

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA E DE MATERIAIS
NÚCLEO DE ESCOAMENTOS MULTIFÁSICOS

CARLOS LANGE BASSANI

**MODELAGEM DO ESCOAMENTO TRIFÁSICO SÓLIDO-LÍQUIDO-
GÁS EM GOLFADAS ACOPLANDO TRANSFERÊNCIA DE CALOR E
MASSA COM A FORMAÇÃO DE HIDRATOS**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

CURITIBA

2017

CARLOS LANGE BASSANI

**MODELAGEM DO ESCOAMENTO TRIFÁSICO SÓLIDO-LÍQUIDO-
GÁS EM GOLFADAS ACOPLANDO TRANSFERÊNCIA DE CALOR E
MASSA COM A FORMAÇÃO DE HIDRATOS**

Dissertação de Mestrado apresentada como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia, do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais, Área de Concentração em Engenharia Térmica, do Departamento de Pesquisa e Pós-Graduação, do Campus de Curitiba-CT, UTFPR.

Orientador: Prof. Dr. Rigoberto E.M. Morales

Co-orientador: Prof. Amadeu K. Sum, PhD

CURITIBA

2017

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação

B317m Bassani, Carlos Lange
2016 Modelagem do escoamento trifásico sólido-líquido-gás em golfadas acoplando transferência de calor e massa com a formação de hidratos / Carlos Lange Bassani.-- 2017.
148 p.: il.; 30 cm.

Texto em português, com resumo em inglês.
Dissertação (Mestrado) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Pós-graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais. Área de Concentração em Engenharia Térmica, Curitiba, 2017.
Bibliografia: p. 116-122.

1. Engenharia mecânica - Dissertações. 2. Escoamento. 3. Hidratos. 4. Escoamento multifásico - Modelagem. 5. Escoamento em golfadas. 6. Calor - Transmissão. 7. Engenharia térmica. I. Melgarejo Morales, Rigoberto Eleazar. II. Sum, Amadeu K.. III. Universidade Tecnológica Federal do Paraná - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais. IV. Título.

CDD: Ed. 22 -- 620.1

Biblioteca Ecoville da UTFPR, Câmpus Curitiba

TERMO DE APROVAÇÃO

CARLOS LANGE BASSANI

**MODELAGEM DO ESCOAMENTO TRIFÁSICO SÓLIDO-LÍQUIDO-GÁS EM
GOLFADAS ACOPLANDO TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA COM A
FORMAÇÃO DE HIDRATOS**

Esta Dissertação foi julgada para a obtenção do título de Mestre em Engenharia, área de concentração em Mecânica dos Fluidos, e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais.

Prof. Paulo César Borges, Dr.

Coordenador do Programa

Banca Examinadora

Prof. Rigoberto E. M. Morales, Dr.

PPGEM/UTFPR

Prof. Luiz F. de Lima Luz Junior, Dr.

PPGEQ/UFPR

Prof. Moisés A. Marcelino Neto, Dr.

PPGEM/UTFPR

Curitiba, 20 de Fevereiro de 2017

AGRADECIMENTOS

Agradeço ao financiamento cedido pelo CNPq e pela PETROBRAS, sem o qual seria impossível a realização deste trabalho; ao Prof. Rigoberto Morales, pelas orientações, pelas oportunidades oferecidas dentro do NUEM no envolvimento com projetos em paralelo, com alunos de IC, TCC e mestrado, e pelas oportunidades de participação em congressos e viagens técnicas; ao Prof. Amadeu Sum, pelas valiosas contribuições técnicas durante a minha estadia no CSM; ao pesquisador Fausto Barbuto, pelo seu comprometimento com o meu trabalho e pelas lições de engenharia e de inglês ao longo dos últimos anos; aos meus colegas de trabalho, especialmente ao Rubens Fernandes, que sempre esteve pronto para escutar minhas angústias em relação ao futuro acadêmico; aos meus pais, que sempre proporcionaram o ambiente correto para minha educação; e à minha namorada, pela paciência e apoio.

“As vezes os meus dias são de par em par, procurando agulha no palheiro.”

Cazuza

RESUMO

BASSANI, C.L.; 2017. *Modelagem do Escoamento Trifásico Sólido-Líquido-Gás em Golfadas Acoplando Transferência de Calor e Massa com a Formação de Hidratos*. Dissertação de Mestrado, Núcleo de Escoamentos Multifásicos, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba.

Resumo. O bloqueio de linhas de produção devido à formação de hidratos é uma das principais preocupações na garantia do escoamento em operações de produção de óleo e gás devido aos altos custos associados às paradas de produção. Os hidratos são formados pelo aprisionamento de moléculas de gás em uma gaiola de moléculas de água formada por ligações de hidrogênio. As condições de alta pressão e baixa temperatura necessárias para a formação de hidratos são frequentemente encontradas em cenários de produção no mar, sendo que o escoamento em golfadas é considerado o padrão de escoamento predominante. O presente trabalho utiliza uma abordagem em regime permanente para modelar a formação de dispersões homogêneas de hidrato-em-água durante o escoamento em golfadas em tubulações horizontais. O consumo das fases para a formação de hidratos é estimado em função da área interfacial gás-água e da temperatura de subresfriamento do sistema. O modelo de escoamento em golfadas é acoplado com: (i) termos de transferência de massa para recalcular as velocidades das estruturas das golfadas e (ii) termos de geração de calor, visto que a formação de hidratos é um processo exotérmico. O modelo foi implementado em linguagem *Fortran90*, utilizando lógica nodal de marcha. Comparações do modelo com dados experimentais da literatura apresentam desvios de aproximadamente $\pm 20\%$. O modelo foi utilizado para analisar os efeitos da formação de hidratos sobre a hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento em golfadas, analisando: velocidades (superficiais e das estruturas do escoamento em golfadas), pressão, temperatura, coeficiente de transferência de calor e geometria da célula unitária do escoamento em golfadas (comprimento das regiões características e frações de fase). O modelo também foi utilizado para analisar a influência das condições de entrada do escoamento (velocidade superficial da mistura, razão de líquido/mistura, pressão, uso de inibidores químicos) e de geometria da tubulação (diâmetro interno, espessura da parede, condutividade da parede) que retardam a formação de hidratos. Ao final, a influência da deposição de camadas de hidratos sobre o escoamento em golfadas (pressão, temperatura, velocidades, geometria da geometria da célula unitária) é analisado.

Palavras-chave: garantia de escoamento, hidratos, modelagem de escoamentos multifásicos, escoamento trifásico sólido-líquido-gás em golfadas, transferência de calor e massa.

ABSTRACT

BASSANI, C.L.; 2017. *A Three-Phase Solid-Liquid-Gas Slug Flow Mechanistic Model Coupling Hydrate Formation with Heat and Mass Transfer*. Master Thesis, Multiphase Flow Research Center, Federal University of Technology – Paraná, Curitiba, Brazil.

Abstract. Hydrate formation is one of the main flow assurance concerns in offshore oil and gas production due to the high cost of production interruptions or impairments. Hydrates are formed by the imprisonment of gas molecules into hydrogen bonded cages of water molecules. The high pressure and low temperature conditions needed for hydrate formation are frequently found in offshore production scenarios, where slug flow is often the prevailing flow regime. The present work uses a steady-state approach for modeling homogeneous hydrate-in-water dispersion formation on horizontal slug flow in pipelines. The consumption of the phases during hydrate formation is estimated by a kinetic model in terms of the gas-water interfacial surface and the subcooling of the system. The slug flow model is coupled with: (i) mass transfer terms so as to recalculate the velocities of the slug flow structures and (ii) heat generation terms, since hydrate formation is an exothermic process. Comparisons of the model with experimental data present an average deviation of $\pm 20\%$. The model was used to analyze the effects brought by hydrate formation over the slug flow hydrodynamics and heat transfer, analyzing: velocities (superficial and structure velocities), pressure, temperature, heat transfer coefficient and unit cell geometry (region lengths and phase fractions). The model was also used to analyze the influence of the pipe inlet conditions (mixture superficial velocity, liquid loading, pressure, use of chemical inhibitors) and of the pipeline geometry (internal diameter, wall width, wall thermal conductivity) in delaying hydrate formation. Finally, the influence of hydrate deposits on the slug flow behavior (pressure, temperature, velocities, unit cell geometry) is analyzed.

Keywords: flow assurance, hydrates, multiphase flow modeling, three-phase solid-liquid-gas slug flow, heat and mass transfer.

SUMÁRIO

LISTA DE TABELAS	xiv
LISTA DE SÍMBOLOS	xv
1 INTRODUÇÃO	1
1.1 Objetivos	6
1.2 Justificativa	7
1.3 Estrutura do trabalho	8
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	10
2.1 Modelos de escoamento em golfadas	10
2.2 Efeitos da formação de hidratos sobre o escoamento em golfadas	18
2.3 Considerações finais	22
3 MODELAGEM MATEMÁTICA	23
3.1 Caracterização do problema	23
3.2 Hipóteses simplificadoras	25
3.3 Taxa de formação de hidratos (modelo cinético)	26
3.4 Velocidades superficiais (conservação da massa)	28
3.5 Velocidade das estruturas (conservação da massa)	29
3.6 Geometria da célula unitária (modelo de bolha)	31
3.7 Frações reais de líquido e de hidrato	33
3.8 Queda de pressão (conservação da quantidade de movimento)	35
3.9 Temperatura da mistura (conservação da energia)	37
3.9.1 Variação da energia dentro do volume de controle	38
3.9.2 Fluxo de energia nas superfícies de controle (<i>scooping</i> térmico)	39
3.9.3 Troca de calor com a parede	40
3.9.4 Geração de calor durante a formação de hidratos	41
3.9.5 Distribuição de temperatura da mistura	41
3.9.6 Coeficiente de transferência de calor da mistura	42
3.9.7 Temperatura na parede (condição de contorno)	43
3.10 Considerações finais	45
4 IMPLEMENTAÇÃO NUMÉRICA E VALIDAÇÃO	47
4.1 Implementação numérica	47
4.2 Validação do modelo	50
4.2.1 Teste de malha (distância crítica entre nós)	51
4.2.2 Validação da hidrodinâmica e transferência de calor	52
4.2.3 Validação da formação de hidratos	59
4.2.4 Considerações finais	61
5 INFLUÊNCIA DA FORMAÇÃO DE DISPERSÕES DE HIDRATOS SOBRE O ESCOAMENTO EM GOLFADAS	63
5.1 Influência da formação de dispersões de hidratos na temperatura	63
5.2 Influência da formação de dispersões de hidratos no coeficiente de transferência de calor	65

