).

$$\psi_g = (m_g + m_L + m_D) \frac{D R_s}{D_t} \quad (4.7)$$

$$\psi_g = (m_g + m_L + m_D) \left[\frac{\partial R_s}{\partial p} \cdot \frac{\partial p}{\partial t} + \frac{\partial R_s}{\partial T} \cdot \frac{\partial T}{\partial t} + U \cdot \frac{\partial R_s}{\partial z} \right] \quad (4.8)$$

O termo da derivada da temperatura na equação (4.8) é negligenciado na equação (4.5).

4.3 ESQUEMAS DA SOLUÇÃO NUMÉRICA

4.3.1 Discretização espacial

Qualquer extensão do modelo de dois fluidos, definido pelo conjunto (ou subconjunto) das equações (3.3), (3.13), (4.1) e (4.5) é resolvido pelo uso de diferenças finitas.

Ao OLGA se aplica, como a maioria dos modelos de dois fluidos, o método de diferenças finitas, e também uma técnica de malha escalonada onde as temperaturas, as pressões e as massas específicas são definidas nos pontos médios das células numéricas e as velocidades e os escoamentos são definidos nos contornos dessas células. A figura 7 mostra um esquema da malha.

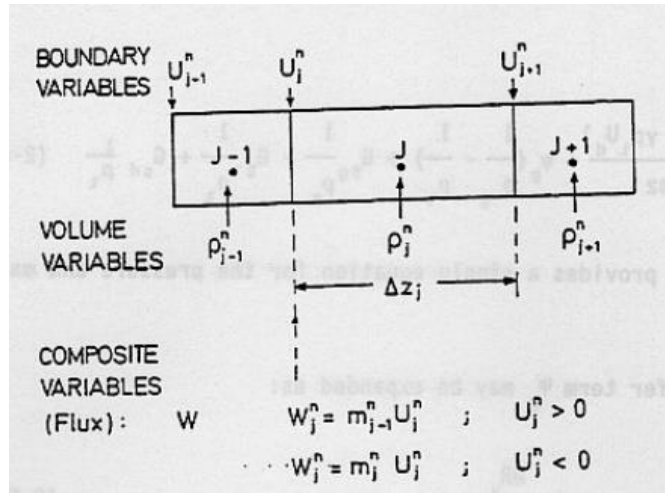


Figura 7 - ilustração de malha escalonada / discretização celular leito doador para a seção j.

No modelo OLGA direções diferentes são permitidas para cada fase, em cada contorno.

Devido às não linearidades nas equações e da utilização de um método implícito de integração no tempo, os termos não lineares têm que ser linearizados de alguma forma.

Geralmente, os termos diferentes são tratados de forma diferente. Alguns dos termos são brevemente explicados a seguir.

Ao OLGA se aplica um esquema para trás numericamente estável para o termo de convecção de quantidade de movimento, conforme equação abaixo.

$$-\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial z} (A \alpha \rho U^2)_j = -\frac{1}{A_{j-1}} \frac{A_j \rho_{j-1}^n U_j^n U_j^{n+1} - A_{j-1} \rho_{j-2}^n U_{j-1}^n U_{j-1}^{n+1}}{\Delta z_{j-1}}. \quad (4.9)$$

Os termos para a aceleração espacial são geralmente pequenos para os problemas típicos de gasodutos.

Para o termo de atrito, o modelo olga aplica a forma $U^{n+1}|U^n|$ estável e simples. A forma $(2U^{n+1} - U^n)|U^n|$ tem sido mostrado para ser menos estável.

Os termos de deposição e de arrastamento são expandidos na velocidade do gás e do líquido, nas equações da quantidade de movimento e na equação da massa. O termo de transferência de fase é expandido na pressão, na velocidade e na equação de pressão.

4.3.2 Métodos implícitos versus métodos explícitos

O uso de integração explícita versus implícita no tempo depende de três factores:

- a escala de tempo dominante dos problemas;
- difusão numérica; e,
- estabilidade numérica.

Nos métodos de integração explícita o passo de tempo (Δt) é limitado pelo *CFL* – *Courant Friedrich Levy*, critério baseado na velocidade do som, cuja expressão é apresentada abaixo:

$$\Delta t \leq \text{Min} \left\{ \frac{\Delta z_j}{|U_{\bar{j}} \pm C_{\bar{j}}|} \right\}. \quad (4.10)$$

No entanto, os métodos implícitos não são limitados pelo critério da equação acima (4.10), mas para problemas dinâmicos não lineares, usando linearização de termos não lineares, a velocidade de transporte normalmente limita o intervalo de tempo máximo permitido que pode ser aplicado. O critério do CFL baseado na velocidade de transporte é:

$$\Delta t \leq \text{Min} \left\{ \frac{\Delta z_j}{|U_{\hat{t}}|} \right\}. \quad (4.11)$$

Como a velocidade do som é tipicamente da ordem de $10^2 - 10^3$ vezes maior do que a média das velocidades das fases, os métodos de integração explícita requerem um fator do passo de tempo de 10^3 menor do que os métodos implícitos.

Devido aos transientes de escoamento normalmente lentos em gasodutos de petróleo e gás, um método de integração implícito é usado. Um método implícito permite Δt máximo maior devido a um melhor acoplamento dos termos nas equações. Uma desvantagem é que os termos se tornam mais complicados após a linearização e, portanto, aumentam a complexidade do código.

4.3.3 Esquema de integração no OLGA

OLGA aplica diretamente três etapas de esquema de integração no tempo para resolver a equação do momento, da pressão, da massa e da energia. As equações são discretizadas como descritas subitem 4.2.1.

Uma equação algébrica resultante é obtida para cada uma das equações de conservação em cada secção ou de cada secção de contorno, para as equações de gás e gotículas de líquido.

$$C_{1,j-1}^n \cdot U_{gj-1}^{n+1} + C_{1,j}^n \cdot U_{gj}^{n+1} + C_{1,j+1}^n \cdot U_{gj+1}^{n+1} + C_{2,j}^n \cdot U_{gj+1}^{n+1} + C_{3,j-1}^n \cdot P_{j-1}^{n+1} = v_j^n, \quad (4.12)$$

onde o “C” e o “v” são os coeficientes resultantes da discretização da equação do momento da combinação do gás com as gotículas de líquidos.

As equações algébricas resultam em três equações matrizes da forma $C \cdot X = V$, as quais têm sido resolvidas pelo método de inversão de Gauss utilizando estrutura de banda. A figura 8, abaixo, mostra uma matriz de banda do OLGA para um caso rede de gasoduto com nove filiais.

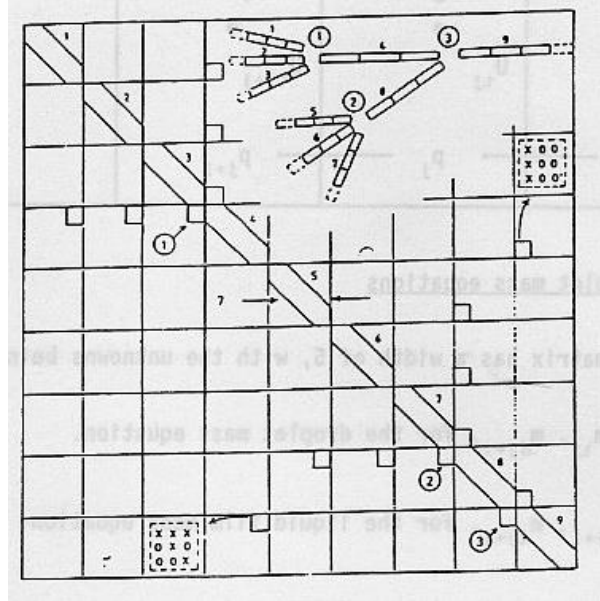


Figura 8 – Estrutura de matriz de banda do OLGA para uma rede de gasodutos

- **Equações do momento e da pressão**

Como demonstrado na figura 9 a matriz de banda resultante tem uma largura de 7, com as incógnitas sendo:

$U_{gj-1}, U_{ij-1}, P_{j-1}, U_{gj}, U_{ij}, P_j, U_{gj+1}$ - Equação do momento para o gás e gotículas de líquido.

$U_{ij-1}, P_{j-1}, U_{gj}, U_{ij}, P_j, U_{gj+1}, U_{ij+1}$ - Equação do momento para o líquido.

$P_{j-1}, U_{gj}, U_{ij}, P_j, U_{gj+1}, U_{ij+1} + P_{j+1}$ - Equação do momento para a pressão.

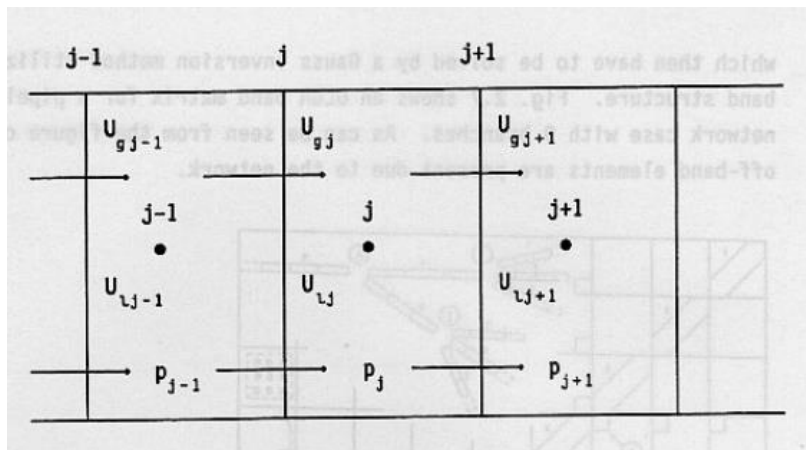


Figura 9 – Discretização do momento e da pressão

- **Equação da massa para o líquido e as gotículas de líquido**

A matriz de banda resultante tem uma largura de 5, com as incógnitas sendo (conforme figura 10):

$m_{dj-1}, m_{lj-1}, m_{dj}, m_{lj}, m_{dj+1}$ - Equação da massa para as gotículas de líquido.

$m_{ij-1}, m_{dj}, m_{ij}, m_{dj+1}, m_{ij+1}$ - Equação da massa para o líquido.

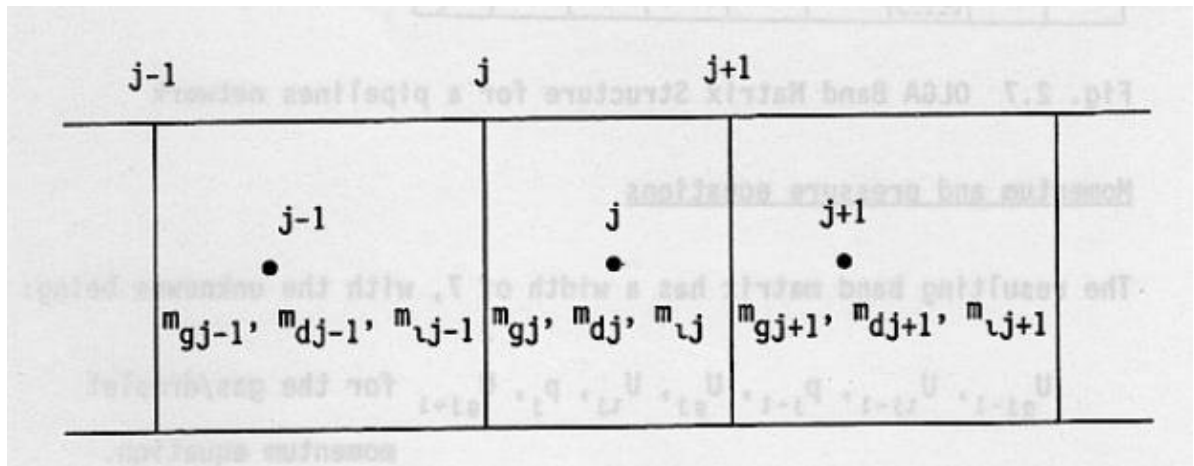


Figura 10 – discretização da equação da massa para as gotículas de líquido e para o líquido

- **Equação da massa para o gás**

A matriz de banda resultante tem uma largura de 3, com as incógnitas sendo:

$m_{gj-1}, m_{gj}, m_{gj+1}$ - Equação da massa para o gás.

- **Equação da energia**

Na figura 11 tem-se a matriz de banda resultante com uma largura de 3, com as incógnitas sendo:

T_{j-1}, T_j, T_{j+1} - Equação da energia.

j-1	j	j+1	
T_{j-1}	T_j	T_{j+1}	
•	•	•	
j-1	j	j+1	

Figura 11 – Discretização da equação da massa para o gás e da energia

O esquema de solução é, então, como segue: em primeiro lugar a matriz para as duas equações de momentum e as equações da pressão são resolvidas. O segundo passo envolve a resolução da matriz para a película de líquido e as equações de massa da gotícula de líquido, e também a matriz para a equação da massa do gás. O terceiro passo envolve a solução de matriz para as temperaturas. Se os cálculos da temperatura na parede da camada são desejados, a matriz resultante do equilíbrio de energia ao longo da parede em cada secção j de tubo tem de ser resolvido depois do terceiro passo (existe uma matriz para as camadas da parede em torno de cada seção j da tubulação). A Figura 12 mostra a sequência de integração numérica. O cálculo dos parâmetros de fricção novos, bem como a atualização de certas variáveis são também mostrados na figura 12.

OPERATION	NEW FLOW REGIMES					
λ_g	U_g	m_g	T	α, β, γ	W_g	
λ_l	U_l	m_l	ψ_g	m_g	W_l	
λ_i	p	$-m_d$	$m_g + \Delta\psi_g$	m_l	W_d	
			$m_l - \Delta\psi_l$	m_d	etc.	
			$m_d - \Delta\psi_d$			
						SEQUENCE

Figura 12 - Sequência de integração numérica no OLGA

4.3.4 Sequência de integração numérica no OLGA

A principal vantagem do uso de um esquema de integração gradual é reduzir tempo de CPU. A utilização de uma equação de pressão separada permite uma solução simultânea de pressão e velocidade de fase, mas que conduz a um sistema sobredeterminado. A equação de conservação de volume é obtida a partir de uma combinação linear das equações da conservação da massa da fase gás e da equação da conservação da massa das gotículas de líquido. Estas equações são, assim, resolvidas por duas vezes, e as massas específicas e densidades obtidas não podem produzir corretas frações volumétricas das fases (α, β, γ) definidas por:

$$\alpha_j^{n+1} = \frac{m_{gj}^{n+1}}{\rho_{gj}^{n+1}}, \beta_j^{n+1} = \frac{m_{ij}^{n+1}}{\rho_{ij}^{n+1}}, \gamma_j^{n+1} = \frac{m_{dj}^{n+1}}{\rho_{ij}^{n+1}}, \quad (4.13)$$

depois

$$\alpha_j^{n+1} + \beta_j^{n+1} + \gamma_j^{n+1} + \Delta_j^{n+1} = 1. \quad (4.14)$$

Idealmente $\Delta_j^{n+1} = 1$, mas, devido ao sistema sobredeterminado geralmente haverá uma diferença entre a pressão, a densidade, e as massas específicas produzindo um erro volumétrico $\Delta_j^{n+1} = 1$.

A fim de se obter uma solução convergente e reduzir a perda de massa numérica, $\alpha + \beta + \gamma = 1$ é imposto e a discrepância volumétrica, $\Delta_j^{n+1} = 1$, é incorporada como um termo independente na equação de equilíbrio do volume no intervalo de tempo seguinte.

Uma coisa importante a notar é que as despesas CPU relativo ao tempo em resolver as equações de conservação é substancialmente menor do que se as equações foram resolvidas simultaneamente (geralmente cerca de 15% do total de tempo de CPU no OLGA).

CAPÍTULO 5

RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 CENÁRIO E CARACTERIZAÇÃO DO ESCOAMENTO

Fazendo uso de um cenário típico de interesse da indústria de petróleo e com a realização de simulações computacionais com o código OLGA será observado o comportamento da pressão e do inventário da massa no interior de um gasoduto que escoam dois fluidos (gás e líquido).