5.3	Influência da formação de dispersões de hidratos na pressão	66
5.4	Influência da formação de dispersões de hidratos na velocidade superficial das fases	68
5.5	Influência da formação de dispersões de hidratos na velocidade das estruturas	71
5.6	Influência da formação de dispersões de hidratos na frequência do escoamento em golfadas	73
5.7	Influência da formação de dispersões de hidratos nas frações de fase	74
5.8	Influência da formação de dispersões de hidratos no comprimento regiões da célula unitária	76
5.9	Influência da formação de dispersões de hidratos na geometria da célula unitária	77
6	INFLUÊNCIA DAS CONDIÇÕES DE ENTRADA E DA GEOMETRIA DA TUBULAÇÃO NA FORMAÇÃO DE HIDRATOS	80
6.1	Influência da velocidade superficial da mistura na formação de hidratos	81
6.2	Influência da razão líquido/mistura na formação de hidratos	85
6.3	Influência do diâmetro interno da tubulação na formação de hidratos	90
6.4	Influência da resistência térmica da parede na formação de hidratos	92
6.5	Influência da pressão e do uso de inibidores químicos na formação de hidratos	94
7	INFLUÊNCIA DA DEPOSIÇÃO DE CAMADAS de HIDRATOS SOBRE O ESCOAMENTO EM GOLFADAS	95
7.1	Influência da deposição de camadas de hidratos na velocidade da mistura	99
7.2	Influência da deposição de camadas de hidratos na pressão	99
7.3	Influência da deposição de camadas de hidratos na transferência de calor	101
7.4	Influência da deposição de camadas de hidratos na geometria da célula unitária	104
7.5	Considerações finais	107
8	CONCLUSÕES	108
8.1	Sugestões para trabalhos futuros	110
	PRODUÇÃO CIENTÍFICA REFERENTE AO TRABALHO	112
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	116
	APÊNDICE A – COMPILAÇÃO DE CORRELAÇÕES EXPERIMENTAIS PARA O FECHAMENTO E VALIDAÇÃO DO MODELO	123
	APÊNDICE B – AVALIAÇÃO DE PROPRIEDADES	131

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 – Desenho esquemático de uma instalação <i>offshore</i> para produção de petróleo.	2
Figura 1.2 - Mapa de fluxo para escoamento bifásico horizontal de ar e água seguindo o modelo de Taitel e Dukler (1976) (CNTP, 2” de diâmetro interno).	3
Figura 1.3 – Célula unitária do escoamento em golfadas.	4
Figura 1.4 – (a) Plugue de hidrato recebido na plataforma após uma operação de limpeza da linha de gás, (b) gaiolas e estruturas cristalinas dos hidratos e (c) diagrama pressão vs. temperatura de uma linha de produção de óleo e gás (linha contínua) e curvas de equilíbrio para a formação de hidratos com diferentes concentrações de inibidor químico (linhas pontilhadas). Adaptado de Sloan et al. (2011).	5
Figura 2.1 – Etapas da formação de hidratos em uma mistura de óleo, água e gás. Adaptado de Davies (2009).	19
Figura 2.2 – Padrões de escoamento de hidratos dispersos no líquido em função da fração de hidratos. Traduzido de Joshi (2012).	21
Figura 3.1 – Caracterização do problema, demonstrando condições de entrada e de contorno da tubulação e o passo-a-passo da solução para a geometria da célula unitária, as três equações de conservação e o modelo cinético de formação de hidratos.	24
Figura 3.2 – Volume de controle para o balanço de massa na célula unitária.	30
Figura 3.3 – Volume de controle na célula unitária para aplicação da conservação da quantidade de movimento.	35
Figura 3.4 – Volume de controle para o balanço de energia.	38
Figura 3.5 – Resistências térmicas associadas ao fluxo de calor na parede da tubulação.	44
Figura 4.1 – Algoritmo de solução do modelo.	50
Figura 4.2 – Teste de malha para encontrar a distância crítica entre nós.	52
Figura 4.3 – Comparação modelo de geometria da célula unitária com dados experimentais de Rodrigues (2015) para: (a) o comprimento da bolha, (b) o comprimento do pistão, (c) o comprimento da célula unitária, (d) a fração de gás na bolha alongada e (e) a fração de líquido na célula unitária. (f) Fração de líquido na célula unitária comparada com correlações experimentais (BEGGS e BRILL, 1973; CHISHOLM, 1967).	55
Figura 4.4 – Comparação modelo de queda de pressão com: (a) dados experimentais (LIMA, 2009; NAIDEK et al., 2017) e (b) correlações experimentais (CHISHOLM, 1967; GARCÍA et al., 2007).	57
Figura 4.5 – Comparação modelo para o gradiente de temperatura com dados experimentais de Lima (2009).	58
Figura 4.6 – Comparação do modelo para o coeficiente de transferência de calor da mistura com: (a) dados experimentais (LIMA, 2009) e (b) correlações experimentais (KIM e GHAJAR, 2006) e modelos da literatura (FRANÇA et al., 2008).	58
Figura 4.7 – Comparação do perfil de temperatura com os dados experimentais de Joshi (2012) e com o modelo transiente de deslizamento de Zerpa et al. (2013).	60

- Figura 5.1 – Distribuição de temperatura e fração de hidratos ao longo da tubulação para o escoamento em golfadas com e sem formação de hidratos. 64
- Figura 5.2 – Diagrama pressão vs. temperatura para o escoamento em golfadas com e sem formação de hidratos, plotado em relação à curva de equilíbrio de formação de hidratos. 65
- Figura 5.3 – Coeficiente de transferência de calor da mistura ao longo da tubulação para o escoamento em golfadas com e sem formação de hidratos. 66
- Figura 5.4 – Distribuição de: (a) pressão e (b) viscosidade da dispersão ao longo da tubulação para o escoamento em golfadas com e sem formação de hidratos. 68
- Figura 5.5 – (a) Velocidades superficiais das fases e da mistura ao longo da tubulação para o escoamento em golfadas com e sem formação de hidratos. Detalhes para as velocidades superficiais: (b) do gás, (c) do líquido e da dispersão, (d) dos hidratos, (e) da mistura. (f) Razão entre as velocidades superficiais da dispersão e da mistura. 69
- Figura 5.6 – Velocidade das estruturas do escoamento em golfadas ao longo da tubulação. Linhas contínuas representam casos com formação de hidratos e linhas tracejadas representam casos sem formação de hidratos. 72
- Figura 5.7 – Frequência do escoamento em golfadas ao longo da tubulação para os casos com e sem formação de hidratos. 73
- Figura 5.8 – Fração volumétrica média das fases ao longo da tubulação. Linhas contínuas representam casos com formação de hidratos e linhas tracejadas representam casos sem formação de hidratos. 75
- Figura 5.9 – Comprimentos característicos das regiões da célula unitária do escoamento em golfadas ao longo da tubulação. Linhas contínuas representam casos com formação de hidratos e linhas tracejadas representam casos sem formação de hidratos. 77
- Figura 5.10 – Geometria da célula unitária do escoamento em golfadas: (a) na entrada e (b) na saída da tubulação para os casos com e sem formação de hidratos. 78
- Figura 6.1 – Sensibilidade do modelo à velocidade superficial da mistura na entrada para: (a) temperatura, (b) coeficiente de transferência de calor, (c) pressão e (d) fração média de hidratos. 82
- Figura 6.2 – Sensibilidade da geometria da célula unitária à velocidade superficial da mistura: (a) na entrada da tubulação e (b) na saída da tubulação. 84
- Figura 6.3 – Sensibilidade do modelo à razão líquido/mistura para: (a) temperatura, (b) coeficiente de transferência de calor, (c) pressão e (d) fração média de hidratos. 87
- Figura 6.4 – Sensibilidade do modelo à razão líquido/mistura para: (a) fator de intermitência e (b) velocidade superficial da mistura. 87
- Figura 6.5 – Sensibilidade da geometria da célula unitária à razão líquido/mistura: (a) na entrada da tubulação e (b) na saída da tubulação. 89
- Figura 6.6 – Sensibilidade do modelo ao diâmetro interno da tubulação para: (a) temperatura, (b) coeficiente de transferência de calor da mistura, (c) pressão, (d) fração média de hidratos, (e) comprimento da bolha e (f) comprimento do pistão. 91
- Figura 6.7 – Sensibilidade da distribuição de temperatura da mistura à resistência térmica da parede – ou seja, uso de materiais isolantes e de maiores espessuras da parede. 93

- Figura 6.8 – Sensibilidade à pressão de entrada e ao uso de inibidores químicos (metanol) para: (a) distribuição de temperatura e (b) fração de hidratos. 94
- Figura 7.1 – Formação de uma camada de hidratos na parede interna da tubulação. 96
- Figura 7.2 – Distribuição da velocidade superficial da mistura ao longo da tubulação para diferentes espessuras de camadas de hidratos depositadas na parede interna da tubulação. 100
- Figura 7.3 – Distribuição ao longo da tubulação de: (a) pressão e (b) gradiente de pressão para diferentes espessuras de camadas de hidratos depositadas na parede interna da tubulação. 100
- Figura 7.4 – Distribuição da temperatura da mistura ao longo da tubulação para diferentes espessuras de camadas de hidratos depositadas na parede interna da tubulação. 102
- Figura 7.5 – Distribuição ao longo da tubulação: (a) do coeficiente de transferência de calor da mistura (i.e., da convecção interna) e (b) do coeficiente de transferência de calor global para diferentes espessuras de camadas de hidratos depositadas na parede interna da tubulação. 103
- Figura 7.6 – Diagrama pressão *vs.* temperatura para diferentes espessuras de camadas de hidratos depositadas na parede interna da tubulação. 103
- Figura 7.7 – Distribuição ao longo da tubulação: (a) da velocidade de translação da célula unitária e (b) da frequência do escoamento em golfadas para diferentes espessuras de camadas de hidratos depositadas na parede interna da tubulação. 105
- Figura 7.8 – Geometria da célula unitária: (a) antes da deposição e (b) após a deposição para as diferentes espessuras de camadas de hidratos. 106
- Figura A.1 – Seção transversal da tubulação na região da bolha alongada. 129

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Modelos para escoamento em golfadas*.	15
Tabela 3.1 – Frações volumétricas de líquido e hidrato no filme, no pistão e na célula unitária utilizando a hipótese de não deslizamento dos hidratos em relação ao líquido.	34
Tabela 3.2 – Resumo das principais equações do modelo.	46
Tabela 4.1 – Parâmetros de entrada do modelo.	48
Tabela 4.2 – Valores dos parâmetros de entrada para avaliação do modelo.	51
Tabela 4.3 – Dados experimentais da literatura para validação do modelo.	53
Tabela 4.4 – Erros percentuais do modelo.	62
Tabela 6.1 – Parâmetros utilizados para avaliar a sensibilidade da formação de hidratos às condições de entrada do escoamento e à geometria da tubulação.	80
Tabela 7.1 – Análise de sensibilidade do escoamento em golfadas à deposição de camadas de hidratos.	107
Tabela A.1 – Valores de C_0 e C_1 para cálculo da velocidade de translação da célula unitária, eq. (A.1)*.	124
Tabela A.2 – Correlações para a frequência do escoamento em golfadas*.	125
Tabela A.3 – Compilação de correlações experimentais da literatura para o fechamento e validação do modelo.	127
Tabela A.4 – Tensão de cisalhamento das estruturas da célula unitária.	129
Tabela A.5 – Relações geométricas para escoamento em golfadas horizontal.	130

LISTA DE SÍMBOLOS

Letras romanas

A	Área da seção transversal do tubo	$[m^2]$
C_0, C_1	Constantes para cálculo da velocidade de translação da bolha	$[-]$
c	Calor específico	$[J/(kg.K)]$
D	Diâmetro da tubulação	$[m]$
D_H	Diâmetro hidráulico	$[m]$
dm_G/dt	Taxa de consumo de gás durante a formação de hidratos	$[kg/s]$
dm_L/dt	Taxa de consumo de líquido durante a formação de hidratos	$[kg/s]$
dm_H/dt	Taxa de formação de hidratos	$[kg/s]$
Eo	Número de Eötvös	$[-]$
f	Fator de atrito	$[-]$
$freq$	Frequência de passagem da célula unitária	$[Hz]$
Fr	Número de Froude	$[-]$
F_0, F_1	Constantes para o cálculo da fração de líquido no pistão	$[-]$
g	Aceleração da gravidade	$[m/s^2]$
h	Coefficiente de transferência de calor	$[W/(m^2.K)]$
h^G	Coefficiente de transferência de calor global	$[W/(m^2.K)]$
Δh_H	Entalpia de formação de hidratos	$[J/kg]$
H_{LB}	Altura do filme de líquido	$[m]$
j	Velocidade superficial de uma fase	$[m/s]$
J	Velocidade superficial da mistura	$[m/s]$
k	Condutividade térmica	$[W/(m.K)]$
k_1	Constante experimental do modelo cinético	$[kg/(m^2.s.K)]$
k_2	Constante experimental do modelo cinético	$[K]$
L	Comprimento	$[m]$
\dot{m}	Vazão mássica	$[kg/s]$
\dot{m}_z	Vazão mássica de <i>scooping</i> /Troca de massa entre duas células unitárias	$[kg/s]$
M	Massa molar	$[g/mol]$
n	Índice do nó	$[-]$
Nu	Número de Nusselt	$[-]$
P	Pressão	$[Pa]$
Pr	Número de Prandtl	$[-]$
\dot{Q}	Calor trocado	$[W]$
R	Fração de fase	$[-]$
Re	Número de Reynolds	$[-]$
S	Perímetro molhado	$[m]$
t	Tempo	$[s]$
T	Temperatura	$[K]$
T_H^{eq}	Temperatura de equilíbrio na formação de hidrato	$[K]$
U	Velocidade	$[m/s]$
V	Velocidade relativa	$[m/s]$
∇	Volume	$[m^3]$
z	Coordenada axial da tubulação	$[m]$
Z	Fator de compressibilidade do gás	$[-]$

Letras Gregas

α	Ângulo de molhado pelo filme de líquido	[rad]
β	Fator de intermitência	[-]
γ	Inclinação da tubulação	[rad]
η_H	Número de hidratação	[kmol de H ₂ O/kmol de gás]
κ	Fator de <i>scooping</i> térmico	[-]
μ	Viscosidade dinâmica	[Pa.s]
ρ	Massa específica	[kg/m ³]
σ	Tensão superficial	[N/m]
τ	Tensão de cisalhamento	[Pa]
ϕ	Referente à fase ($\phi = L; G; H$)	[-]
ψ	Referente à região da célula unitária ($\psi = B; S$)	[-]

Índices

$(\tilde{\circ})_L$	Referente à dispersão
<i>atm</i>	Atmosférica
<i>B</i>	Região da bolha
<i>eq</i>	Equilíbrio
<i>ext</i>	Referente ao meio externo à tubulação
<i>f</i>	Frente
<i>i</i>	Entrada da tubulação (do inglês, <i>inlet</i>). Exceções: f_i e A_i , que indicam respectivamente o fator de atrito e a área da interface entre o líquido e o gás.
<i>G</i>	Gás. Exceção: h^G , de coeficiente de transferência de calor global.
<i>GB</i>	Gás na região da bolha alongada
<i>GS</i>	Gás no pistão (bolhas dispersas)
<i>H</i>	Hidrato
<i>HB</i>	Hidrato disperso no filme de líquido
<i>HS</i>	Hidrato disperso no pistão de líquido
<i>L</i>	Líquido
<i>LB</i>	Líquido na região da bolha alongada
<i>LS</i>	Líquido no pistão
<i>m</i>	Mistura
<i>r</i>	Traseira (do inglês, <i>rear</i>)
<i>S</i>	Região do pistão de líquido (do inglês, <i>slug</i>)
<i>sub</i>	Subresfriamento
<i>T</i>	Referente à velocidade de translação da célula unitária
<i>U</i>	Célula unitária
<i>W</i>	Parede (do inglês, <i>wall</i>)

Siglas

CNTP	Condições Normais de Temperatura e Pressão
FPSO	Unidade flutuante de produção, armazenamento e transferência (do inglês, <i>Floating Production Storage and Offloading</i>)
NUEM	Núcleo de Escoamentos Multifásicos
SC	Superfície de controle
VC	Volume de controle

1 INTRODUÇÃO

Diversos são os cenários onde ocorre o escoamento de uma mistura com mais de uma fase. O transporte de sedimentos em rios e a movimentação de massas térmicas na atmosfera terrestre são exemplos de escoamentos multifásicos na natureza. Em aplicações industriais, o escoamento multifásico é encontrado em geradores de vapor, em condensadores e no transporte de misturas em tubulações. Os principais estudos de escoamento multifásico têm como objetivo o resfriamento de microcomponentes, o resfriamento de usinas nucleares e o transporte de óleo e gás. Este último é o cenário no qual o presente trabalho se concentra.

No Brasil no ano de 2014, 92,5% do petróleo produzido foi proveniente de produção no mar¹ (ANP, 2015). Nesses casos, o petróleo encontra-se aprisionado em um meio poroso abaixo do leito marítimo que, quando perfurado, constitui o que é chamado de poço (Figura 1.1). Na cabeça do poço é instalada a *Árvore de Natal*, um conjunto de válvulas que fornece o acesso do poço às linhas de produção e às linhas auxiliares. As linhas auxiliares são utilizadas principalmente para a injeção de gás como método de elevação artificial, processo conhecido como *gas lift*. Já as linhas de produção são utilizadas para transportar o petróleo até uma plataforma ou *Unidade Flutuante de Produção, Armazenamento e Transferência*². As linhas de produção se estendem por longas distâncias horizontais, com leves mudanças de direção que seguem o leito marítimo, e uma tubulação ascendente, conhecido como *riser*.

Entretanto, o petróleo não é o único fluido extraído dos reservatórios no mar. Pelas linhas de produção normalmente escoam uma mistura composta de óleo, gás, areia e água salina. A areia provoca erosão no duto e pode se acumular em cotovelos ou acessórios da tubulação, ocasionando aumento da perda de carga. Já a água, quando misturada ao óleo, pode formar emulsões, mudando o comportamento químico e reológico da fase líquida. Finalmente, a presença de frações de gás acima de 10% impossibilita o uso de bombas para elevação artificial da mistura sem uma prévia separação das fases (GAMBOA e PRADO, 2012). Além disso, a interação da fase gasosa com a fase líquida influi nas distribuições de velocidade, pressão e temperatura da mistura.

Um dos grandes desafios do NUEM – Núcleo de Escoamentos Multifásicos, grupo pertencente à UTFPR – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, é modelar o

¹ Produção *offshore*.

² FPSO - *Floating Production Storage and Offloading*.

comportamento hidrodinâmico e de transferência de calor do escoamento bifásico líquido-gás em tubulações. O conhecimento do arranjo das fases e de como elas escoam na tubulação, assim como sua distribuição de velocidades, pressão e temperatura, possibilita o dimensionamento de tubulações, de Bombas Centrífugas Submersas (BCS's) e de Vasos Separadores de Petróleo (VASP's).