Também será verificada a solução encontrada pelo simulador bifásico OLGA, bem como a ordem no tempo e no espaço que caracteriza a sua acurácia.

O cenário típico tem como duto uma tubulação de 100 km de comprimento que escoam dois milhões de metros cúbicos por dia de petróleo, gás e líquido, com predominância de gás no seu interior em regime permanente e transiente.

A pressão na cauda da tubulação é de 30 barg, como a que ocorre em plantas de tratamento de gás natural existentes em situações reais.

As variáveis envolvidas e a caracterização do duto estão representadas na figura 13.

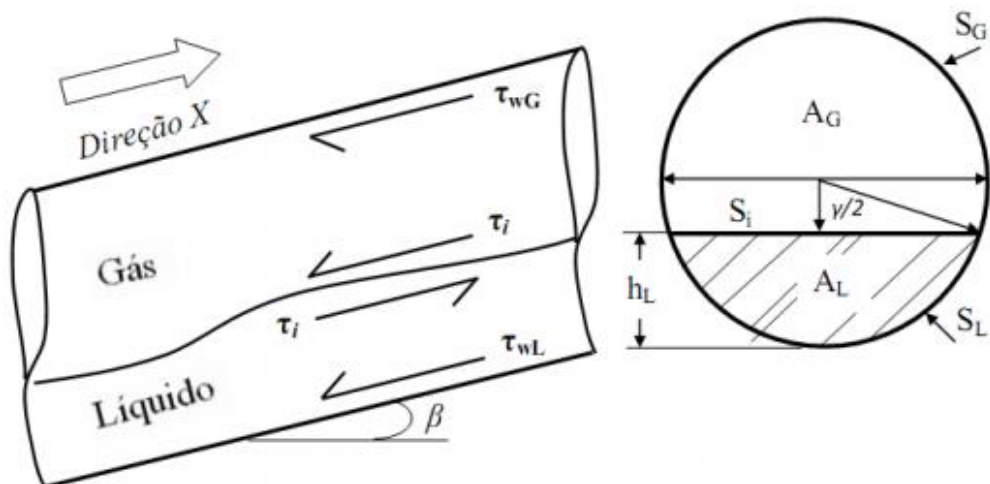


Figura 13 – Esquema da tubulação e seção transversal

As informações referentes as característica do duto estão descritas na tabela 3.

Tabela 3 – Características do duto

Comprimento	100.000m
Diâmetro	0,3032m (12")
Rugosidade	0,00004572m
Inclinação	0,00°

A análise da acurácia realizada se caracterizou pela obtenção da resposta transiente do modelo de dois fluidos, discretizada no simulador OLGA de acordo com a técnica de diferenças finitas para o escoamento no gasoduto.

Esta análise ocorreu com o uso dos valores apresentados nas tabelas 7 e 8. Para cada caso, uma simulação transiente é realizada para 10.000s, começando das condições iniciais mostradas na tabela 5. Considerou-se, na entrada do duto e no tempo de $t=0s$, o valor da vazão mássica total de 20kg/s ($\dot{m}_{GAS} = 18,3kg/s$ e $\dot{m}_{LIQ} = 1,7kg/s$), mantendo-se constante até 100s. De 100s a 130s há uma rampa de 30s no tempo, com a redução de 50% do valor da vazão mássica total (10kg/s), onde os novos valores para o gás e para o líquido são, respectivamente, 9,35kg/s e 0,65kg/s. Permanecendo esses valores até atingir o tempo total de simulação de 10.000s, em regime de escoamento transiente. A figura 14 mostra um esquema da variação da vazão mássica em relação ao tempo na entrada do duto.

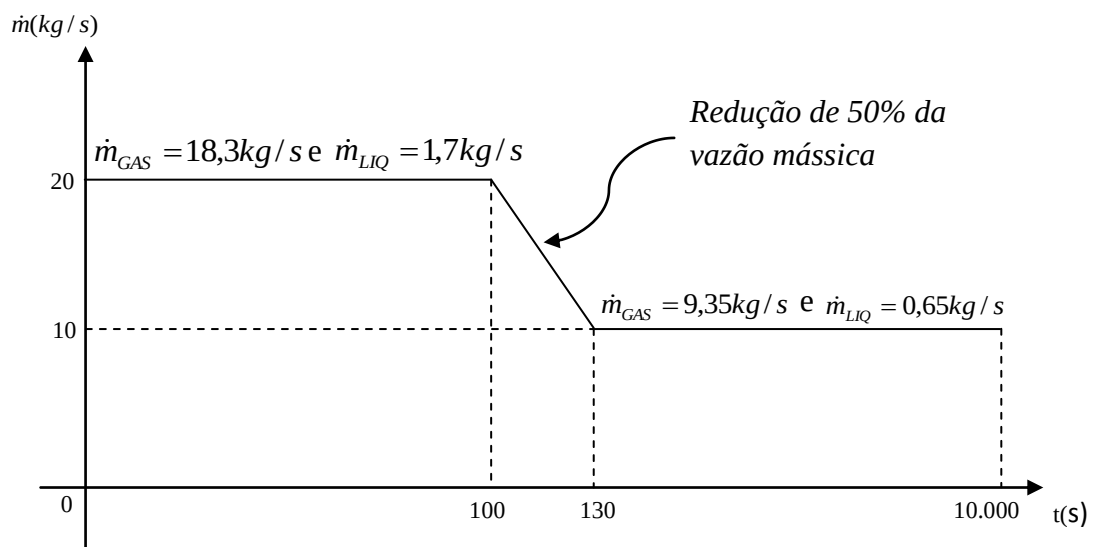


Figura 14 – Esquema da variação da vazão mássica em relação ao tempo na entrada do duto

5.1.1 Caracterização do fluido utilizado

O fluido utilizado é uma mistura de gás e condensado que compõe um petróleo típico brasileiro. A figura 15 mostra a variação das massas específicas do óleo e do gás em função da pressão, na temperatura de 20°.

É importante destacar que o pacote OLGA para definir a condição de contorno de *holdup* (fração da seção transversal preenchida com líquido) na cabeça (saída) do duto, no caso permanente, considera esses hidrocarbonetos (óleo e gás) em diferentes fases. O equilíbrio líquido-vapor vem direto das condições PVT informadas pela tabela de propriedades PVT fornecida ao código.

5.1.2 Propriedades PVT para o simulador OLGA

O OLGA apresenta uma modelagem térmica mais abrangente, onde resolve a equação da energia para a mistura de fases, como parte das equações que governam o fenômeno físico modelado. Em adição, faz uso de uma tabela PVT gerada por outro simulador (PVT Sim, 2008) que emprega um conjunto de opções de equação de estado, dentre elas a equação de Soave-Redlich-Kwon (1972) (SRK) com a correção Peneloux e Rauzy (1982) para a massa específica de líquido. De maneira a evitar estas disparidades os casos determinados foram todos isotérmicos.

5.1.3 Perdas de Carga para o simulador OLGA

Todas as simulações usaram as correlações descritas na Tabela 4 para o cálculo das perdas de carga por atrito na parede da fase gás, da fase líquida e, também, para o atrito entre as fases.

Tabela 4 – Correlação de atrito utilizadas

Gás-parede	Líquido-parede	Gás-líquido estratificado
Moody (1944)	Moody (1944)	Andreussi e Persen (1987)

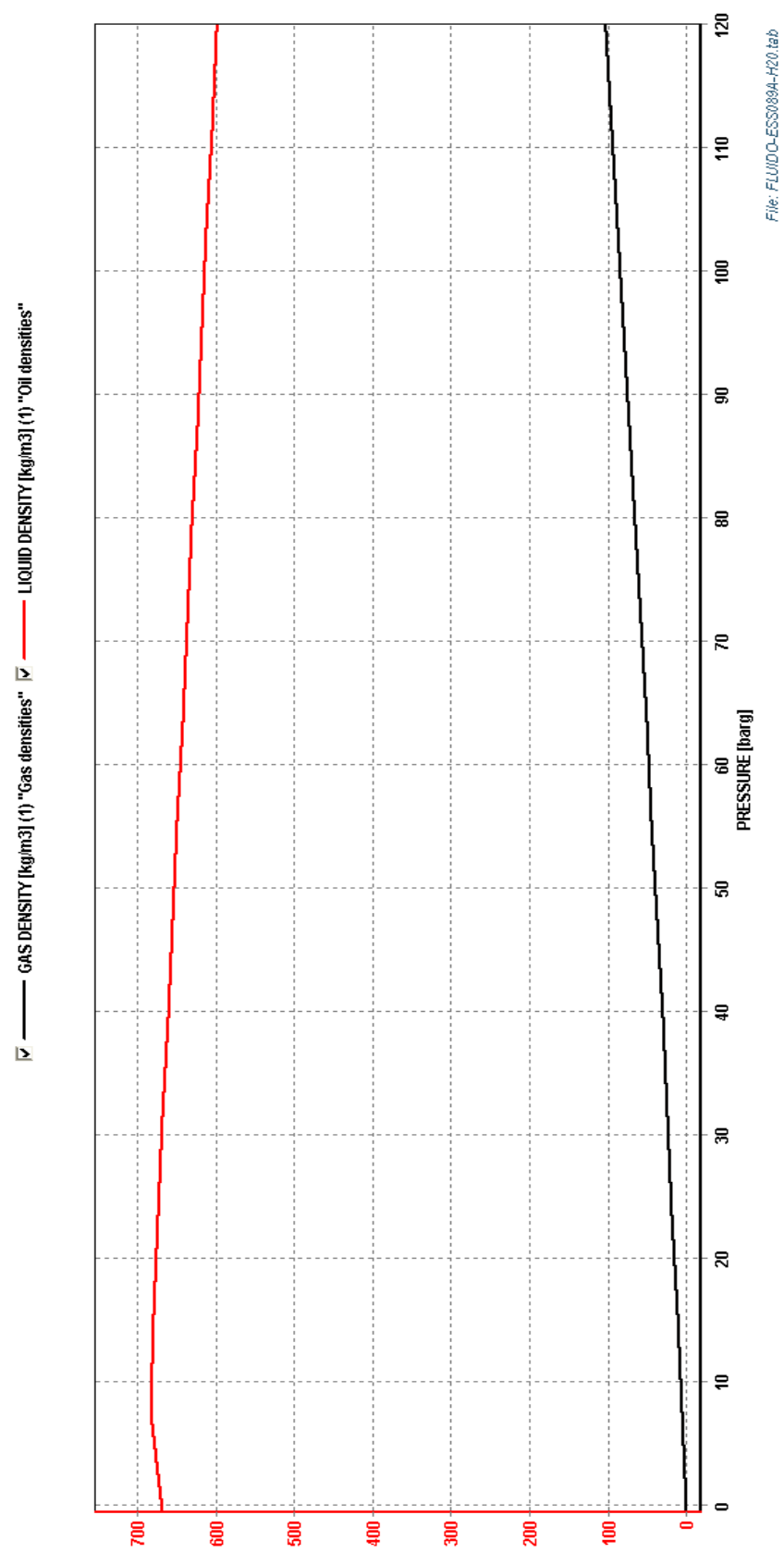


Figura 15 – Massa específica x P, para T=20° C, para um petróleo típico brasileiro.

5.1.4 Condições iniciais, temporais e de contorno

Foram consideradas para as referidas simulações as condições de contorno na entrada do duto (cabeça), $x=0$, e na saída do mesmo (cauda) $x= L$. Considerou-se, ao todo, quatro condições de contorno, quais sejam:

- três condições na entrada do duto, vazão mássica do gás de 18,7 kg/s, vazão mássica do líquido de 1,3 kg/s e a fração volumétrica do líquido (α_{LIQ}) de 0,01; e,
- uma condição na saída do duto, que é a pressão $p=3,1\text{MPa}$.

As tabelas 5 e 6 mostram as condições iniciais, de contorno e as condições temporais usadas nos diferentes ensaios. A imposição de tais condições respeita a forma com que o simulador OLGA trabalha.

As condições temporais, como mostradas na tabela 6, referem-se a variação das vazões mássicas do gás e do líquido em relação ao tempo, caracterizando o regime de escoamento como transiente nas simulações.

Tabela 5 – Condições iniciais e de contorno nas simulações

Posição	$\dot{m}_{GAS} (kg / s)$	$\dot{m}_{LIQ} (kg / s)$	α_{LIQ}	$p(\text{MPa})$
$x = 0$	18,7	1,3	0,01	
$x = L$	-	-	-	3,1
$t = 0$	18,7	1,3	0,01	

Com o interesse de verificar as condições do simulador OLGA no regime de escoamento transiente e realizar as simulações considerou-se, para as condições temporais dos ensaios na entrada do duto, a seguinte situação: com uma vazão mássica de 20kg/s na entrada do duto, interrompeu-se a alimentação do mesmo fazendo com que a vazão caísse pela metade em 30 segundos, a partir do tempo de 100 segundos. A partir desse instante simulou-se o regime transiente. Esses valores estão mais bem detalhados na tabela 6.

Tabela 6 – Condições temporais dos ensaios planos horizontais na cabeça (entrada)

Tempo (s)	$\dot{m}_{GAS} (kg/s)$	$\dot{m}_{LIQ} (kg/s)$
0	18,7	1,3
100	18,7	1,3
130	9,35	0,65

5.2 PARÂMETROS DA MALHA E DO PASSO DO TEMPO PARA A SIMULAÇÃO

Para avaliar a acurácia do código OLGA no espaço e no tempo, foi calculado, em um primeiro momento o CFL com o uso da equação (5.1) para definição dos passos de tempo, Δt , e da malha no espaço, Δx , que poderiam ser simulados no referido código.

$$CFL \leq \frac{\Delta t}{\Delta x} \cdot \mathcal{N}^n \quad (5.1)$$

onde $\mathcal{N}$ é o valor implementado no OLGA corresponde a velocidade do som no gás, que é de 350m/s.

Todas as simulações satisfazem a condição de estabilidade CFL . Com os valores correspondentes ao CFL , o código OLGA foi executado para sete valores de Δx , para um $\Delta t = 0,001s$, que é o menor valor definido no CFL como referência para o passo de tempo. Com os valores simulados para o espaço, chegou-se, conforme as condições do código, a $\Delta x=10m$, que passou a ser a referência para as simulações dos outros passos de tempos correspondentes ao intervalo de $0,001 \leq \Delta t \leq 1$.

Para produzir resultados normalizados, todos os valores de Δt e Δx foram feitos adimensionais pelo tempo total (t_{total}) e pelo comprimento total (L), respectivamente. Por isso, definiu-se o tempo adimensional como $\Delta \tau \equiv \Delta t/t_{total}$ e a malha do espaço adimensional como $\Delta \chi \equiv \Delta x/L$. Os resultados mostrados neste trabalho são apresentados como uma função de $\Delta \tau$ e $\Delta \chi$. Os valores calculados conforme o critério de estabilidade do CFL estão apresentados nas tabelas 7 e 8.

Assim, o caso base se constituiu em simular com as condições citadas nas tabelas 5 e 6 e fazendo uso do OLGA os casos apresentados nas tabelas 7 e 8, para a discretização no espaço e no tempo.

Tabela 7 – Valores discretizados no espaço para as simulações

Δt (s)	τ	Δx (m)	$\Delta \chi$
$\Delta t = 0,001$ s	0,21	10	0,0001
		50	0,0005
		100	0,001
		125	0,00125
		200	0,002
		250	0,0025
		400	0,004
		500	0,005
		800	0,008
		1000	0,01
	0,51	10	0,0001
		50	0,0005
		100	0,001
		125	0,00125
		200	0,002
		250	0,0025
		400	0,004
		500	0,005
		800	0,008
		1000	0,01
	1	10	0,0001
		50	0,0005
		100	0,001
		125	0,00125
		200	0,002
		250	0,0025
		400	0,004
		500	0,005
		800	0,008
		1000	0,01

Na tabela 7 as grandezas indicadas referem-se a:

- Δt , corresponde ao passo de tempo base para as simulações discretizadas para o espaço;
- τ , é o tempo adimensional correspondente ao tempo total, t_{total} , de 10.000 segundos, definido como $\tau \equiv t/t_{\text{total}}$;
- Δx , é o valor discretizado da malha no espaço;
- $\Delta \chi \equiv \Delta x/\Delta L$ é o valor da malha adimensional no espaço relativo a $L=100\text{km}$ (100.000m), correspondente ao comprimento total do duto.