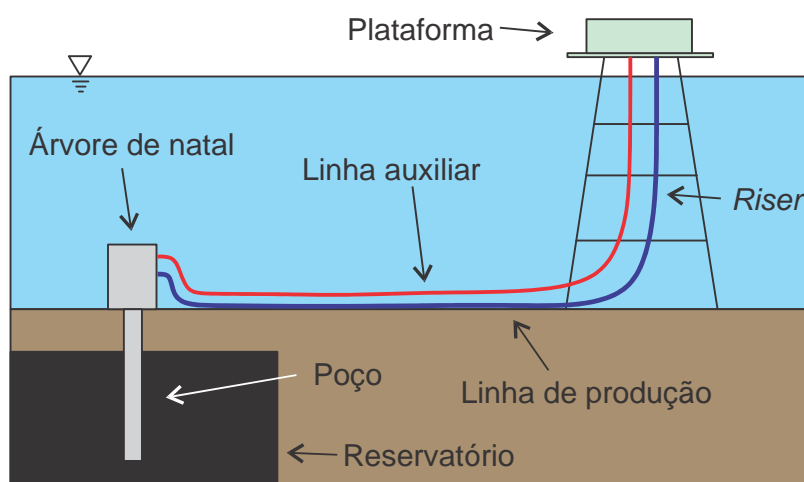


Figura 1.1 – Desenho esquemático de uma instalação *offshore* para produção de petróleo.

As interfaces entre as fases líquida e gasosa podem se distribuir de diversas maneiras dentro da tubulação. A essa distribuição das interfaces dá-se o nome de *padrão de escoamento*. Os padrões de escoamento líquido-gás comumente encontrados em tubulações horizontais são ilustrados na Figura 1.2. Vários estudos foram conduzidos a fim de identificar o padrão de escoamento existente para um determinado par de fluidos em uma tubulação com inclinação e diâmetro definidos (BARNEA, 1987; BARNEA et al., 1982; MANDHANE et al., 1974; TAITEL e DUKLER, 1976). Estes estudos resultaram nos chamados *mapas de fluxo*, os quais delineiam as fronteiras entre os padrões de escoamento, usualmente em função das vazões das fases. A Figura 1.2 apresenta o mapa de fluxo de Taitel e Dukler (1976), os quais usam as velocidades superficiais das fases³ como eixos para o mapa.

Percebe-se, da Figura 1.2, que o escoamento em golfadas ocorre em uma ampla faixa central de velocidades superficiais de líquido e gás. Além disso, esta faixa de velocidades é coincidente com a faixa de operação das linhas de petróleo e gás⁴, e portanto o escoamento

³ Velocidade que a fase teria caso ela escoasse sozinha na tubulação. A ser definido no Capítulo 2, eq. (2.4).

⁴ As linhas de produção normalmente são projetadas para velocidades superficiais da mistura entre 2 e 3 m/s, que geralmente representam o padrão golfadas. Velocidades de mistura muito elevadas são evitadas devido à erosão da parede da tubulação, visto que normalmente existe

em golfadas é tido como o padrão de escoamento mais frequentemente encontrado neste tipo de operação. Em função disto, diversos autores trabalharam em caracterizar experimentalmente (AL-SAIF, 2015; BUENO, 2010; CAMARGO, 1991; CASTILLO, 2013; LIMA, 2009; OLIVEIRA, 2013; RODRIGUES, 2015; ROGERO, 2009) e modelar matematicamente (BARNEA e TAITEL, 1993; BASSANI et al., 2016b; MEDINA, 2011; MEDINA et al., 2010; NYDAL e BANERJEE, 1996; RAO, 2013; RODRIGUES, 2009; RODRIGUES et al., 2006; SIMÕES et al., 2014; TAITEL e BARNEA, 1990a) este tipo de escoamento⁵.

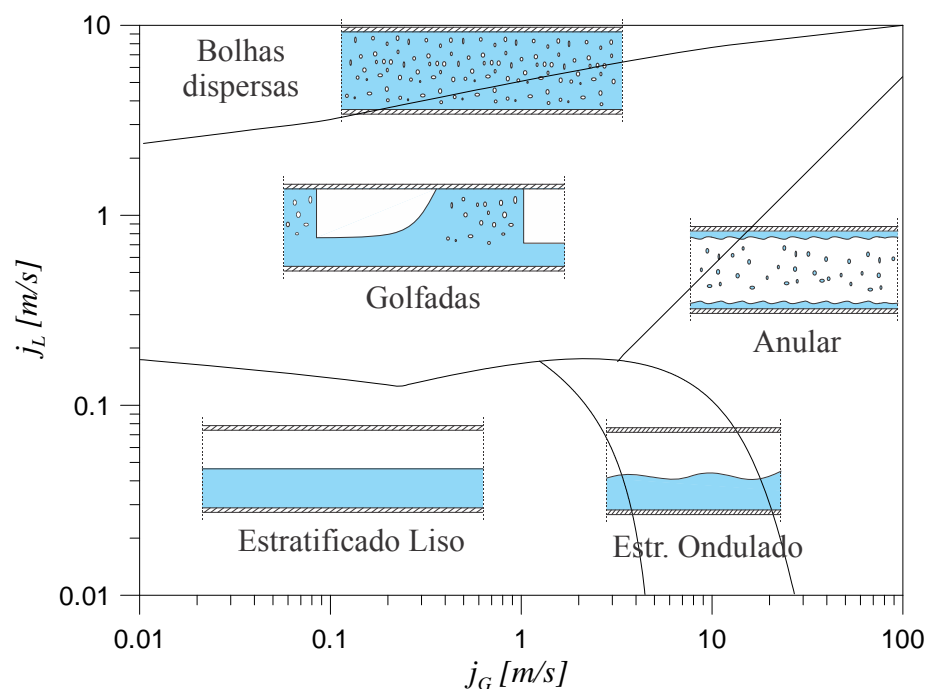


Figura 1.2 - Mapa de fluxo para escoamento bifásico horizontal de ar e água seguindo o modelo de Taitel e Dukler (1976) (CNT, 2" de diâmetro interno).

O escoamento em golfadas é caracterizado pela propagação intermitente das chamadas *células unitárias*⁶ (WALLIS, 1969). Uma célula unitária é composta de duas regiões bem definidas, o *pistão* e a *bolha alongada*. Cada uma destas regiões contém seu próprio comprimento e fração de fase. A cada fase dentro de cada região da célula unitária dá-se o nome de *estrutura do escoamento*. Conforme indicado na Figura 1.3, o escoamento bifásico

produção de sólidos (areia). O limite inferior para a velocidade da mistura está atrelado à vazão de produção, a qual possui um valor mínimo para que o empreendimento seja rentável.

⁵ As referências sublinhadas são trabalhos desenvolvidos no NUEM/UTFPR.

líquido-gás em golfadas possui quatro estruturas bem definidas: o líquido do pistão, as bolhas de gás dispersas no pistão, o gás na bolha alongada e o filme de líquido que escoou abaixo da bolha alongada.

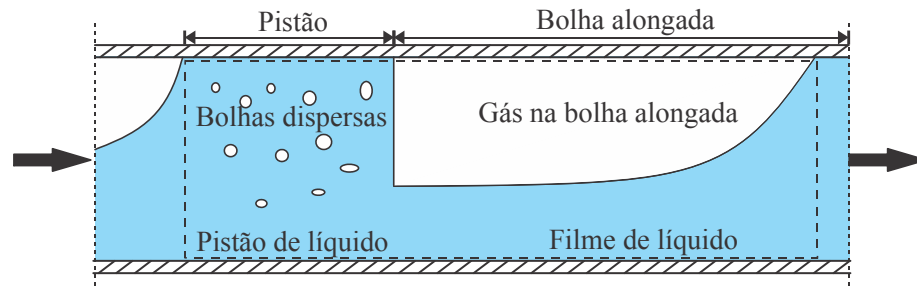


Figura 1.3 – Célula unitária do escoamento em golfadas.

A modelagem do escoamento em golfadas é complexa devido à grande quantidade de variáveis existentes – visto que cada estrutura possui velocidade, tensão de cisalhamento e coeficiente de transferência de calor próprio. Além disso, existem diversos fenômenos inerentes às interações das fases: a coalescência de bolhas alongadas, a formação e o desaparecimento de pistões, a queda de pressão na zona de recirculação na traseira da bolha alongada, a precipitação de parafinas, asfaltenos e hidratos, etc. Porém, entre esses diversos fenômenos, um deles vem preocupando os engenheiros das companhias de petróleo: a precipitação de hidratos nas linhas de produção e possível formação de um plugue que pode obstruir a tubulação, ocasionando custos de parada e remediação consideráveis.

A Figura 1.4a apresenta um *plugue de hidrato* recebido na plataforma após a operação de limpeza de uma linha de gás. Hidratos são estruturas cristalinas compostas de moléculas de água unidas por ligações de hidrogênio, que aprisionam uma molécula de gás no que é chamado de *gaiola* (Figura 1.4b). As gaiolas possuem formas e tamanhos variados, dependendo principalmente dos gases presentes. A formação e união de diversas gaiolas formam a estrutura cristalina dos hidratos. A Figura 1.4b apresenta as principais estruturas cristalinas dos hidratos, estruturas I, II e H (SLOAN et al., 2011), assim como as suas gaiolas formadoras.

A condição necessária para a formação de hidratos é o contato entre a água e o gás a uma temperatura igual ou abaixo da temperatura de equilíbrio de formação de hidratos (para

⁶ O termo célula unitária neste trabalho se refere à *célula unitária do escoamento em golfadas*. Não confundir com a *célula unitária de*

uma determinada pressão)⁷. Tendo em vista este fato, vários autores estudaram as curvas de equilíbrio para formação de hidratos⁸ (BALLARD e SLOAN, 2002, 2004a, 2004b; FERRARI et al., 2016; GUEMBAROSKI, 2016; JAGER et al., 2003; KAKITANI, 2014; NAKAMURA et al., 2003; SLOAN et al., 2011; SLOAN e KOH, 2008).