Os casos mostrados na tabela 7 são úteis para determinar a acurácia do OLGA no espaço, onde a malha é refinada por um Δt fixo.

A tabela 8 mostra os valores para $\Delta \tau$, mantendo-se Δx constante, utilizados nas simulações para avaliar a acurácia de Δt .

Tabela 8 – Valores discretizados no tempo para as simulações

Δx (m)	τ	Δt (s)	$\Delta \tau$
$\Delta x = 10\text{m}$	0,21	1	0,0001
		0,1	0,00001
		0,01	0,000001
		0,001	0,0000001
	0,51	1	0,0001
		0,1	0,00001
		0,01	0,000001
		0,001	0,0000001
	1	1	0,0001
		0,1	0,00001
		0,01	0,000001
		0,001	0,0000001

5.3 RESULTADOS FÍSICOS DAS SIMULAÇÕES

O comportamento das variáveis pressão (p), fração volumétrica do líquido (α_L), velocidade do líquido (u_L) e velocidade do gás (u_G) em relação ao comprimento do duto (variável x) está representado nas figuras que se encontram nos apêndices A e B.

Para o comportamento da pressão (p) na entrada do duto, percebe-se que quando a simulação é realizada para a malha mais refinada ($\Delta x=10\text{m}$), variando os passos de tempo, os valores das pressões são menores do que aqueles observados para o menor passo de tempo ($\Delta t=0,001\text{s}$), variando os tamanhos das malhas. Isso ocorre porque quando se refina o passo de tempo se obtém uma melhor informação da variável que está sendo simulada.

Em todos os casos apresentados para a fração volumétrica do líquido (α_L), observa-se, mesmo pequeno, um pico no início do processo e depois uma diminuição desse valor, isso ocorre porque no início do regime transiente há formação de escoamento ondulado, fazendo com que, nesse momento, a seção ocupada pelo líquido aumente. Com o decorrer do escoamento essa fração vai diminuindo até atingir novamente o valor inicial de $\alpha_L = 0,01$ para o tempo final de simulação de 10.000 segundos. Esse comportamento é mostrado na figura 16.

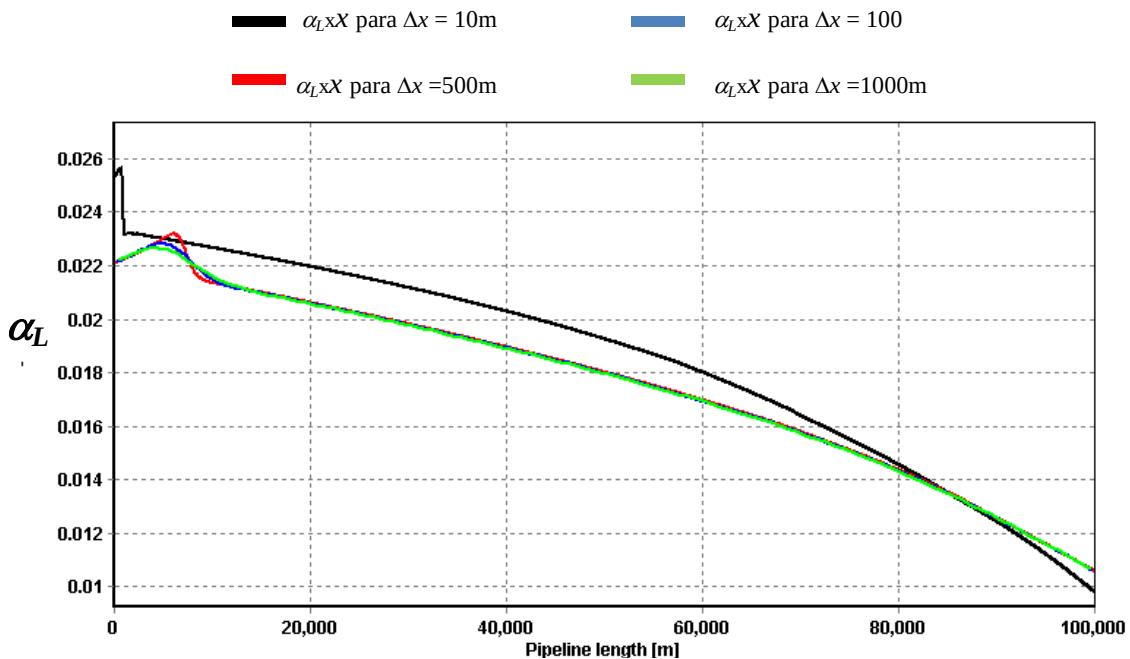


Figura 16 - Comportamento da fração volumétrica do líquido (α_L) em relação ao comprimento do duto para a simulação de $\Delta t=0,001\text{s}$, com valores de $\Delta x=10\text{m}$, $\Delta x=100\text{m}$, $\Delta x=500\text{m}$ e $\Delta x=1000\text{m}$ para o tempo adimensional de $\tau=1$.

Quanto ao comportamento das velocidades do líquido (u_L) e do gás (u_G), figuras 17 e 18, percebe-se inicialmente que, uma vez atingido o tempo final de simulação de 10.000 segundos, a perda de carga ao longo do duto promove, de forma a satisfazer a equação da continuidade, o aumento da velocidade do gás. Por sua vez, o gás ao escoar com maior velocidade arrasta o líquido sob ele.

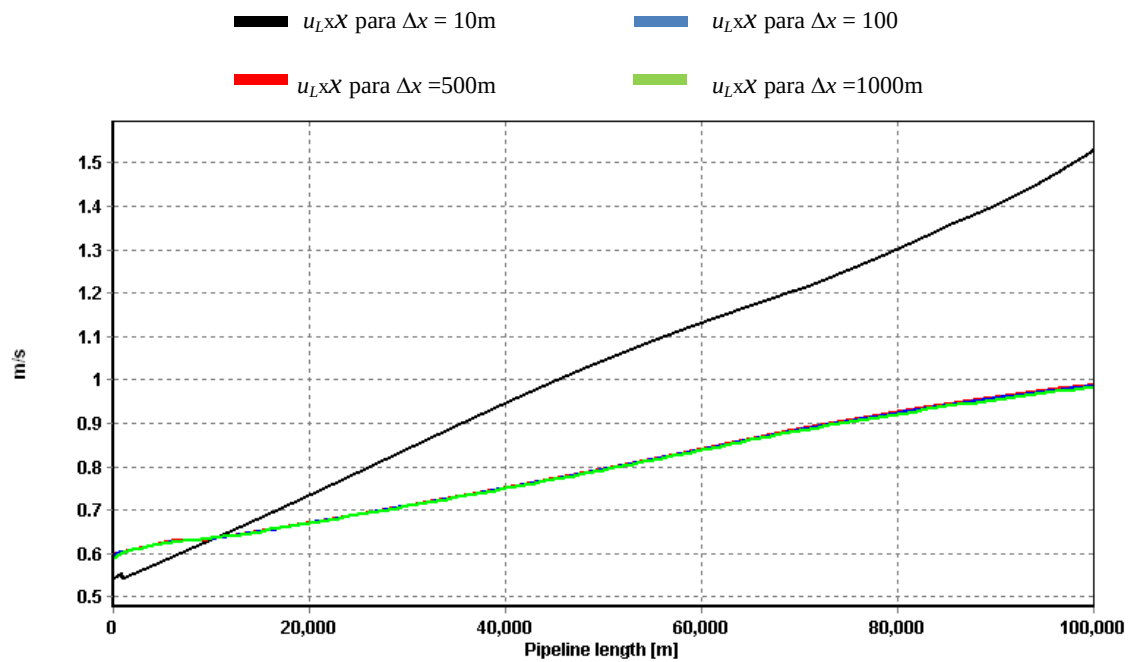


Figura 17 - Comportamento da velocidade do líquido (u_L) em relação ao comprimento do duto para a simulação de $\Delta t = 0,001s$, com valores de $\Delta x = 10m$, $\Delta x = 100m$, $\Delta x = 500m$ e $\Delta x = 1000m$ para o tempo adimensional de $\tau = 1$.

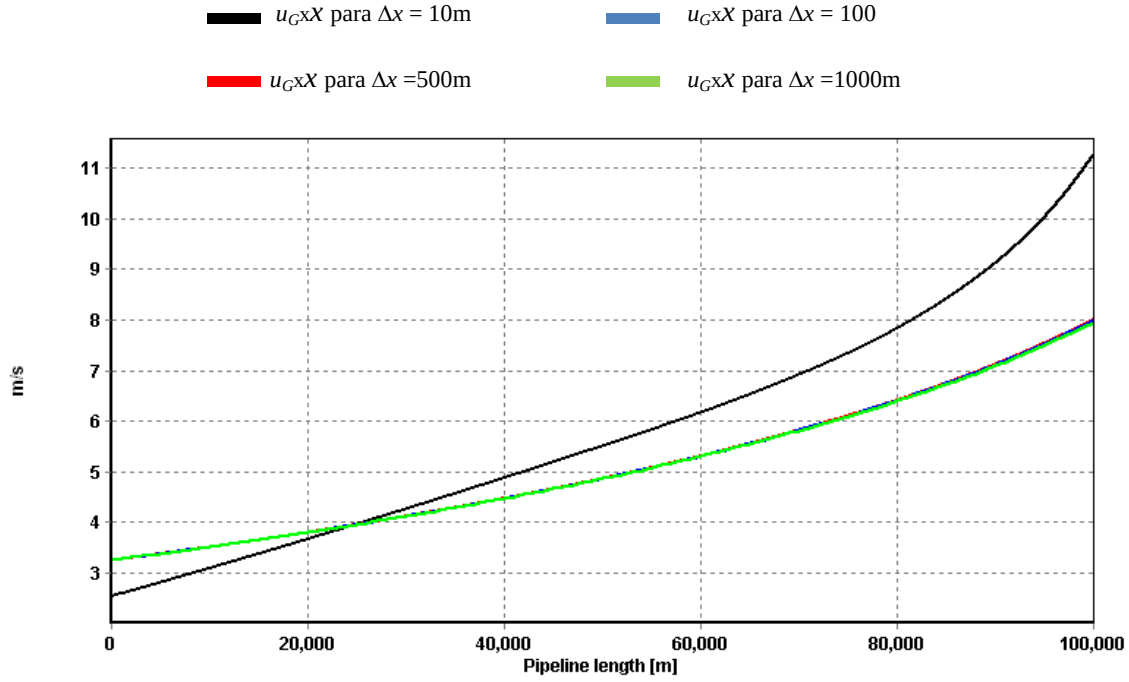


Figura 18 - Comportamento da velocidade do líquido (u_G) em relação ao comprimento do duto para a simulação de $\Delta t=0,001s$, com valores de $\Delta x = 10m$, $\Delta x=100m$, $\Delta x = 500m$ e $\Delta x = 1000m$ para o tempo adimensional de $\tau = 1$.

5.4 DEFINIÇÃO DO ERRO RELATIVO DO INVENTÁRIO E DA PRESSÃO

A análise da acurácia é baseada em uma quantidade global, que é o inventário da massa total (I) e, em uma quantidade local, que é a pressão na entrada da tubulação (p). Embora este tipo de análise normalmente seja feita só para quantidades globais, tais como o inventário da massa total (I), também foi escolhida a pressão (p) para demonstrar que a precisão no OLGA também é válida para este tipo de quantidade que, apesar de ser local, é muito importante para o engenheiro de projeto ou o técnico operacional que acompanha o gasoduto diariamente. Os erros relativos numéricos para o inventário e a pressão são definidos como:

$$E(I) \equiv \frac{|I - I_{ref}|}{I_{ref}}, \quad (5.2)$$

$$E(p) \equiv \frac{|p - p_{ref}|}{p_{ref}}, \quad (5.3)$$

onde I_{ref} e p_{ref} são os valores mais precisos do inventário e da pressão, respectivamente, obtidos com os menores valores de $\Delta\tau$ e $\Delta\chi$. Estes valores substituem uma solução exata indisponível para o problema em estudo e, portanto, são utilizados como referências para avaliar o erro numérico.

5.5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

A primeira observação quanto ao uso do código numérico OLGA nas simulações foi quanto ao tempo de execução das simulações. Quanto menor o valor do CFL , como o uso de $\Delta t=0,001s$, por exemplo, mais discretizada no tempo a simulação se torna e melhores resultados são obtidos, porém o aumento do tempo de execução é bastante considerável. No presente trabalho o maior tempo de execução observado, caso mais refinado para $\Delta x=10m$ e $\Delta t=0,001s$, durou 624 horas (26 dias), enquanto o menor tempo de execução foi de 0,4 horas (15 minutos) para $\Delta x=1000m$ e $\Delta t=1s$.

Em casos reais, como na indústria de petróleo, o tempo de execução é menor, porque o refinamento da malha é maior, o que permite o uso do código para previsão de ocorrência de fenômenos físicos, como vazamentos, por exemplo.

Os erros relativos do inventário da massa $E(I)$ e da pressão $E(p)$ para as condições apresentadas são mostrados e explicados abaixo.

A figura 19 se refere ao erro relativo do inventário da massa total acumulada, $E(I)$, no final da tubulação em função do intervalo de tempo $\Delta\tau$, adimensionalizado para três diferentes tempos adimensionais τ , para o valor de referência $\Delta t=0,001s$.

Os resultados obtidos mostram que o comportamento com o intervalo indica a acurácia do tempo de primeira ordem para $\Delta\tau \leq 0,0001$, em todos os três valores de τ investigados. A linha de segunda ordem foi desenhada no gráfico para mostrar uma fácil comparação. No entanto, o gráfico representativo para o tempo adimensional $\tau=1$ exibe um comportamento diferente a partir do $\Delta\tau \leq 0,00001$, pressupõe-se neste caso, que a partir desse ponto o regime de escoamento passa a ser permanente.

O erro relativo da pressão, $E(p)$, na entrada da tubulação como uma função não dimensional no tempo $\Delta\tau$ para três diferentes tempos não-dimensionais τ , para o valor de referência $\Delta t=0,001s$ é o mostrado na figura 20. O comportamento de primeira ordem ocorre

de maneira similar ao do erro do inventário da massa, ou seja, a acurácia do tempo é de primeira ordem para $\Delta\tau \leq 0,0001$ em todos os quatro valores de τ investigados.

Dessa maneira, o comportamento de primeira ordem ocorre tanto para o inventário total da massa quanto para a pressão na entrada da tubulação. Para tempos curtos, mesmo que a estabilidade seja garantida pela aplicação da equação 5.1, a simulação produz um erro muito grande (aproximadamente constante), como mostrado nas figuras 19 e 20. Assim, se uma resposta fina transiente é requerida, o processo de marcha do tempo deve ser realizado lentamente, com um passo de tempo adimensional não superior a 10^{-4} , aproximadamente.

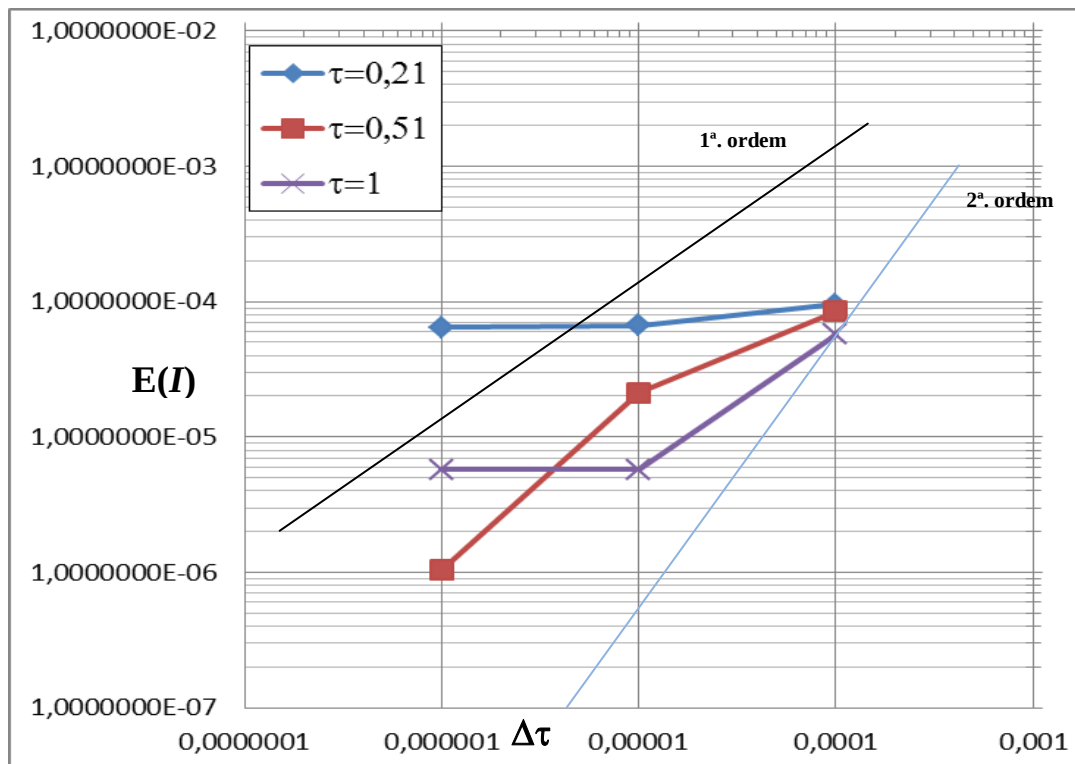


Figura 19 - Erro relativo do inventário da massa total $E(I)$ na tubulação como uma função adimensional no tempo $\Delta\tau$, para três diferentes tempos adimensionais τ , para o valor de referência $\Delta t=0,001$ s.

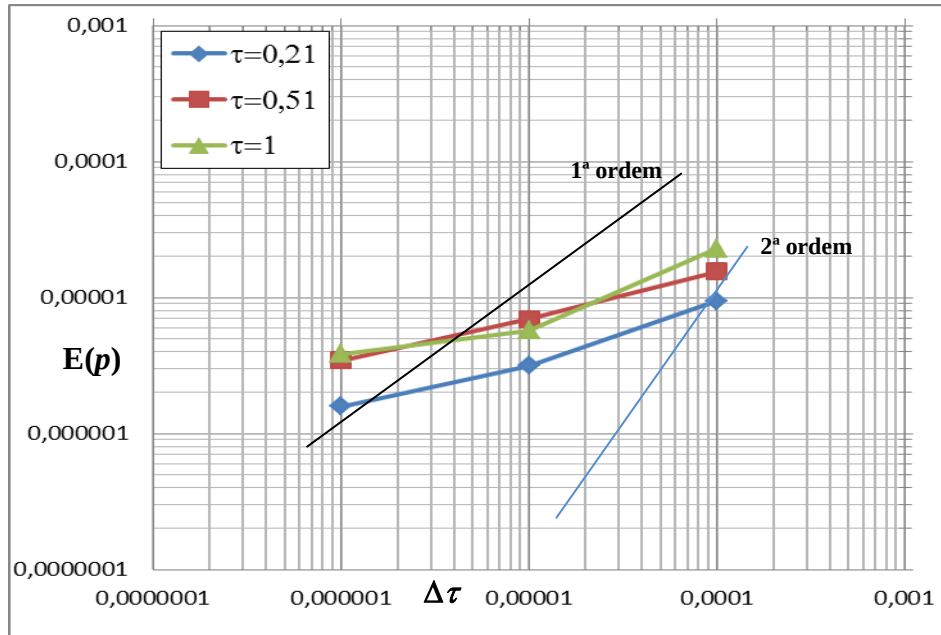


Figura 20 – Erro relativo da pressão $E(p)$ na entrada da tubulação como uma função adimensional no tempo $\Delta\tau$, para três diferentes tempos adimensionais τ , para o valor de referência $\Delta t=0,001s$.

As figuras 21 e 22 mostram os gráficos do erro relativo do inventário da massa total acumulada na tubulação $E(I)$ e do erro relativo da pressão na entrada da tubulação $E(p)$, respectivamente, como uma função de $\Delta\chi$, mantendo $\Delta\tau$ constante, para os mesmos três valores adimensionais do tempo τ . As linhas de primeira ordem e de segunda ordem são desenhadas para ajudar na identificação do comportamento do erro. Os resultados mostram que, para grandes valores de $\Delta\chi$, que é $\Delta\chi > 0,0012$ nas simulações, o comportamento do erro é de acurácia de primeira ordem. Contudo, como $\Delta\chi$ é reduzido abaixo desse valor, os erros relativos do $E(I)$ e $E(p)$ mostram claramente um comportamento de segunda ordem no espaço, para todos os três valores avaliados.

Observa-se, contudo, que no gráfico referente o tempo adimensional $\tau = 1$, o erro relativo não tem o mesmo comportamento dos outros tempos adimensionais ($\tau = 0,21$ e $\tau = 0,51$), demonstrando que o regime de escoamento se torna permanente quando a simulação se aproxima do final da tubulação.

Em termos práticos as análises indicam relativamente que malhas grosseiras não devem ser utilizadas para realizar simulações de uso geral de escoamentos de transientes bifásicos em gasodutos, mesmo as simulações rápidas que são procuradas para efeitos de projetos, uma vez que os erros obtidos podem ser de acurácia de primeira ordem. Para um escoamento transiente

típicos tais como as simulações aqui apresentadas, devem ser usadas malhas inferiores a 10^{-3} , a fim de garantir a acurácia de segunda ordem no espaço.

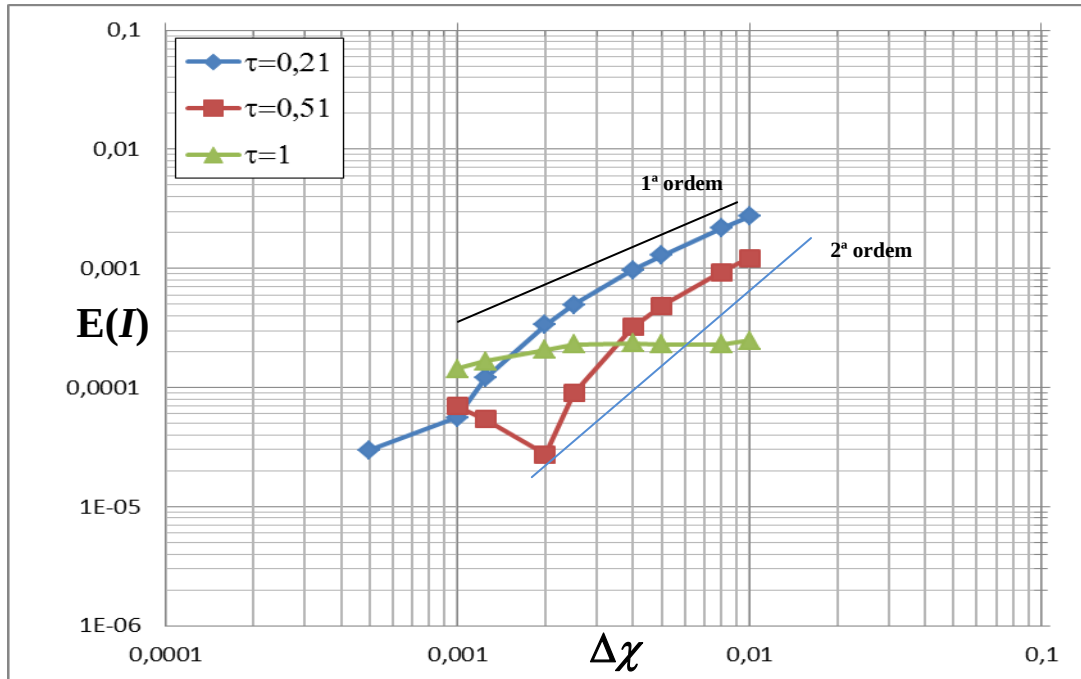


Figura 21 - Erro relativo do inventário da massa total $E(I)$ na tubulação como uma função adimensional na malha de tamanho $\Delta\chi$, para três diferentes tempos adimensionais τ , para o valor de referência de $\Delta x = 10m$.

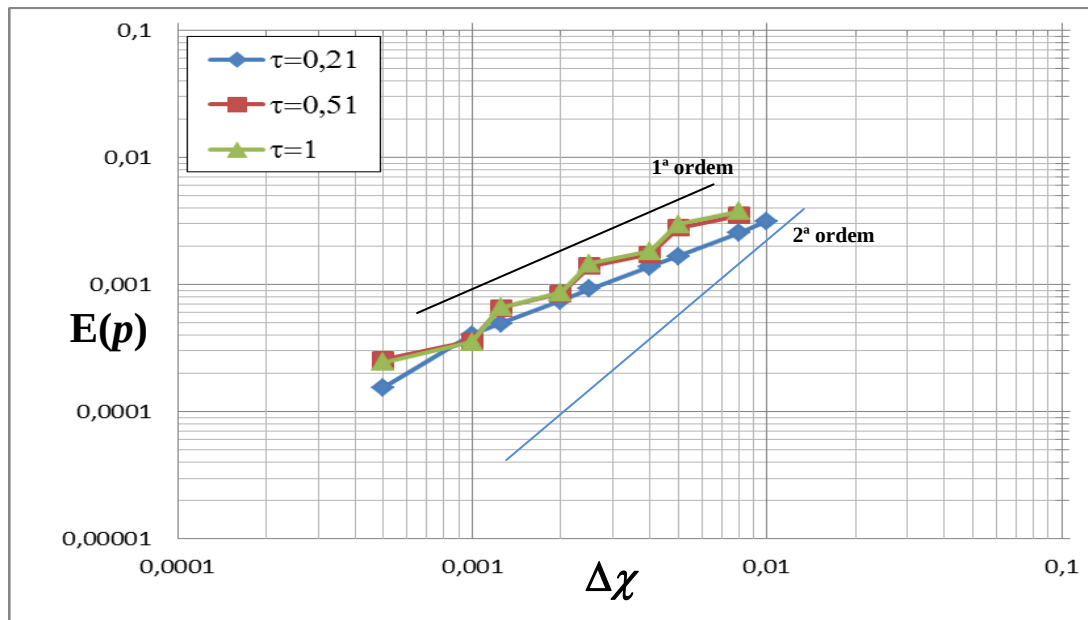


Figura 22 - Erro relativo da pressão $E(p)$ na entrada da tubulação como uma função adimensional na malha de tamanho $\Delta\chi$, para três diferentes tempos adimensionais τ , para o valor de referência de $\Delta x = 10m$.

CAPÍTULO 6

CONCLUSÕES

6.1 INTRODUÇÃO

Com o modelo de dois fluidos e fazendo uso do simulador numérico computacional OLGA (SCANDPOWER, 2008) foram realizadas simulações para o escoamento bifásico no interior de um gasoduto para verificação da ordem, no tempo e no espaço, que caracteriza a sua acurácia. O escoamento se caracterizou como unidimensional, pressão simples, isotérmico, compressível, padrão de escoamento estratificado, regime transiente e tubulação horizontal.

6.2 PRINCIPAIS CONCLUSÕES

Quanto à acurácia do código para condições apresentadas neste trabalho, os resultados mostram que o método é de primeira ordem no tempo e de segunda ordem no espaço, os quais têm importantes consequências na escolha da malha do espaço e no passo do tempo para uma dada acurácia.

Para uma simulação transiente do escoamento conclui-se que, para garantir uma acurácia de primeira ordem no tempo e de segunda ordem no espaço, há necessidade de escolha de um intervalo de tempo adimensional inferior a 10^{-4} e do intervalo do espaço adimensional menor que 10^{-3} , aproximadamente.

Observou-se que malhas muito grosseiras não devem ser utilizadas para realizar simulações de uso geral de escoamentos de transientes bifásicos em gasodutos, mesmo as simulações rápidas que são procuradas para efeitos de projetos, uma vez que os erros podem ser de acurácia de primeira ordem. Para um escoamento típico tais como as simulações aqui apresentadas, devem ser usadas malhas inferiores a 10^{-3} , a fim de garantir a acurácia de segunda ordem no espaço.

Nota-se, no entanto que, para todos os casos apresentados no espaço e no tempo, quando as simulações se aproximam do final do tempo de 10.000s, o passo do tempo não tem o mesmo comportamento quando a simulação está no meio, pressupondo que, ao se aproximar do final da tubulação, o regime começa a se tornar permanente.

Outra consideração a ser feita é que, quanto mais se refina a malha e o tempo, a acurácia aumenta, no entanto, para este tipo de análise, isso não ocorre, provocando um acúmulo de erro, sugerindo-se a ocorrência do efeito de Handoff.

6.3 RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Recomenda-se a continuidade deste trabalho com a introdução de outros dispositivos na tubulação do gasoduto, tais como válvulas e furos e, considerando as mesmas condições do escoamento, anotar o tempo de CPU e acurácia, no espaço e no tempo, do simulador OLGA quando estes dispositivos, válvulas e furos, estiverem em funcionamento.

Outra alternativa seria repetir as simulações considerando a tubulação inclinada e considerando o padrão de escoamento em golfadas.

APÊNDICE A – GRÁFICOS REPRESENTATIVOS DO COMPORTAMENTO DA PRESSÃO, DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA, DA VELOCIDADE DO LÍQUIDO E DA VELOCIDADE DO GÁS PARA $\Delta x = 10\text{m}$ COM $\Delta t=0,01$, $\Delta t=0,1$ E $\Delta t=1$.