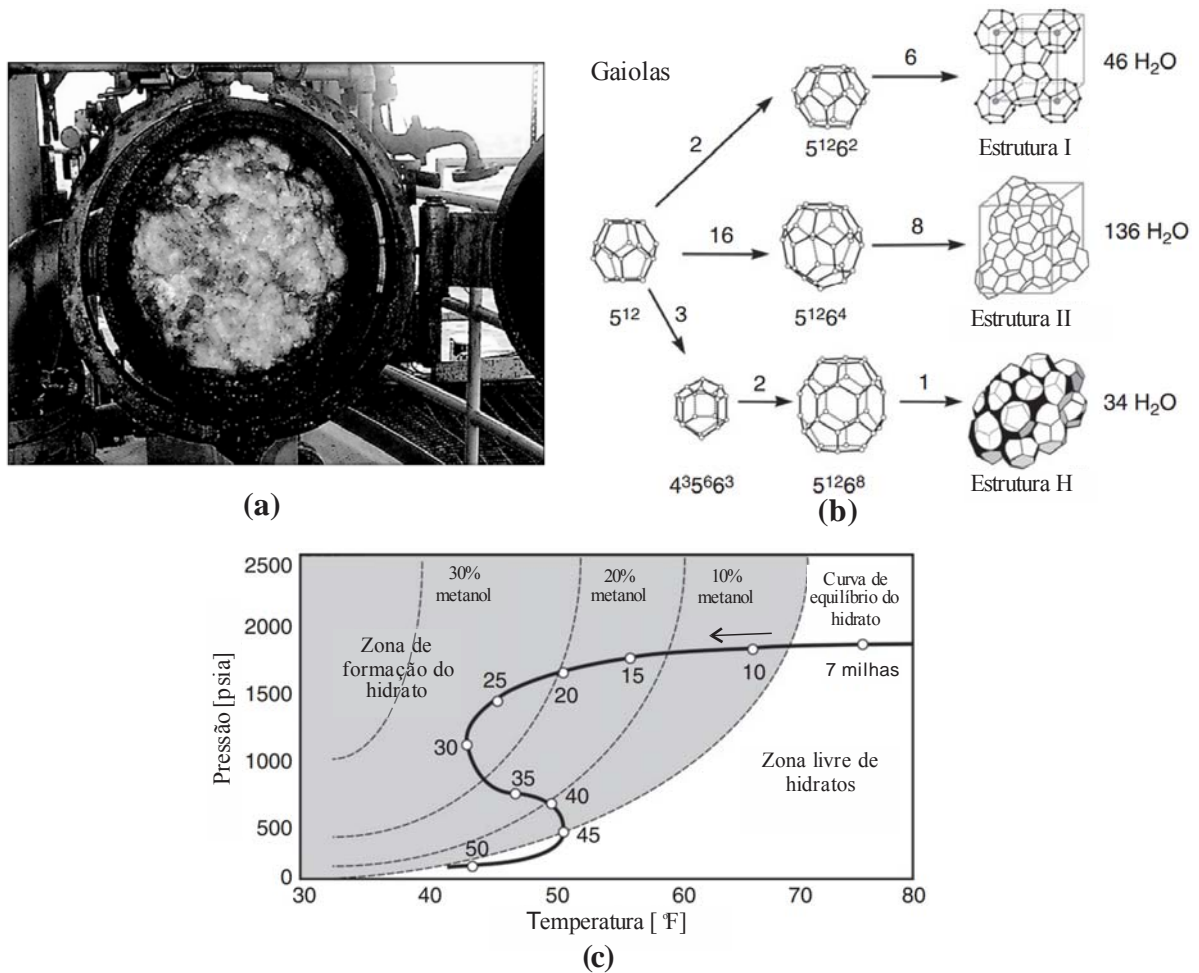


Figura 1.4 – (a) Plugue de hidrato recebido na plataforma após uma operação de limpeza da linha de gás, (b) gaiolas e estruturas cristalinas dos hidratos e (c) diagrama pressão vs. temperatura de uma linha de produção de óleo e gás (linha contínua) e curvas de equilíbrio para a formação de hidratos com diferentes concentrações de inibidor químico (linhas pontilhadas). Adaptado de Sloan et al. (2011).

estruturas cristalinas – no caso, o hidrato.

⁷ Esta condição é necessária, porém não suficiente. No caso em que a mistura é resfriada e atravessa a linha de equilíbrio, a mistura fica metaestável e na iminência da formação de hidratos. O hidrato se formará apenas quando o sistema fornecer energia suficiente para desencadear a nucleação das primeiras partículas – conceito que posteriormente será definido como subresfriamento crítico para nucleação de hidratos (MATTHEWS et al., 2000).

A Figura 1.4c ilustra as condições de pressão e temperatura de uma linha de produção *offshore* de óleo e gás (SLOAN et al., 2011). As linhas pontilhadas representam a curva de equilíbrio para diferentes quantidades de inibidores impostos – neste caso, o metanol. Na entrada da tubulação (canto superior direito), a mistura se apresenta em uma região de alta pressão e temperatura, fora da região de formação de hidratos. Conforme a mistura escoar ao longo da tubulação horizontal (até a marca de aproximadamente 30 milhas em relação à entrada da tubulação), a pressão cai moderadamente, enquanto que a mistura resfria acentuadamente. Após o marco de 30 milhas, a mistura entra no *riser* (tubulação vertical), caracterizado por uma queda de pressão acentuada e um leve reaquecimento da mistura devido ao aumento da temperatura do leito marítimo. Ao atingir o marco de 45 milhas, a mistura chega à plataforma de petróleo e passa por uma válvula de alívio de pressão, caracterizada por uma diminuição abrupta de pressão e consequente resfriamento da mistura devido à expansão gasosa. Percebe-se que, dependendo da quantidade de inibidor injetado, as condições de pressão e temperatura da mistura podem coincidir com a região de formação de hidratos, indicando um possível risco na garantia de escoamento da linha.

Quando a mistura está dentro dessa região, e havendo contato entre a água e o gás, partículas de hidrato podem nuclear: (i) na parede, onde a temperatura é menor e as irregularidades na superfície funcionam como pontos de nucleação; ou (ii) na superfície de contato entre a água e o gás, onde a disponibilidade das fases é maior (SLOAN et al., 2011). Quando a formação se dá na parede, a área efetiva de escoamento diminui, gerando aumento de perda de carga (RAO, 2013). Se o crescimento é descontrolado, ele pode ocasionar o bloqueio completo da tubulação. Quando a formação de hidratos se dá na interface água-gás, as partículas são carregadas pelo líquido, no qual forças de capilaridade tendem a aglomerá-las (CAMARGO e PALERMO, 2002; SLOAN et al., 2011). Como já indicado na Figura 1.4a, quando a aglomeração é descontrolada, as partículas podem formar plugues que bloqueiam a tubulação.

1.1 Objetivos

O objetivo deste trabalho é analisar os efeitos acoplados entre formação de hidratos e hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento em golfadas. Estes efeitos serão

⁸ As referências sublinhadas são de trabalhos desenvolvidos no NUEM.

avaliados através de uma modelagem do escoamento trifásico sólido-líquido-gás em golfadas com transferência de calor e massa devido à formação de hidratos.

Os objetivos específicos do trabalho são:

- Realizar a modelagem dos termos relacionados à transferência de calor e massa devido à formação da terceira fase sólida – o hidrato – e acoplá-los com o modelo de hidrodinâmica e transferência de calor no escoamento em golfadas já existente na literatura⁹;
- Comparar o modelo com dados experimentais de forma a analisar o seu desempenho;
- Avaliar a influência da formação de dispersões de hidratos nas principais grandezas do escoamento em golfadas: velocidades (superficiais e das estruturas do escoamento em golfadas), pressão, temperatura, coeficiente de transferência de calor e geometria da célula unitária do escoamento em golfadas (comprimento das regiões características e frações de fase);
- Analisar a influência das condições de entrada do escoamento (velocidade superficial da mistura, razão de líquido/mistura, pressão, uso de inibidores químicos) e de geometria da tubulação (diâmetro interno, espessura da parede, condutividade da parede) que retardam a formação de hidratos;
- Analisar a influência da deposição de camadas de hidratos nas principais grandezas do escoamento em golfadas: velocidade superficial da mistura, pressão, temperatura, coeficiente de transferência de calor e geometria da célula unitária do escoamento em golfadas (comprimento das regiões características e frações de fase);

1.2 Justificativa

Um dos tópicos que tem chamado atenção das companhias de óleo e gás quando o assunto é garantia de escoamento é a formação de hidratos em linhas de produção, os quais podem bloquear ou parcial ou totalmente a tubulação. Garantia de escoamento refere-se ao conjunto de atividades que visam assegurar o funcionamento das linhas de produção sem interrupções não programadas. Uma linha bloqueada por hidratos pode levar dias, semanas ou até meses para retomar a operação, período durante o qual não existe produção.

⁹ Modelo mecanicista em regime permanente do NUEM/UTFPR, trabalho de Bassani et al. (2016b).

Considerando que a média de produção de petróleo por poço em 2014 no Brasil foi de 247,6 barris/dia e que o preço médio do barril do petróleo nesse mesmo ano foi de R\$216,51, então o lucro cessante médio de parada de produção por poço é de R\$53.607,88 por dia (ANP, 2015). Além dos lucros cessantes decorrentes da parada, as intervenções *offshore* para remoção mecânica dos hidratos possuem custos relativamente altos¹⁰. Já a sua remoção por depressurização da linha pode ocasionar o desprendimento e aceleração dos plugues de hidrato, com risco de choque contra os cotovelos da linha de produção, o que pode causar danos ou rompimento dos mesmos (SLOAN et al., 2011).

Devido a isso, investimentos em Pesquisa e Desenvolvimento (P&D) são feitos visando prevenir a formação de hidratos. Entre os métodos de prevenção deve-se mencionar a injeção de inibidores químicos (que visam inibir a formação de hidratos) e de anti-aglomerantes (que visam inibir a aglomeração de partículas e a formação de plugues de hidratos). Devido à grande extensão das linhas de produção e ao seu caráter de funcionamento contínuo, a quantidade e o custo de injeção destes produtos químicos são altos. Além disso, esses produtos contaminam a mistura, tornando necessário um processo de separação posterior.

Assim, surgiu um novo conceito de garantia de escoamento em relação à formação de hidratos: deixar o hidrato se formar a taxas moderadas e sem aglomeração, de forma que ele não ocasione a obstrução da tubulação; e deixá-lo escoar com a mistura, assim poupando custos com prevenção de hidratos e garantindo que não existam paradas nem custos de remediação. A este conceito deu-se o nome de *Escoamento Estabilizado a Frio*¹¹ (SLOAN et al., 2011), no qual o hidrato se forma e escoar com a mistura de uma forma estabilizada e controlada. O presente trabalho aborda a modelagem deste tipo de escoamento.

1.3 Estrutura do trabalho

O presente trabalho é dividido em oito capítulos e dois apêndices, conforme a seguinte estrutura:

- Escopo e embasamento teórico: o Capítulo 1 apresenta o escopo e objetivos do trabalho. O Capítulo 2 apresenta uma revisão bibliográfica de modelos de escoamento em golfadas e uma discussão sobre os efeitos da formação de hidratos neste tipo de

¹⁰ Valores de referência não foram encontrados. Porém, quando a remoção mecânica é feita em altas profundidades, a mesma é de difícil acesso e, com certeza, custosa.

¹¹ Do inglês, *Cold Stabilized Flow*.

escoamento. O Apêndice A é uma extensão do Capítulo 2 e apresenta uma compilação de correlações experimentais da literatura para escoamentos em golfadas (modelos empíricos).

- Modelagem e validação: o Capítulo 3 apresenta a modelagem do escoamento trifásico sólido-líquido-gás em golfadas acoplando transferência de calor e massa devido à formação de hidratos. O Apêndice B apresenta a modelagem das propriedades da mistura e da dispersão. O Capítulo 4 apresenta o método de solução do modelo, o teste de malha para encontrar a distância crítica entre nós e os resultados de comparação do modelo com dados experimentais e correlações da literatura.
- Resultados e discussões: o Capítulo 5 apresenta a análise (através dos resultados gerados com o modelo) dos efeitos da formação de dispersões de hidratos na hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento em golfadas. O Capítulo 6 apresenta a influência das condições de entrada do escoamento e da geometria da tubulação na formação de hidratos. O Capítulo 7 apresenta os efeitos da deposição de camadas de hidratos na parede interna da tubulação e a sua influência na hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento em golfadas.
- Conclusões: o Capítulo 8 apresenta as conclusões deste trabalho e sugestões para trabalhos futuros. Ao final, são apresentados as referências e resumos da produção científica relacionadas a este trabalho, seguido de uma compilação das referências bibliográficas utilizadas no documento.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este capítulo apresenta a revisão bibliográfica necessária para o desenvolvimento do presente trabalho e é dividido em duas seções. A primeira seção apresenta conceitos e definições básicas sobre o escoamento em golfadas, assim como uma revisão dos principais modelos de escoamento em golfadas encontrados na literatura. A segunda seção trata de como a formação dos hidratos afeta a hidrodinâmica e a transferência de calor do escoamento em golfadas.

2.1 Modelos de escoamento em golfadas

Como mencionado no capítulo introdutório, o escoamento em golfadas é caracterizado pela passagem intermitente das chamadas *células unitárias*, conforme já ilustrado na Figura 1.3. As células unitárias são compostas por duas *regiões* ψ , o pistão (S)¹² e a bolha alongada (B), que possuem frações de fase (R) e comprimentos (L). Esses comprimentos e frações de fase variam no espaço e no tempo.

Cada uma das regiões da célula unitária é constituída pelas fases ϕ , sendo elas o líquido (L), o gás (G) e o hidrato (H). À combinação de uma fase dentro de uma região dá-se o nome de *estrutura do escoamento*. Dessa forma, existe um total de seis estruturas do escoamento: o líquido no pistão (LS), o gás disperso no pistão (GS), o hidrato disperso no líquido do pistão (HS), o gás na bolha alongada (GB), o líquido no filme que escoia sob a bolha alongada (LB) e o hidrato disperso no filme de líquido (HB). Cada estrutura possui sua própria velocidade média de translação (U), diretamente dependente das frações de fase no balanço de massa em cada região. Já os comprimentos das regiões influenciam no balanço de massa da célula unitária como um todo.

A fração de fase média da célula unitária representa a razão volumétrica entre a fase ϕ e a mistura, eq. (2.1). Já para uma determinada região, e considerando que a fração volumétrica nessa região é constante, a fração de fase pode ser simplificada a uma razão entre as áreas ocupadas, eq. (2.2). A relação entre as frações da fase ϕ na região ψ , os comprimentos das regiões ψ e a fração da fase ϕ na célula unitária (índice U) é dada pela eq. (2.3).

¹² Do inglês, *slug*.

$$R_{\phi U} = \frac{\nabla_{\phi U}}{\nabla_U} \quad (2.1)$$

$$R_{\phi \psi} = \frac{A_{\phi \psi}}{A} \quad (2.2)$$

$$R_{\phi U} = \frac{\sum_{\psi} R_{\phi \psi} L_{\psi}}{\sum_{\psi} L_{\psi}} \quad (2.3)$$

De um ponto de vista integral¹³, qualquer escoamento multifásico pode ser definido como uma composição dos escoamentos monofásicos das fases ϕ em uma tubulação de mesmo diâmetro. A velocidade com que as fases escoariam na tubulação em um caso hipotético onde elas escoam sozinhas é chamada de velocidade superficial j_{ϕ} . Em outras palavras, a velocidade superficial da fase ϕ pode ser interpretada como a razão entre a vazão volumétrica da fase ϕ e a área da seção transversal da tubulação, eq. (2.4). A velocidade superficial da mistura J é definida como a soma das velocidades superficiais de todas as fases ϕ , eq. (2.5).

$$j_{\phi} = \frac{\dot{\nabla}_{\phi}}{A} = \frac{\dot{m}_{\phi}}{\rho_{\phi} A} \quad (2.4)$$

$$J = \sum_{\phi} j_{\phi} \quad (2.5)$$

sendo $\dot{\nabla}_{\phi}$ e \dot{m}_{ϕ} respectivamente a vazão volumétrica e mássica da fase ϕ , ρ a massa específica e A a área da seção transversal.

As velocidades das estruturas estão relacionadas às velocidades superficiais das fases pela fração de fase em cada região:

$$U_{\phi \psi} = \frac{j_{\phi}}{R_{\phi \psi}} \quad (2.6)$$

Diversos modelos matemáticos foram criados para caracterizar os escoamentos multifásicos a partir destes conceitos básicos. Os primeiros modelos a surgir foram os chamados *modelos de caixa preta*, os quais não levam em consideração o padrão de escoamento e tratam o escoamento em regime permanente. Dentre eles, o modelo mais intuitivo é o homogêneo, o qual considera uma mistura com propriedades médias ponderadas pelas propriedades de cada fase e sua respectiva fração volumétrica. As frações volumétricas

das fases podem ser calculadas a partir de correlações experimentais (Apêndice A, Tabela A.3) ou considerando uma hipótese de não deslizamento. A hipótese de não deslizamento implica em considerar que a fração da fase é dada pela razão entre sua própria velocidade superficial e a da mistura (SHOHAM, 2006). O modelo homogêneo apresenta boas aproximações para escoamento de líquido e gás em bolhas dispersas, caso particular da região do pistão no padrão de escoamento em golfadas. O modelo homogêneo também pode ser utilizado para o escoamento líquido-sólido de dispersões quando as partículas sólidas são finas e homogeneamente dispersas.

Na década de 70, outro tipo de modelo em regime permanente começou a ser estudado: o *modelo mecanicista*. O modelo mecanicista considera as duas regiões da célula unitária separadamente. A região da bolha alongada é tratada como escoamento estratificado, enquanto a região do pistão é tratada como escoamento de bolhas dispersas. Além disso, deve-se considerar um acoplamento entre as duas regiões devido à mudança brusca de fração de líquido na traseira da bolha alongada, região conhecida como *zona de esteira*¹⁴ (COOK e BEHNIA, 2000; TAITEL e BARNEA, 1990b). Enquanto o modelo estacionário homogêneo prevê apenas uma queda de pressão e temperatura média do escoamento, o modelo separado consegue caracterizar as estruturas da célula unitária e prever a queda de pressão e temperatura em cada uma das regiões da golfada.

Os modelos em regime permanente preveem apenas os parâmetros médios do escoamento. Com o advento dos computadores durante a década de 90, os primeiros modelos transientes começaram a surgir. Os mesmos são capazes de prever tanto os valores médios quanto os desvios padrões dos principais parâmetros do escoamento em golfadas – isto é, os modelos transientes capturam a intermitência do escoamento em golfadas. Isso é possível devido à introdução e propagação de diversas células unitárias ao longo da tubulação, caso do *Modelo de Seguimento de Pistões*¹⁵ (BARNEA e TAITEL, 1993; NYDAL e BANERJEE, 1995; RODRIGUES, 2009), uma aproximação lagrangiana. Em uma abordagem alternativa, pode-se utilizar o *Modelo de Deslizamento*¹⁶ (DANIELSON, 2011; RAO, 2013; SHOHAM, 2006) ou o *Modelo de Dois Fluidos* ou de *Captura de Pistões*¹⁷ (BENDIKSEN et al., 1991; CONTE, 2014; SIMÕES et al., 2014), os quais dividem a tubulação em diversas seções em

¹³ Modelos de caixa preta (do inglês, *black box models*).

¹⁴ Esta região é comumente conhecida como zona da mistura (do inglês, *mixing zone*). Porém, o termo zona de esteira é mais adequado para o fenômeno e também evita gerar confusão com o termo “mistura”, que indica a mistura entre as fases sólida, líquida e gasosa.

¹⁵ Do inglês, *Slug Tracking Model*.

¹⁶ Do inglês, *Drift Flux Model*.

uma malha euleriana e simulam a formação das golfadas a partir do crescimento de uma onda na interface líquido-gás do escoamento estratificado. A principal diferença entre a modelagem nessas duas aproximações eulerianas é que o modelo de deslizamento resolve as equações de balanço de massa para o líquido e para o gás, porém a quantidade de movimento para a mistura; enquanto que o modelo de dois fluidos resolve o balanço de massa e quantidade de movimento separadamente para cada fase. Além disso, o modelo de deslizamento é dependente de uma correlação de fechamento para a velocidade de deslizamento entre o gás e o líquido que, de um lado, gera sensibilidade do modelo à este tipo de correlação experimental; porém, do outro, simplifica a modelagem e diminui o custo computacional (em relação ao modelo de dois fluidos).