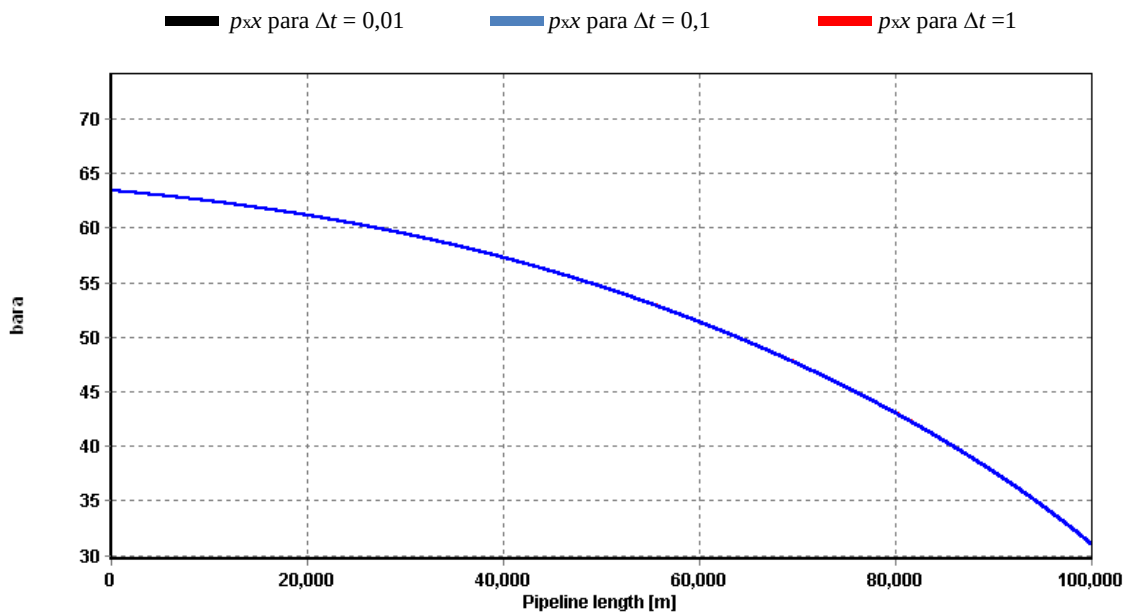


Figura 1A - Comportamento da pressão para a simulação de $\Delta x=10\text{m}$, com valores de $\Delta t =0,01$, $\Delta t=0,1$ e $\Delta t =1$ para o tempo adimensional de $\tau = 0,21$

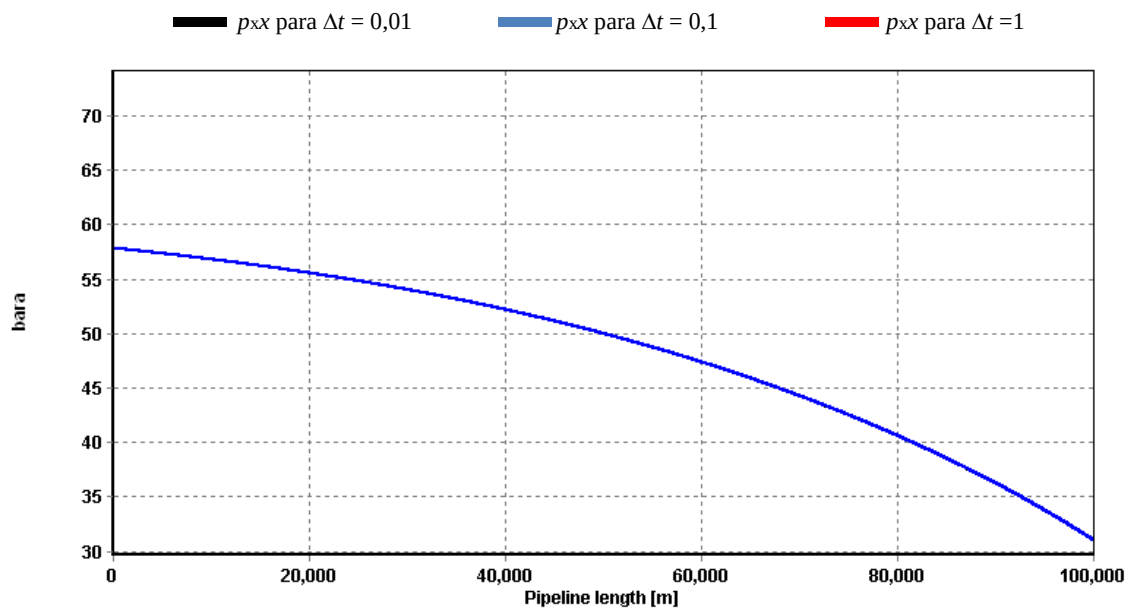


Figura 2A - Comportamento da pressão para a simulação de $\Delta x=10\text{m}$, com valores de $\Delta t=0,01$, $\Delta t=0,1$ e $\Delta t=1$ para o tempo adimensional de $\tau = 0,51$

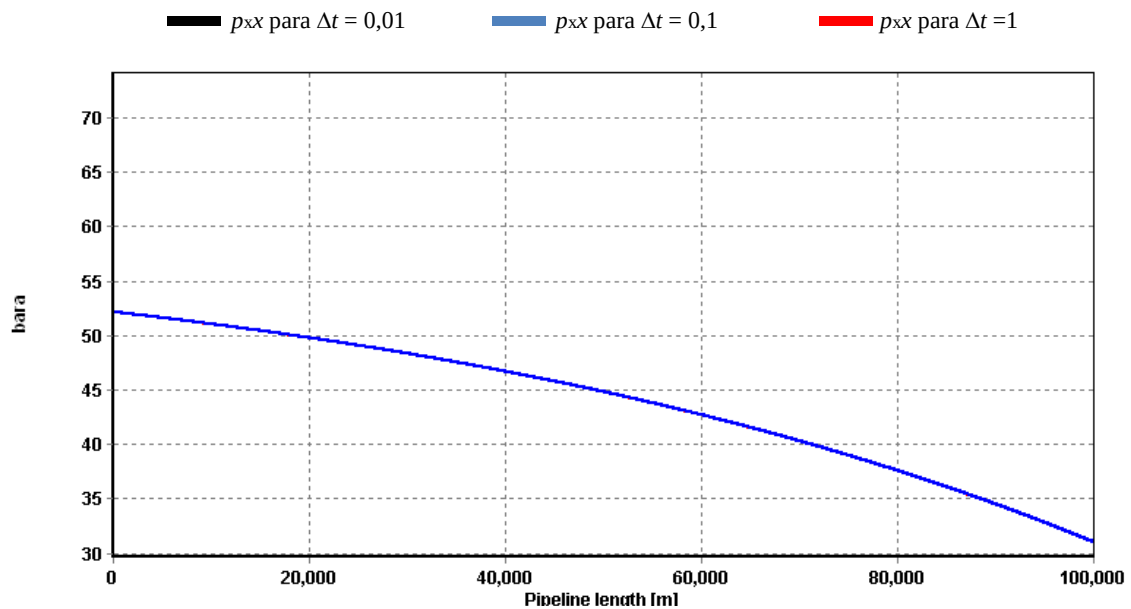


Figura 3A - Comportamento da pressão para a simulação de $\Delta x=10\text{m}$, com valores de $\Delta t=0,01$, $\Delta t=0,1$ e $\Delta t=1$ para o tempo adimensional de $\tau = 1$.

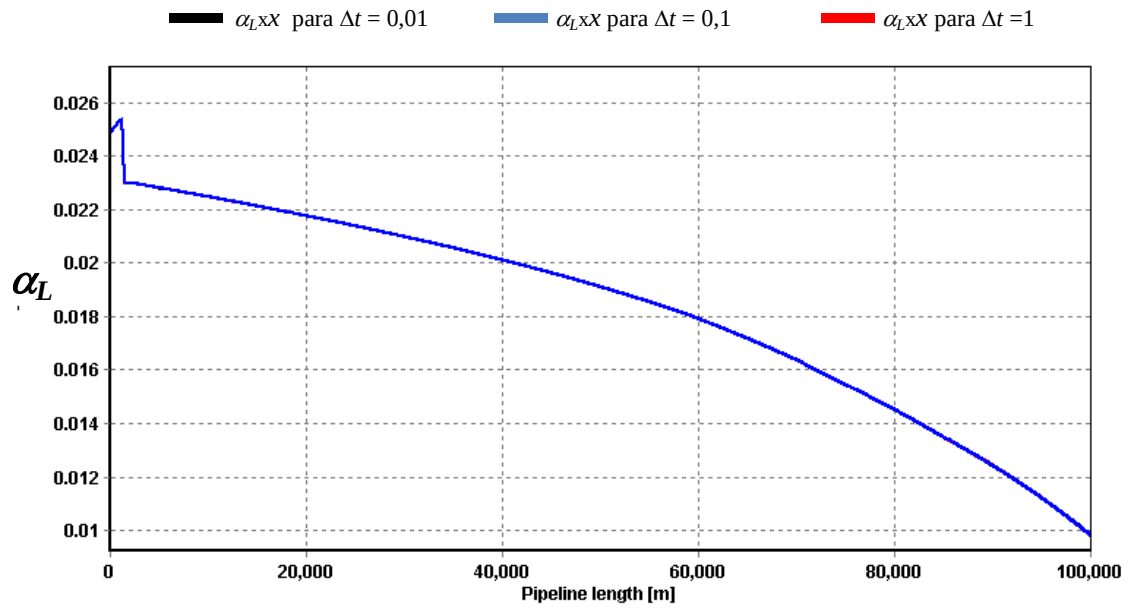


Figura 4A - Comportamento da fração volumétrica do líquido (α_L) para a simulação de $\Delta x = 10\text{m}$, com valores de $\Delta t = 0,01$, $\Delta t = 0,1$ e $\Delta t = 1$ para o tempo adimensional de $\tau = 0,21$.

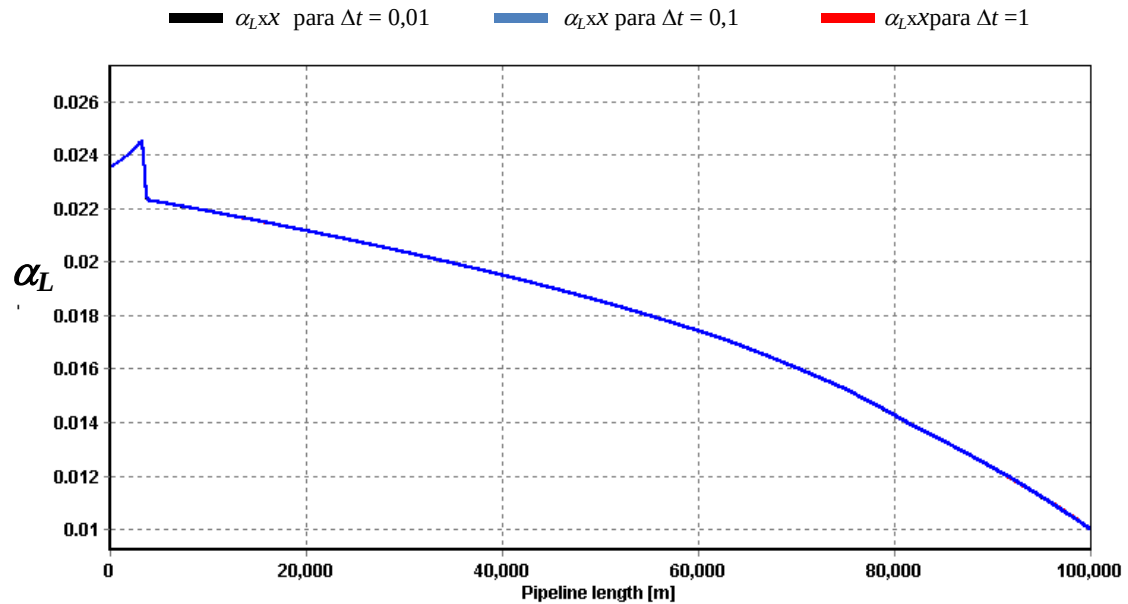


Figura 5A - Comportamento da fração volumétrica do líquido (α_L) para a simulação de $\Delta x = 10\text{m}$, com valores de $\Delta t = 0,01$, $\Delta t = 0,1$ e $\Delta t = 1$ para o tempo adimensional de $\tau = 0,51$.

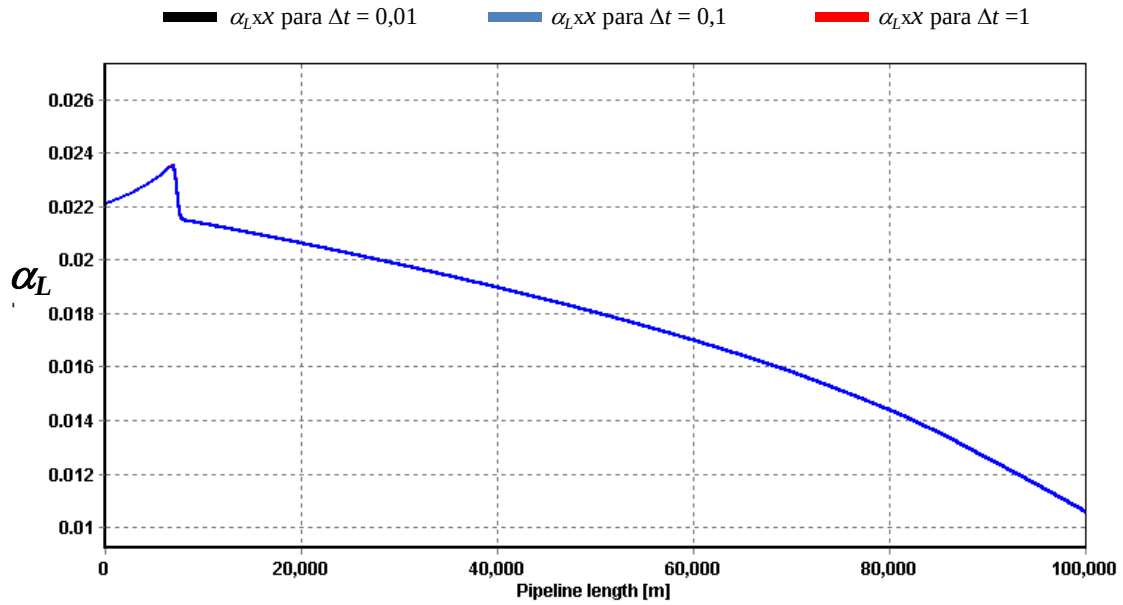


Figura 6A - Comportamento da fração volumétrica do líquido (α_L) para a simulação de $\Delta x=10\text{m}$, com valores de $\Delta t=0,01$, $\Delta t=0,1$ e $\Delta t=1$ para o tempo adimensional de $\tau = 1$.

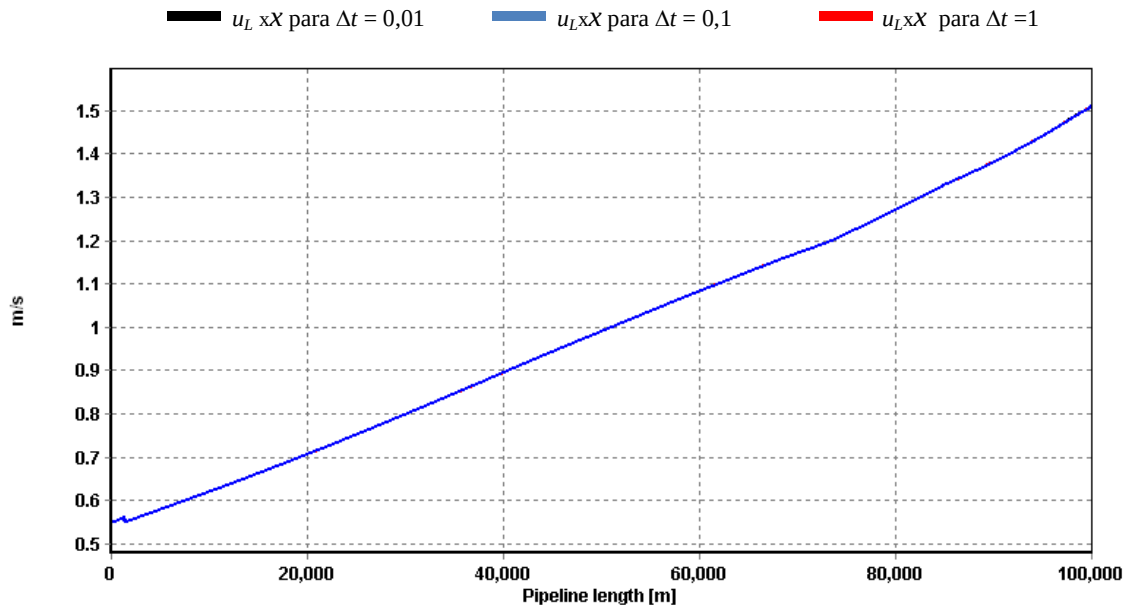


Figura 7A - Comportamento da velocidade do líquido (u_L) para a simulação de $\Delta x=10\text{m}$, com valores de $\Delta t=0,01$, $\Delta t=0,1$ e $\Delta t=1$ para o tempo adimensional de $\tau = 0,21$.

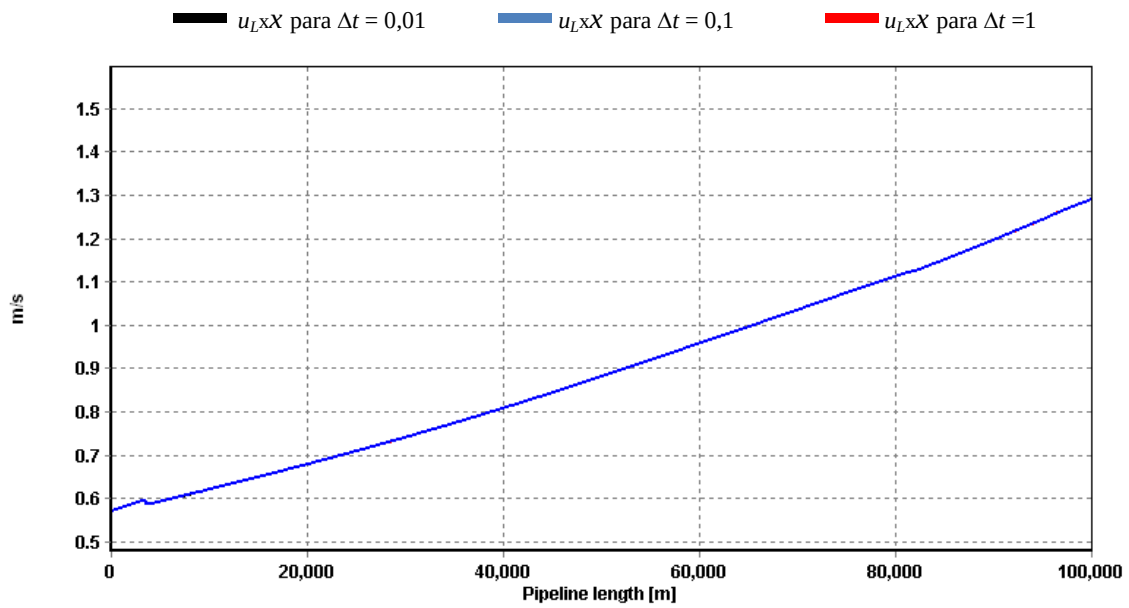


Figura 8A - Comportamento da velocidade do líquido (u_L) para a simulação de $\Delta x=10\text{m}$, com valores de $\Delta t=0,01$, $\Delta t=0,1$ e $\Delta t=1$ para o tempo adimensional de $\tau = 0,51$.

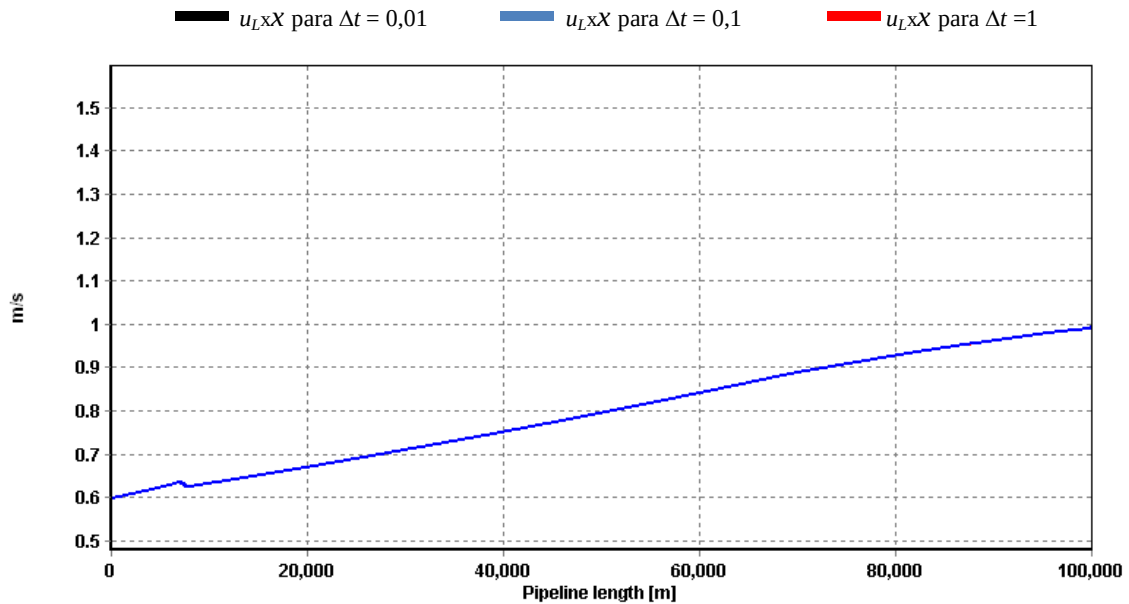


Figura 9A - Comportamento da velocidade do líquido (u_L) para a simulação de $\Delta x=10\text{m}$, com valores de $\Delta t=0,01$, $\Delta t=0,1$ e $\Delta t=1$ para o tempo adimensional de $\tau = 1$.

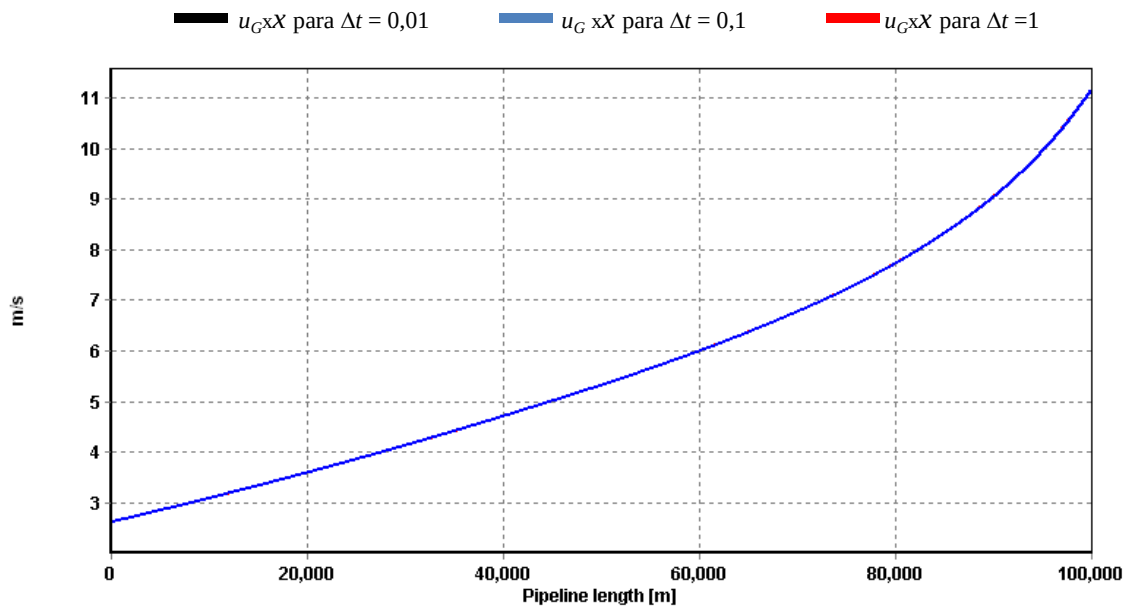


Figura 10A - Comportamento da velocidade do gás (u_G) para a simulação de $\Delta x=10\text{m}$, com valores de $\Delta t=0,01$, $\Delta t=0,1$ e $\Delta t=1$ para o tempo adimensional de $\tau = 0,21$.

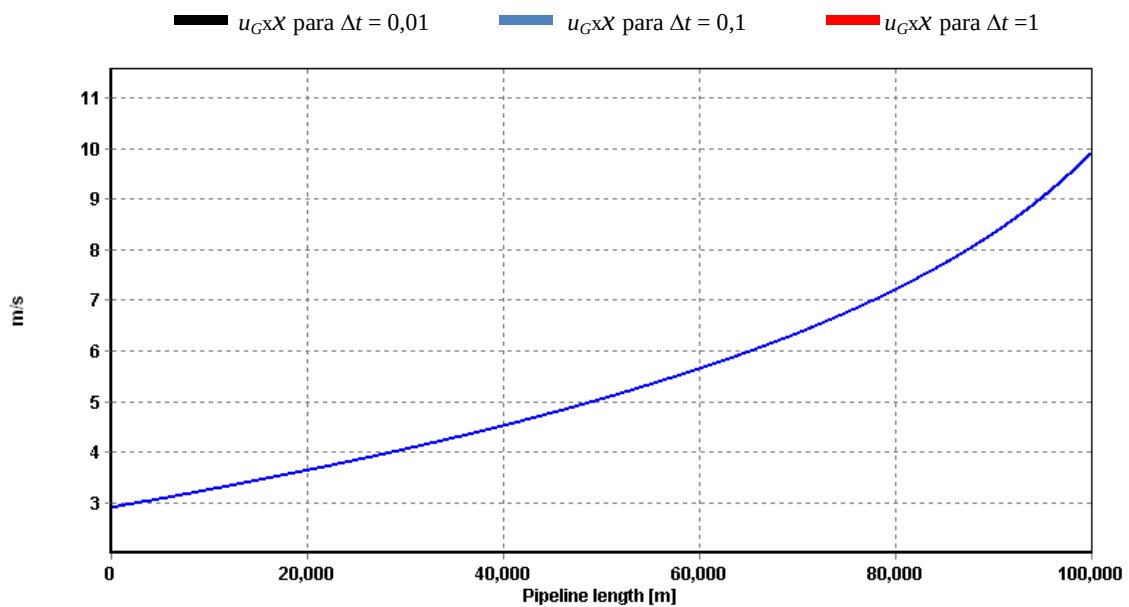


Figura 11A - Comportamento da velocidade do gás (u_G) para a simulação de $\Delta x=10\text{m}$, com valores de $\Delta t=0,01$, $\Delta t=0,1$ e $\Delta t=1$ para o tempo adimensional de $\tau = 0,51$.

APÊNDICE B - GRÁFICOS REPRESENTATIVOS DO COMPORTAMENTO DA PRESSÃO, DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA, DA VELOCIDADE DO LÍQUIDO E DA VELOCIDADE DO GÁS PARA $\Delta t=0,001$ COM $\Delta x = 10\text{m}$, $\Delta x=100\text{m}$, $\Delta x=500\text{m}$ E $\Delta x=1000\text{m}$.

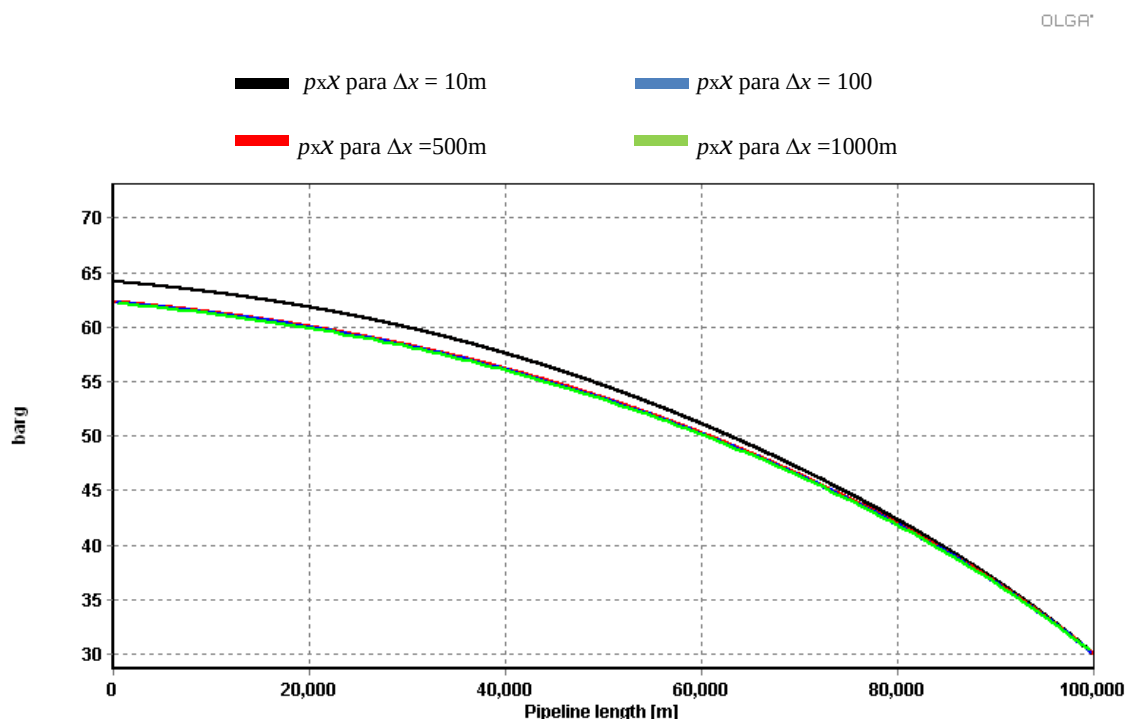


Figura 1B - Comportamento da pressão para a simulação de $\Delta t=0,001\text{s}$, com valores de $\Delta x = 10\text{m}$, $\Delta x=100\text{m}$, $\Delta x = 500\text{m}$ e $\Delta x = 1000\text{m}$ para o tempo adimensional de $\tau = 0,21$

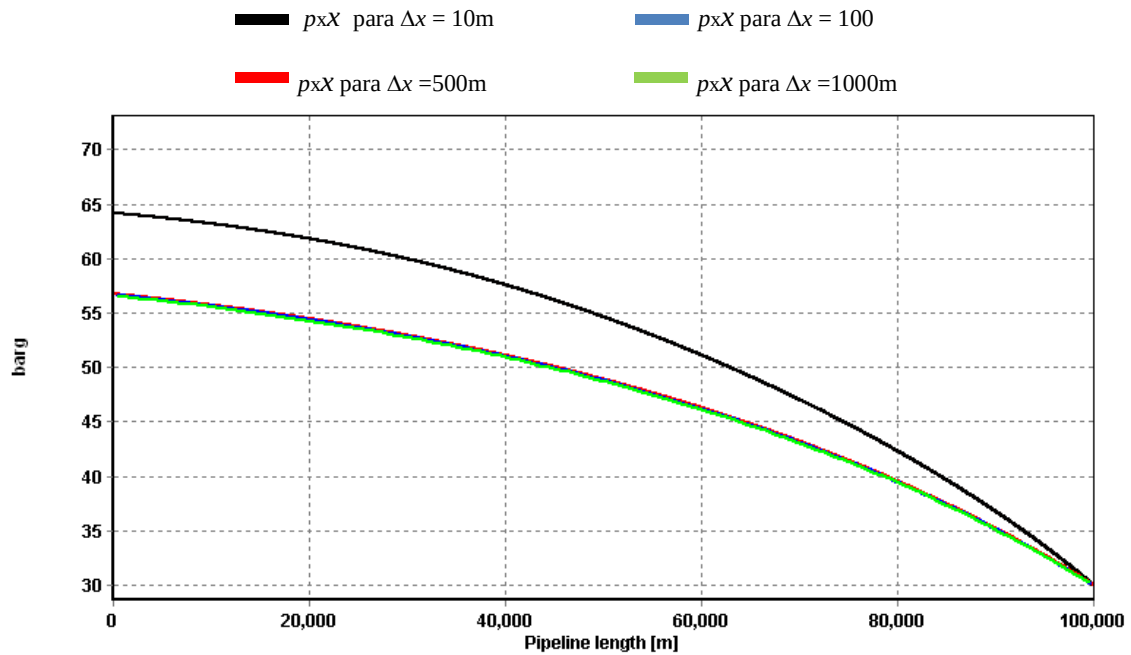


Figura 2B - Comportamento da pressão para a simulação de $\Delta t = 0,001s$, com valores de $\Delta x = 10m$, $\Delta x = 100m$, $\Delta x = 500m$ e $\Delta x = 1000m$ para o tempo adimensional de $\tau = 0,51$