Os modelos em regime permanente são utilizados quando é requerido apenas o conhecimento das características médias do escoamento em golfadas. Além disso, os modelos em regime permanente – em específico, o modelo mecanicista – geram expressões analíticas para a pressão, temperatura e coeficiente de transferência de calor em função da geometria da célula unitária. Essas expressões são importantes para a compreensão e discussão dos fenômenos envolvidos, conforme será feito no capítulo de modelagem matemática deste trabalho (Capítulo 3).

Já os modelos transientes são utilizados quando é necessário conhecer a distribuição e evolução dos parâmetros ao longo do tempo e do espaço. Ou seja, quando fenômenos de intermitência são importantes. Além disso, os modelos transientes são capazes de fornecer o rastreamento da passagem das células unitárias em um determinado ponto da tubulação, assim como o conhecimento das células unitárias que estão escoando adjacentes àquela em estudo. Isso permite a modelagem de fenômenos tais como a coalescência de bolhas alongadas. Porém, essa maior riqueza de detalhes provenientes dos modelos transientes também gera maior custo computacional, além de maior dificuldade na implementação, convergência e estabilidade numérica do modelo.

A maioria dos modelos encontrados na literatura resolve apenas a hidrodinâmica do escoamento em golfadas. Recentemente, para incluir os fenômenos de transferência de calor a uma menor complexidade, Medina et al. (2010) utilizaram uma abordagem mecanicista para modelar o escoamento em golfadas. Considerando esta abordagem muito simplificadora por não considerar a troca de calor entre duas células unitárias vizinhas, fenômeno conhecido

¹⁷ Do inglês, *Two-Fluid Model* ou *Slug Capturing Model*.

como *scooping térmico* (BASSANI et al., 2016b; SHOHAM, 2006), o trabalho foi expandido para uma modelagem de seguimento de pistões (MEDINA, 2011; MEDINA et al., 2015). Em paralelo, Simões et al. (2014) utilizaram uma abordagem de dois fluidos para modelar a transferência de calor no escoamento em golfadas, abordagem que também possibilita levar em consideração a troca de calor axial entre duas células unitárias. Porém, devido à alta complexidade do fenômeno e os tipos de abordagem utilizados, a convergência destes modelos é notadamente difícil para altas vazões de gás.

Tentando contornar os problemas citados acima, Bassani et al. (2016b) utilizaram a abordagem mecanicista em regime permanente, porém modelando a quantidade de calor advectada ao longo da tubulação devido ao carregamento da mistura nó a nó na tubulação. A abordagem utiliza uma transformação da variação temporal da energia dentro de uma célula unitária em uma variação espacial, utilizando o conceito de velocidade de translação da célula unitária. Além disso, os autores consideraram a troca de calor entre duas células unitárias vizinhas – i.e., *scooping térmico* – o qual não havia sido modelado no estudo anterior de Medina et al. (2010).

Quanto à consideração da formação de hidratos no escoamento em golfadas, o único modelo encontrado na presente revisão bibliográfica foi o de Zerpa et al. (2013)¹⁸, que é baseado no modelo hidrodinâmico de deslizamento de Danielson (2011) e considera o modelo cinético de Turner (2005) para calcular a taxa de formação de hidratos. Zerpa et al. (2013) acoplaram a conservação da massa e da energia no escoamento em golfadas, porém não levaram em consideração a conservação da quantidade de movimento. Os autores optaram por simplificar a abordagem ao utilizar o modelo empírico de Lockhart e Martinelli (1949) para o cálculo da queda de pressão.

A Tabela 2.1 apresenta uma compilação dos modelos para escoamentos em golfadas encontrados na literatura. Os modelos são classificados em regime permanente (homogêneo e mecanicista) e transientes (seguimento de pistões, deslizamento e dois fluidos). As principais diferenças entre os modelos e os fenômenos que foram levados em consideração são listadas nesta tabela.

¹⁸ Conjuntamente à tese de doutorado de Rao (2013), na qual o artigo de Zerpa et al. (2013) foi baseado.

Tabela 2.1 – Modelos para escoamento em golfadas*.

<i>Autor(es)</i>	<i>Abordagem</i>	<i>Tipo</i>	<i>Inclinação</i>	<i>Local</i>	<i>Observações</i>
Dukler e Hubbard (1975)	P	Mecanicista	H	UH	Primeiro modelo estacionário separado, válido apenas para tubulações horizontais. Ignora alguns termos importantes na queda de pressão.
Fernandes et al. (1983)	P	Mecanicista	V	UH	Considera o empuxo e a característica centralizada da célula unitária em escoamento vertical.
Taitel e Barnea (1990a,b)	P	Mecanicista	H, V, I	TAU	Unifica o modelo estacionário para todas as inclinações. Apresenta o conceito de queda de pressão na zona da mistura. Apresenta um modelo para prever o perfil da bolha alongada.
Barnea e Taitel (1993)	T	Seguimento de pistões	H, V, I	TAU	Primeiro modelo de seguimento de pistões encontrado na literatura. Considera líquido e gás incompressíveis, fração de líquido constante no filme constante, pistões não aerados, coalescência de bolhas alongadas.
Zheng et al. (1994)	T	Seguimento de pistões	H, LI	UT TAU	Considera os fenômenos de mudança de direção horizontal-ascendente. Considera pistões aerados.
Nydal e Banerjee (1996)	T	Seguimento de pistões	H, V, I	UCSB	Gás compressível. Pistão não aerado. Fração de líquido do filme variável. Subdivide a célula unitária quando existe mudança de direção. Considera a geração de pistões a partir do escoamento estratificado e em cotovelos.
Taitel e Barnea (1998)	T	Seguimento de pistões	H, V, I	TAU	Estende o trabalho de Barnea e Taitel (1993) para considerar a compressibilidade do gás, gás ideal, fração de líquido no filme variável.
Cook e Behnia (2000)	P	Mecanicista	I	UNSW	Mostra que o modelo de Taitel e Barnea (1990a) subestima a queda de pressão quando comparado com dados experimentais e propõe mais um termo para considerar a perda de carga na traseira da bolha.
Taitel e Barnea (2000)	T	Seguimento de pistões	H, LI	TAU	Unifica o trabalho de Taitel e Barnea (1998) com os fenômenos de mudança de direção de Zheng et al. (1994).
Issa e Kempf (2003)	T	Dois fluidos	H, LI	ICL	Apresenta a evolução do escoamento estratificado para golfadas considerando geometrias horizontais, inclinadas e em cotovelos.
Franklin e Rosa (2004)	T	Seguimento de pistões	H	Unicamp	Modelo periódico, pistões não aerados, gás compressível, fração de líquido no filme constante. Considera os termos de variação e fluxo da quantidade de movimento no pistão, resultando em uma equação para a variação temporal da velocidade do pistão.

Tabela 2.1 (continuação) – Modelos para escoamento em golfadas*.

<i>Autor(es)</i>	<i>Abordagem</i>	<i>Tipo</i>	<i>Inclinação</i>	<i>Local</i>	<i>Observações</i>
Compilado por Shoham (2006)	P	Homogêneo	H, V, I	UT	Shoham (2006) compila vários modelos <i>black box</i> . O modelo homogêneo considera a mistura homogênea com propriedades ponderadas pelas frações de fase. Considera a hipótese de não deslizamento entre as fases ou o cálculo de frações de fase por correlações experimentais.
Compilado por Shoham (2006)	T	Deslizamento	H, V, I	UT	Shoham (2006) mostra a base dos modelos de deslizamento e como os cálculos das frações de fase são feitos a partir da velocidade de deslizamento.
Rodrigues et al. (2006)	P	Mecanicista	H, V, I	UTFPR	Apresenta uma abordagem simplificada para encontrar os comprimentos das estruturas e frações de fase baseado no fator de intermitência do escoamento em golfadas.
Rodrigues (2009)	T	Seguimento de pistões	H, V, I	UTFPR	Inserção intermitente de células unitárias, pistão aerado, considera termos de variação de fluxo de quantidade de movimento na célula unitária, considera coalescência de bolhas e expansão do gás.
Medina et al. (2010)	P	Mecanicista	H	UTFPR	Implementa a equação da energia para cálculo das temperaturas de cada estrutura do escoamento em golfadas no trabalho de Taitel e Barnea (TAITEL e BARNEA, 1990a).
Conte et al. (2011)	T	Seguimento de pistões	H, LI	UTFPR	Acrescenta os efeitos de geração e desaparecimento de pistões em mudança de direção horizontal-ascendente ao trabalho de Rodrigues (2009).
Danielson (2011)	T	Deslizamento	H, V, I	Conoco Phillips	Apresenta um modelo simplificado de deslizamento, capaz de prever o padrão de escoamento e de captar a formação das golfadas. O modelo não aplica a conservação da quantidade de movimento.
Medina (2011) e Medina et al. (2015)	T	Seguimento de pistões	H	UTFPR	Estende o trabalho de transferência de calor de Medina et al. (2010) para uma abordagem transiente, utilizando o modelo hidrodinâmico de Rodrigues (2009) como base. Considera o fenômeno de <i>scooping</i> térmico.
Napa (2011)	T	Seguimento de pistões	H, V, I	UTFPR	Gera uma distribuição de células unitárias para entrada do modelo de Rodrigues (2009) de forma a captar a intermitência do escoamento.
Bassani et al. (2012)	T	Seguimento de pistões	H, LI	UTFPR	Acrescenta a mudança das frações de fase no modelo de mudança de direção de Conte et al. (2011).

Tabela 2.1 (continuação) – Modelos para escoamento em golfadas*.

<i>Autor(es)</i>	<i>Abordagem</i>	<i>Tipo</i>	<i>Inclinação</i>	<i>Local</i>	<i>Observações</i>
Kjeldby et al. (2013)	T	Seguimento de pistões + Dois Fluidos	H, V, I	NTNU	Resolve a transição do escoamento de estratificado para golfadas a partir de um modelo de dois fluidos e propaga o escoamento em uma malha lagrangiana de seguimento de pistões. Divide a região da bolha alongada em diversas subseções e resolve esta região por modelo de dois fluidos.
Rao (2013) e Zerpa et al. (2013)	T	Deslizamento	H, V, I	CSM	Expande o modelo de Danielson (2011) para prever a transferência de calor e a formação de hidratos a partir do modelo cinético de Turner (2005).
Bassani (2014) e Bassani et al. (2016b)	P	Mecanicista	H	UTFPR	Modela a variação da energia dentro da célula unitária com uma transformação espaço-temporal. Considera o fenômeno de <i>scooping</i> térmico. Muda a abordagem de Medina et al. (2010) para considerar uma única temperatura para a mistura.
Conte (2014)	T	Dois Fluidos	H, LI	UTFPR	Capta a formação das golfadas em tubulações horizontais e levemente inclinadas. Considera um termo de tensão superficial.
Simões et al (2014)	T	Dois Fluidos	H	PUC-Rio	Insera a transferência de calor no modelo de dois fluidos. Considera dissipação viscosa.