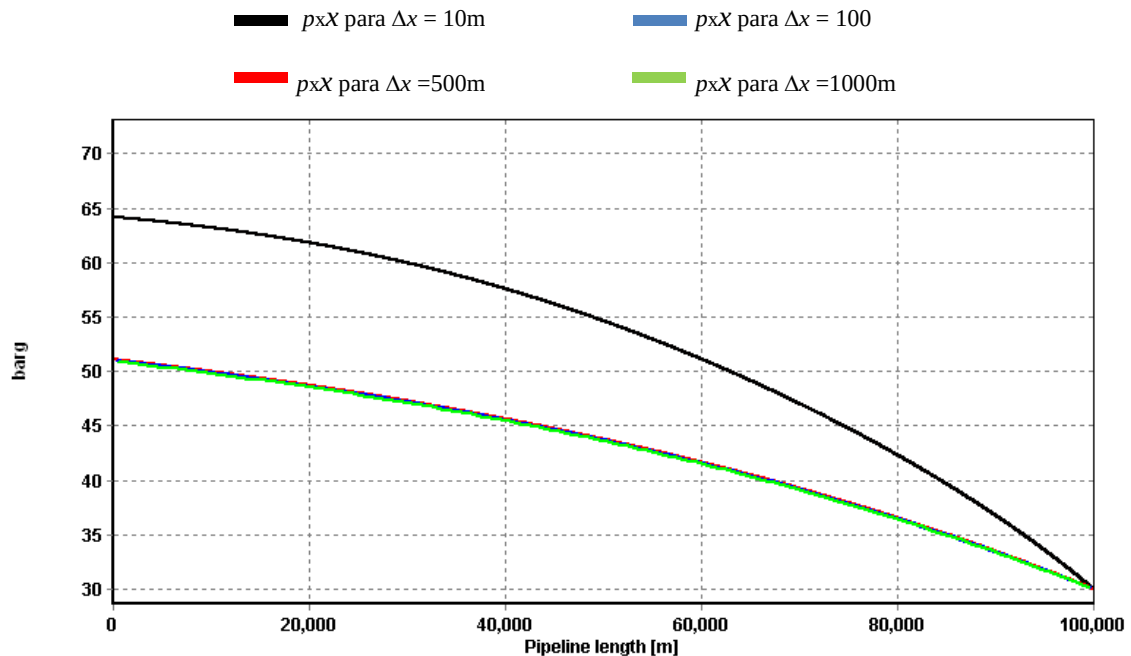


Figura 3B - Comportamento da pressão para a simulação de $\Delta t = 0,001s$, com valores de $\Delta x = 10m$, $\Delta x = 100m$, $\Delta x = 500m$ e $\Delta x = 1000m$ para o tempo adimensional de $\tau = 1$

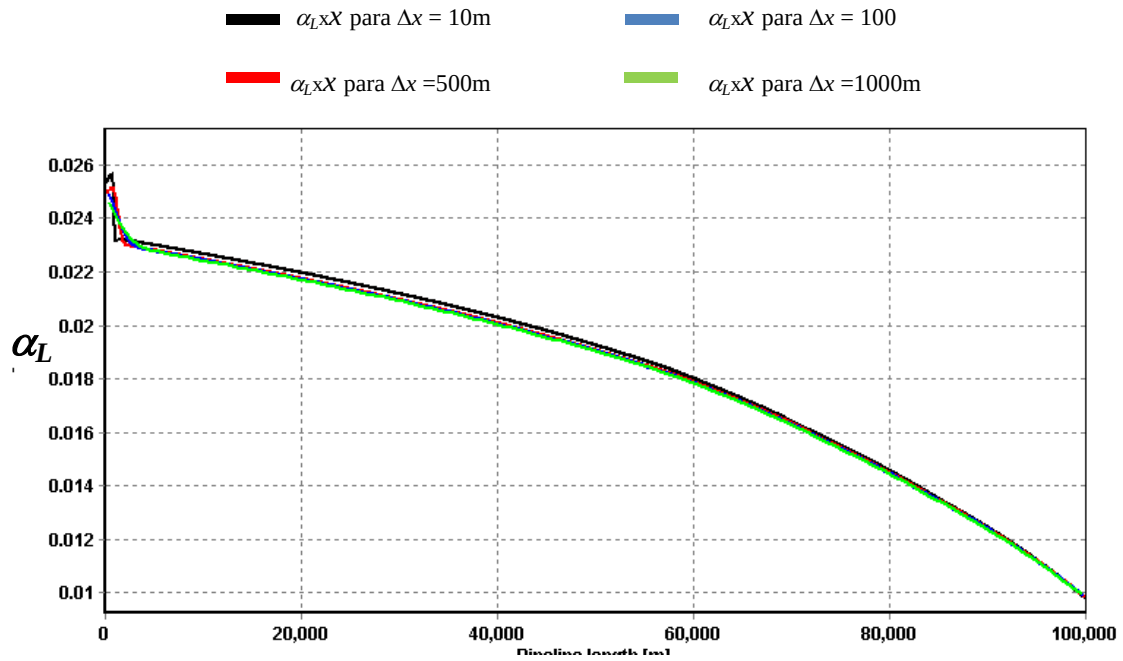


Figura 4B - Comportamento da fração volumétrica do líquido (α_L) para a simulação de $\Delta t=0,001\text{s}$, com valores de $\Delta x=10\text{m}$, $\Delta x=100\text{m}$, $\Delta x=500\text{m}$ e $\Delta x=1000\text{m}$ para o tempo adimensional de $\tau=0,21$.

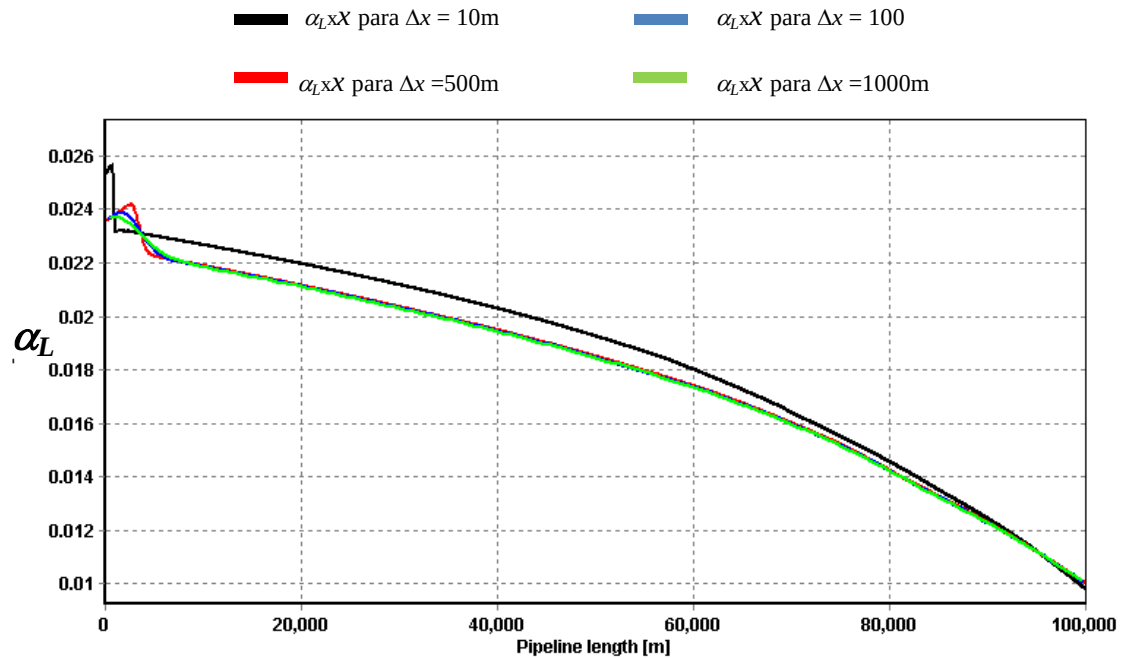


Figura 5B - Comportamento da fração volumétrica do líquido (α_L) para a simulação de $\Delta t=0,001\text{s}$, com valores de $\Delta x=10\text{m}$, $\Delta x=100\text{m}$, $\Delta x=500\text{m}$ e $\Delta x=1000\text{m}$ para o tempo adimensional de $\tau=0,51$.

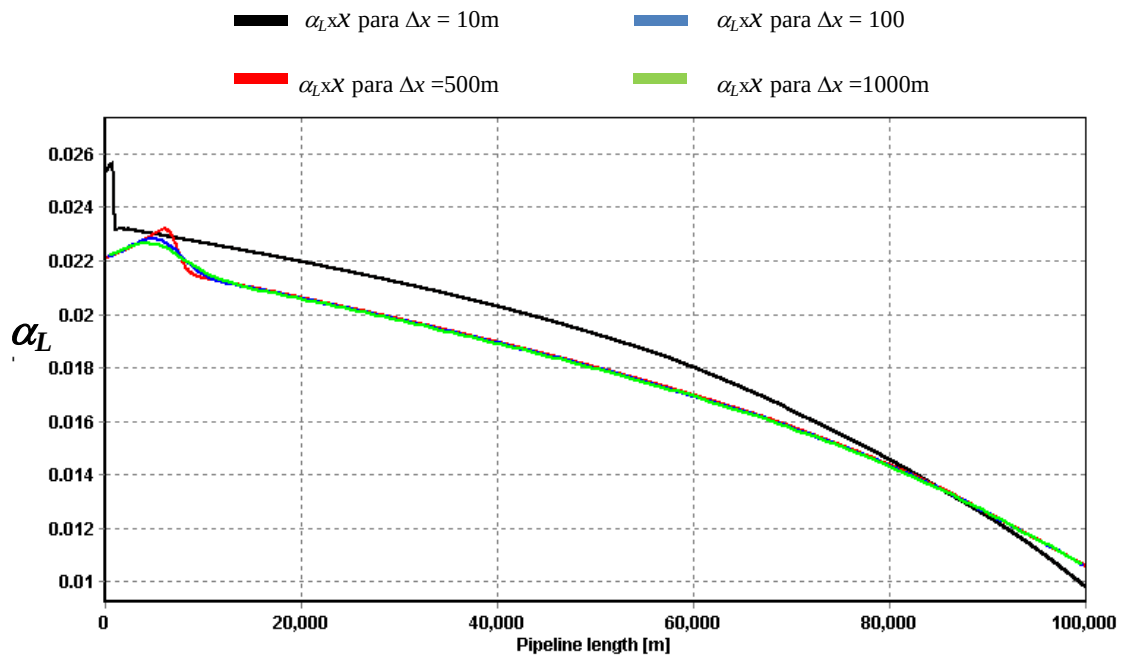


Figura 6B - Comportamento da fração volumétrica do líquido (α_L) para a simulação de $\Delta t=0,001\text{s}$, com valores de $\Delta x=10\text{m}$, $\Delta x=100\text{m}$, $\Delta x=500\text{m}$ e $\Delta x=1000\text{m}$ para o tempo adimensional de $\tau=1$.

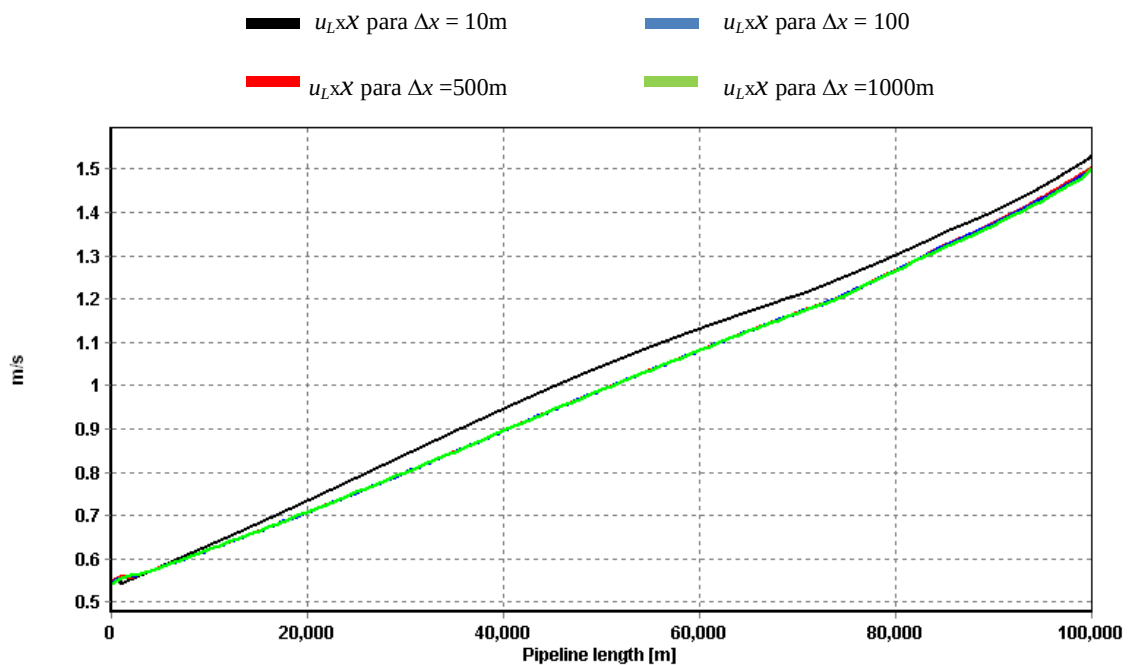


Figura 7B - Comportamento da velocidade do líquido (u_L) para a simulação de $\Delta t=0,001\text{s}$, com valores de $\Delta x=10\text{m}$, $\Delta x=100\text{m}$, $\Delta x=500\text{m}$ e $\Delta x=1000\text{m}$ para o tempo adimensional de $\tau=0,21$.

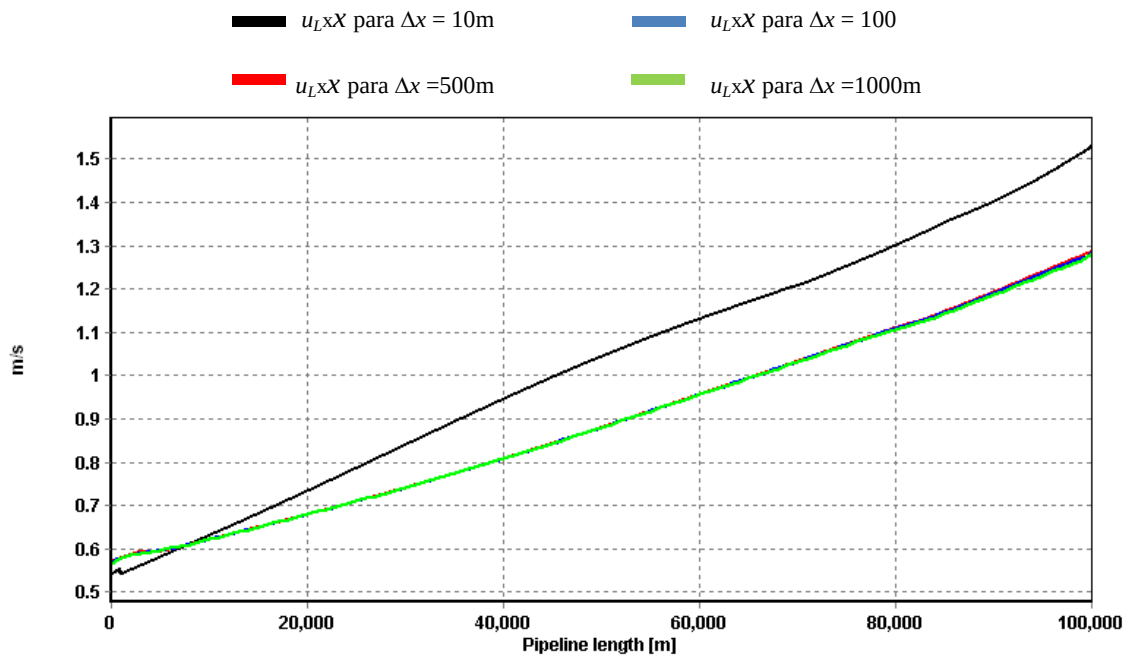


Figura 8B - Comportamento da velocidade do líquido (u_L) para a simulação de $\Delta t=0,001s$, com valores de $\Delta x=10m$, $\Delta x=100m$, $\Delta x=500m$ e $\Delta x=1000m$ para o tempo adimensional de $\tau=0,51$.

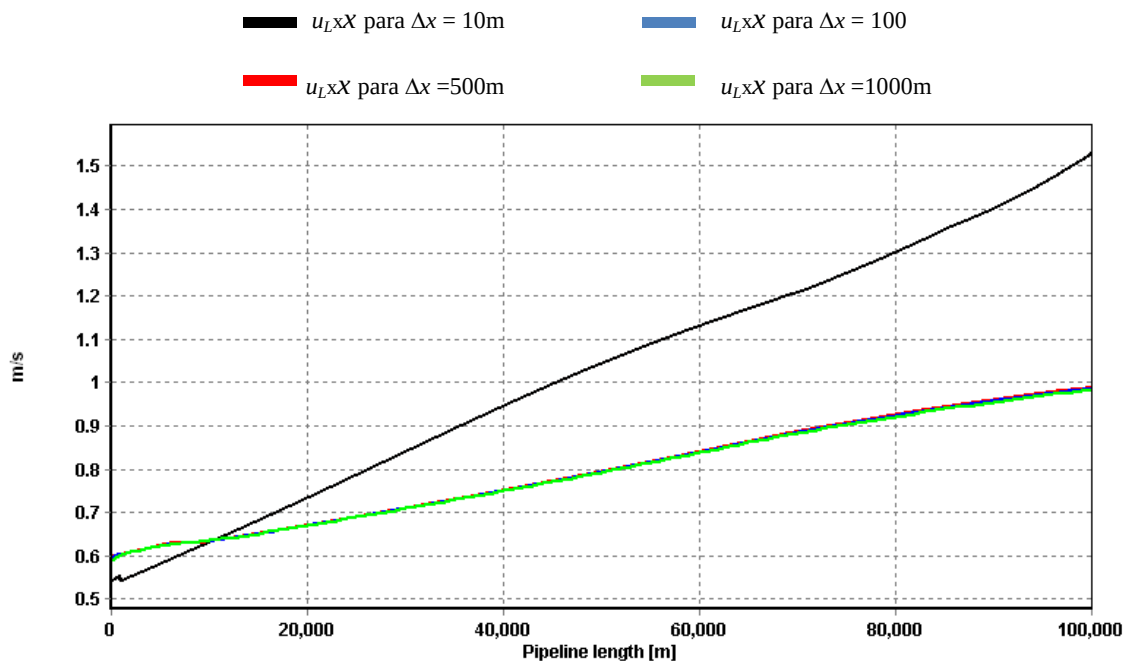


Figura 9B - Comportamento da velocidade do líquido (u_L) para a simulação de $\Delta t=0,001s$, com valores de $\Delta x=10m$, $\Delta x=100m$, $\Delta x=500m$ e $\Delta x=1000m$ para o tempo adimensional de $\tau=1$.

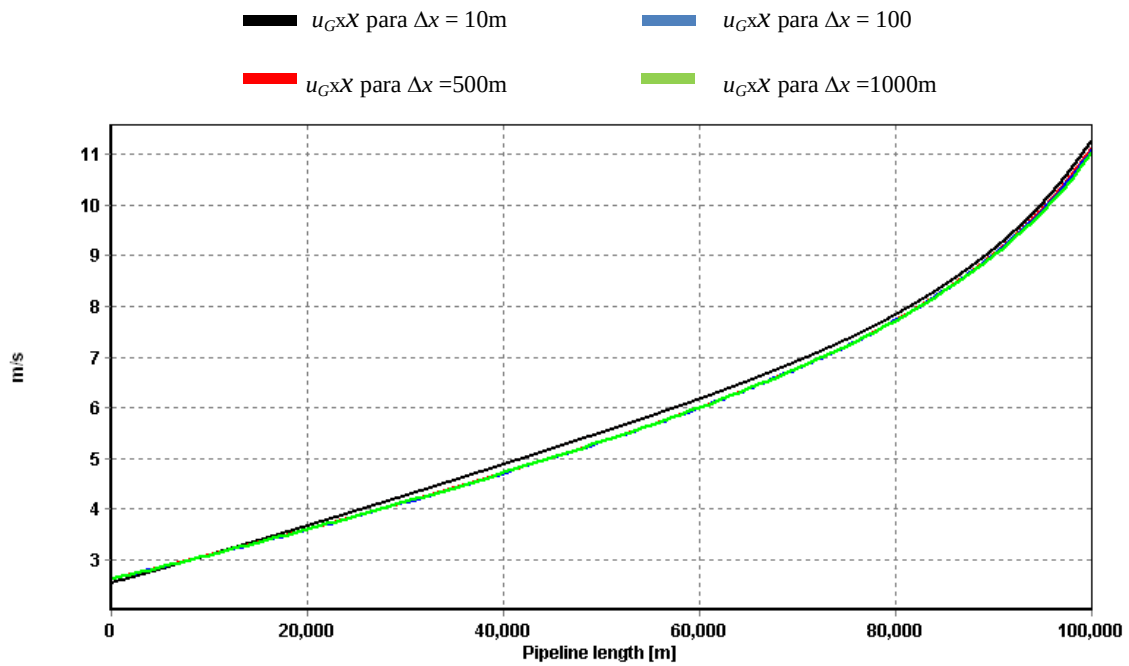


Figura 10B - Comportamento da velocidade do líquido (u_G) para a simulação de $\Delta t=0,001s$, com valores de $\Delta x=10m$, $\Delta x=100m$, $\Delta x=500m$ e $\Delta x=1000m$ para o tempo adimensional de $\tau=0,21$.

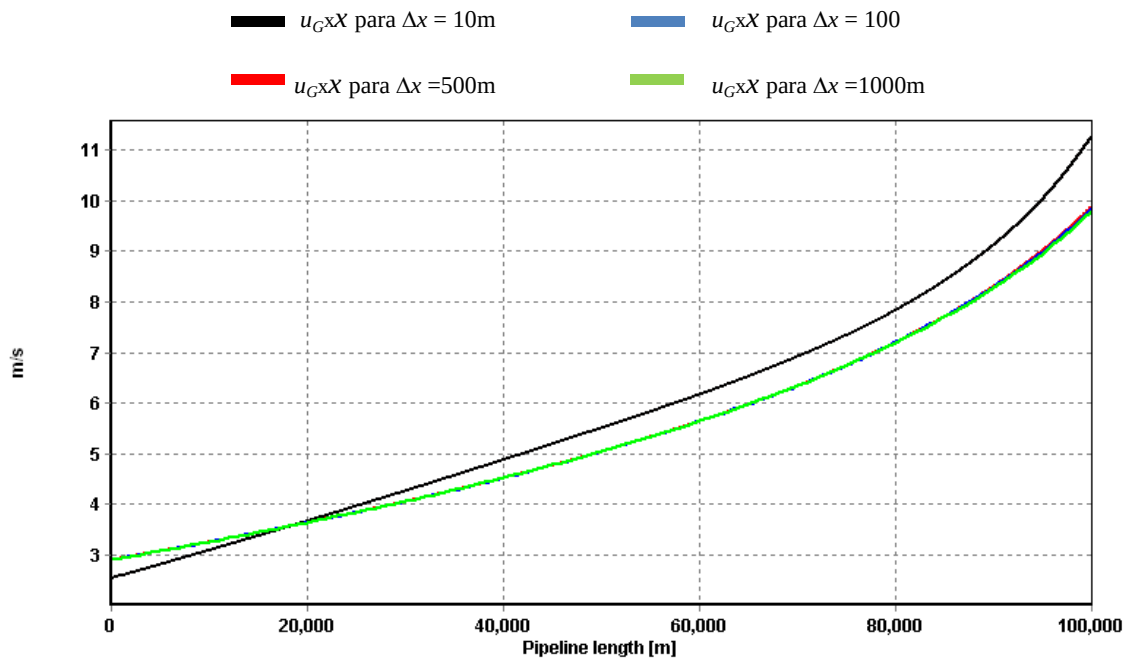


Figura 11B - Comportamento da velocidade do líquido (u_G) para a simulação de $\Delta t=0,001s$, com valores de $\Delta x=10m$, $\Delta x=100m$, $\Delta x=500m$ e $\Delta x=1000m$ para o tempo adimensional de $\tau=0,51$.

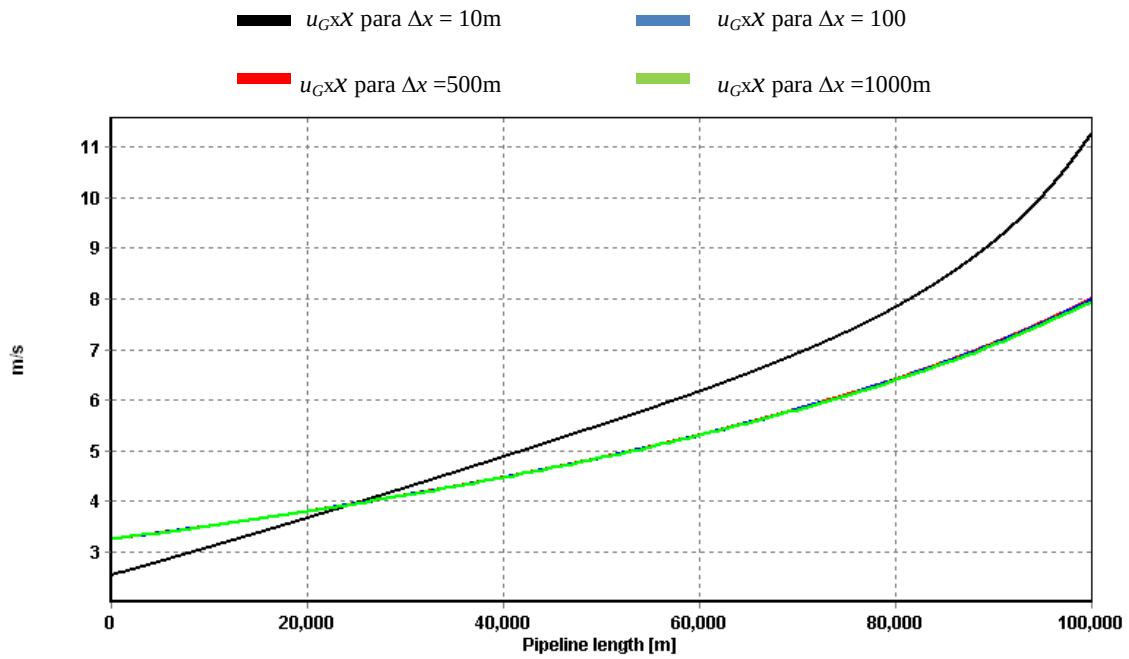


Figura 12B - Comportamento da velocidade do líquido (u_G) para a simulação de $\Delta t = 0,001\text{s}$, com valores de $\Delta x = 10\text{m}$, $\Delta x = 100\text{m}$, $\Delta x = 500\text{m}$ e $\Delta x = 1000\text{m}$ para o tempo adimensional de $\tau = 1$.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ANDREUSSI P, PERSEN, L. N. **Stratified Gas-Liquid Flow in Down-wardly Inclined pipes**. Intl. J. Multiphase Flow (1987) 13, 565-75.

BENDIKSEN K. H., MALNES D., MOE R., and NULAND S., **The Dynamic Two-Fluid Model OLGA: Theory and Application**. SPE Production Engineering, pp. 171-180, May, 1991.

BONIZZII, K. M., ISSA R. I., AND KEMPF, M. H. W., 2001, "Modeling of gás entrainment in horizontal slug flow". **Proceedings of the ICMF 2001 Conference**, USA.

BOOK D. L., BORIS J. P., AND HAIN K., 1975. "Flux-Corrected Transport II. Generalizations of the Method". **Journal of Computational Physics**, v.18, pp.248-283.

BORIS J. P. AND BOOK D. L., 1976. "Solution of Continuity Equation by the Method of Flux-Corrected Transport II. **Journal of Computational Physics**, v.16, pp.85-129.

FABRE J., LINE A., AND PERESSON L., 1989, "Two-Fluid/Two-Flow-Pattern Model for Transient Gas-Liquid Flow in Pipes". **4th BHRA Multiphase Flow International Conference**, Cranfiel University, London, UK, pp. 269-289, June.

FIGUEIREDO A, BUENO D, BATISTA R, RACHID F and BODSTEIN G. "A accuracy study of the flux-corrected transport numerical method applied to transient two-phase flow simulation in gas pipelines". **Proceedings of the 2012 9th International Pipeline Conference – IPC 2012**. Calgary, Alberta, Canada. September, 2012.

CORRADINI M. L., **Fundamental of Multiphase Flows**. Department of Engineering Physics, University of Wiscosin, 1997. The Internet link for this book is <http://wins.engr.wisc.edu/teaching/mpfBook/node1.html>.

DREW D. A. AND PASSMAN S. L., **Theory of Multicomponent Fluids**. Applied Mathematical Sciences, 135, Berlim, Springer, 1999.

FABRE J., LINE A., AND PERESSON L., "Two-Fluid/Two-Flow-Pattern Model for Transient Gas-Liquid Flow in Pipes". **4th BHRA Multiphase Flow International Conference**, Cranfiel University, London, UK, pp. 269-289, June. 1989.

FIGUEIREDO, Aline Barbosa, 2010. **Validação teórica de uma modelagem para escoamentos bifásicos em gasodutos com duas equações de conservação para cada fase**. Dissertação de M.Sc. COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

HEWITT, G.F., **Prediction of Multiphase Flow: A Personal View**, Multiphase Science and Technology, v. 15, n. 1-4, p. 289-292, 2003.

ISHII, M., 1975, **Thermo-fluid dynamic theory of two-phase flow**. Paris: Eyrolles.

ISHII M. AND MISHIMA K., “Two-Fluid Model and Hydrodynamic Constitutive Relations”. **Nuclear Engineering and Design**, v. 82, pp. 107-126, 1984.

ISHII M., HIBIKI T., **Thermo-Fluid Dynamics of Two-Phase Flow**. 1 ed. New York, Springer Science, 2006.

ISSA R. I. AND KEMPF M. H. W., “Simulation of slug flow in horizontal and nearly horizontal pipes with the two-fluid model”. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 29, pp. 69-95, 2003.

MALNES, D. **Slip Relations and Momentum Equations in Two-Phase Flow**. IFE Report EST-1, Kjeller, 1979.

MASELLA J. M., TRAN Q. H, FERRE D., AND PAUCHON C., 1998, “Transient simulation of two-phase flows in pipes”. **International Journal Multiphase Flow**, v. 24, pp. 739-755.

MOODY, L. F, 1944, "Friction factors for pipe flow". **Transactions of the ASME**, Vol. 66.

MORI Y., HIJIKATA K. AND OHMORI T., 1976, “Propagation of a pressure wave in two-phase flow with very high void fraction”. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 2, pp. 453-464.

OMGBA-ESSAMA C., **Numerical Modelling of Transient Gas-Liquid Flows (Application to Stratified & Slug Flow Regimes)**. Ph.D. dissertation, School of Engineering Applied Mathematics and Computing Group, Cranfield University, London, UK, 2004.

ROSA, Eugênio S. **Escoamento multifásico isotérmico**. 1 ed. São Paulo, Artmed Editora S.A, 2012.

SOUSA, Jaime Neiva Miranda de., 2010. **Modelagem e Simulação de Escoamento Multifásico em Dutos de Produção de Óleo e Gás**. Tese de D.Sc. COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

SHARMA Y., SCOGGINS JR. M. W., SHOHAM O., AND BRILL J. P., 1985, “Simulation of transient two-phase flow in pipelines”. **2nd International Conference on Multi-Phase Flow**, Paper C4, London, England, UK, 19-21 June.

SCANDPOWER, 2012, **OLGA Multiphase Flow Simulator**, version 5, www.sptgroup.com.

SCANDPOWER, 2012, **OLGA Multiphase Flow Simulator**, version 6, www.sptgroup.com.

SCANDPOWER, 2012, **OLGA Multiphase Flow Simulator**, version 7, www.sptgroup.com.

SCANDPOWER PETROLEUM GROUP, 2010, <http://www.sptgroup.com>, Houston, USA.

SPALDING D. B., **Numerical Computation of Multi-phase Fluid Flow and Heat Transfer**. C. Taylor and K. Morgan (eds.), Recent Advances in Numerical Methods in Fluid, v. 1, pp. 139-167, 1980.

TAITEL Y., AND DUKLER A. E., 1976, "A model For Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near-Horizontal Gas-Liquid Flow". **AIChE Journal**, v. 22, n. 1, pp. 47-55, Jan.

WALLIS, G. B. **Annular Two-Phase Flow, Part 1: A Simple Teory**. J. Basic Eng. 1970.