Legenda:

Inclinação: H = Horizontal; V = Vertical; I = Inclinado; LI = Levemente Inclinado (até 7°).

Abordagem: P = Regime Permanente; T = Regime Transiente

Local: CSM = Colorado School of Mines (Golden/CO, EUA); ICL = Imperial College of Science, Technology and Medicine (Londres, UK); NTNU = Norwegian University of Science and Technology (Trondheim, Noruega); PUC-Rio = Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro (Rio de Janeiro/RJ, Brasil); UCSB = University of California Santa Barbara (Santa Barbara/CA, EUA); UH = University of Houston (Houston/TX, EUA); Unicamp = Universidade Estadual de Campinas (Campinas/SP, Brasil); UNSW = University of New South Wales (Sydney, Austrália); UT = University of Tulsa (Tulsa/OK, EUA); UTFPR = Universidade Tecnológica Federal do Paraná (Curitiba/PR, Brasil); TAU = Tel Aviv University (Tel Aviv, Israel).

*Tabela compilada com a ajuda dos trabalhos de revisão de Rodrigues (2009), Medina (2011) e Bassani (2014).

Ainda em consideração aos modelos de escoamento em golfadas, deve-se entender que os modelos existentes na literatura levam em consideração certas hipóteses simplificadoras e/ou correlações experimentais para o seu fechamento. Sem considerá-los, a solução dos modelos torna-se impossível – ou, pelo menos, ainda desconhecida – devido à grande quantidade de variáveis existentes. O modelo de deslizamento necessita do conhecimento das velocidades de deslizamento entre as fases, enquanto que o modelo de dois fluidos necessita de uma perturbação na interface líquido-gás para a formação da golfada. Por sua vez, o modelo de seguimento de pistões necessita do conhecimento da velocidade de translação média da célula unitária, além da caracterização da golfada (comprimento das regiões e frações de fase) na entrada da tubulação.

Já os modelos mecanicistas necessitam apenas do conhecimento das velocidades superficiais das fases na entrada da tubulação. Porém, estes modelos são dependentes de correlações experimentais para estimar a frequência do escoamento, a fração de líquido no pistão e a velocidade de translação da célula unitária. Como a abordagem mecanicista será utilizada no presente trabalho¹⁹, o Apêndice A traz uma compilação da literatura de tais correlações experimentais. Optou-se por não inserir as correlações no corpo deste capítulo, pois as mesmas não são essenciais para o entendimento dos próximos capítulos do trabalho. A utilização das correlações experimentais acima citadas ficará mais clara no Capítulo 3 (utilizadas para fechamento do modelo) e no Capítulo 4 (utilizadas para validação do modelo).

2.2 Efeitos da formação de hidratos sobre o escoamento em golfadas

Esta seção se propõe a apresentar os fenômenos que ocorrerão no escoamento em golfadas de líquido e gás devido à formação de hidratos. Como já comentado no capítulo introdutório, os hidratos formam-se preferencialmente em dois lugares: na parede interna da tubulação e na interface líquido-gás (SLOAN et al., 2011). O hidrato usualmente se forma na parede quando a temperatura da mesma é muito inferior à temperatura da mistura. Isso acontece principalmente quando o gradiente de temperaturas entre o meio externo e a mistura é alto, ou seja, quando a temperatura do meio externo é significativamente inferior à temperatura de equilíbrio para formação de hidratos.

¹⁹ Devido principalmente: (i) ao baixo custo computacional para simulação de tubulações longas e (ii) ao seu caráter em fornecer expressões analíticas.

A deposição de hidratos na parede implica em diminuição da área útil do escoamento. Pela conservação da massa, a mistura deve acelerar, aumentando as interações viscosas na parede e gerando maior perda de carga (RAO, 2013). De um ponto de vista térmico, a camada de hidratos na parede representa uma resistência térmica de condução, a qual tenderá a diminuir a taxa de troca de calor da mistura com o meio externo. Visto que o hidrato é isolante térmico, com $k \approx 0,5 \text{ W/(m.K)}$ (JUNG et al., 2010), a consideração da espessura da camada de hidratos depositado é importante ao prever a distribuição de temperaturas do escoamento.

No caso onde a diferença de temperaturas entre a parede e a mistura (*bulk*) não são acentuados, o hidrato tende a se formar na interface líquido-gás ou próximo dela. O contato líquido-gás é necessário para a formação de hidrato. Como a quantidade de gás dissolvido no líquido é geralmente pequena, assim como as frações do líquido que se vaporizam e se incorporam à fase gasosa, pouco hidrato irá se formar no corpo de líquido ou de gás (SLOAN et al., 2011). Após a nucleação, as partículas de hidrato crescem e forças de capilaridade tendem a aglomerar as mesmas. Em um caso extremo e descontrolado, a aglomeração de partículas formam plugues, que podem obstruir ou danificar as linhas de produção. A Figura 2.1 apresenta as etapas de formação de hidratos em uma mistura de óleo, água e gás: uma emulsão de água e óleo se forma, os hidratos nucleiam ao redor das gotículas da dispersão, crescem, se aglomeram e formam plugues.

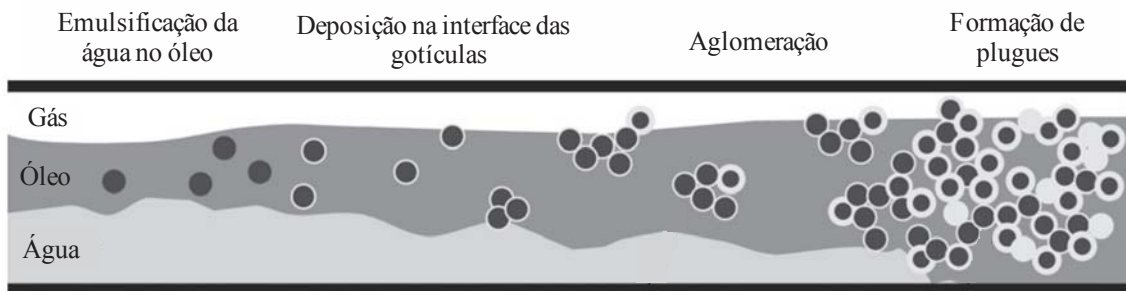


Figura 2.1 – Etapas da formação de hidratos em uma mistura de óleo, água e gás. Adaptado de Davies (2009).

Conforme a Figura 2.1, a formação de hidratos representa uma nova fase no escoamento. Para o caso de padrão em golfadas, duas novas estruturas aparecem no escoamento e devem ser consideradas na análise: o hidrato disperso no pistão e o hidrato

disperso no filme de líquido. Acerca dessas novas estruturas, as suas frações de fase e velocidades deverão ser contabilizadas durante o processo de modelagem matemática.

Do ponto de vista hidrodinâmico, a formação de hidratos implica em consumo de água e gás. O consumo mássico das fases, que em uma abordagem mecanicista em regime permanente é interpretado como um consumo das fases ao longo da tubulação, afetará a velocidade e a geometria das estruturas da célula unitária. Sabe-se também que a relação entre as velocidades superficiais de gás e de líquido estão relacionadas à razão entre comprimentos da bolha e do pistão (ROSA e ALTEMANI, 2006).

De um ponto de vista integral (caixa preta), pode-se considerar que a dispersão de hidratos no líquido se comporta como um fluido de viscosidade relativa²⁰. Correlações para a viscosidade relativa de dispersões foram estudadas por diversos autores na literatura (KITANOVSKI e POREDOŠ, 2002; KRIEGER e DOUGHERTY, 1959; PEKER e HELVACI, 2007) e são apresentadas no Apêndice A (Tabela A.3). A viscosidade relativa da dispersão depende principalmente da fração de partículas sólidas no meio líquido. Por isso, conforme o hidrato se forma ao longo da tubulação, a viscosidade também muda, intensificando as tensões de cisalhamento.

Quando a fração de hidratos aumenta, o escoamento de líquido e sólido tende a transicionar de homogêneo para heterogêneo. Joshi (2012) caracterizou experimentalmente o escoamento de gás, água e hidrato em tubulações. A Figura 2.2 apresenta um gráfico de monitoração da queda de pressão do escoamento trifásico gás-água-hidrato em função da fração volumétrica de hidrato formado, conforme proposto por Joshi (2012).

Segundo Joshi (2012), três regiões distintas podem ser definidas a partir da Figura 2.2: (i) o escoamento homogêneo, no qual a queda de pressão permanece aproximadamente constante; (ii) o escoamento heterogêneo, no qual a queda de pressão aumenta de 2 a 10 vezes; e (iii) a deposição de hidrato em leitos estacionários²¹, no qual a queda de pressão apresenta uma flutuação considerável. Para o caso avaliado na Figura 2.2, a transição de escoamento homogêneo para heterogêneo ocorre em torno de 13%²² de hidratos em água, em volume. Porém, o autor afirma que este valor aumenta com a velocidade superficial da mistura e diminui com o aumento da pressão. O autor ainda afirma que a razão entre as

²⁰ Desde que a dispersão seja homogênea.

²¹ Do inglês, *stationary beds*.

²² Joshi (2012) encontrou que o critério de transição de dispersão homogênea para heterogênea pode variar de 1 a mais de 30% de hidratos, dependendo das condições de entrada analisadas. Porém, foram poucos os casos em que a transição ocorreu abaixo dos 10% e acima dos 25% de hidratos.

velocidades superficiais de líquido e gás não apresenta uma sensibilidade na transição homogêneo-heterogêneo.

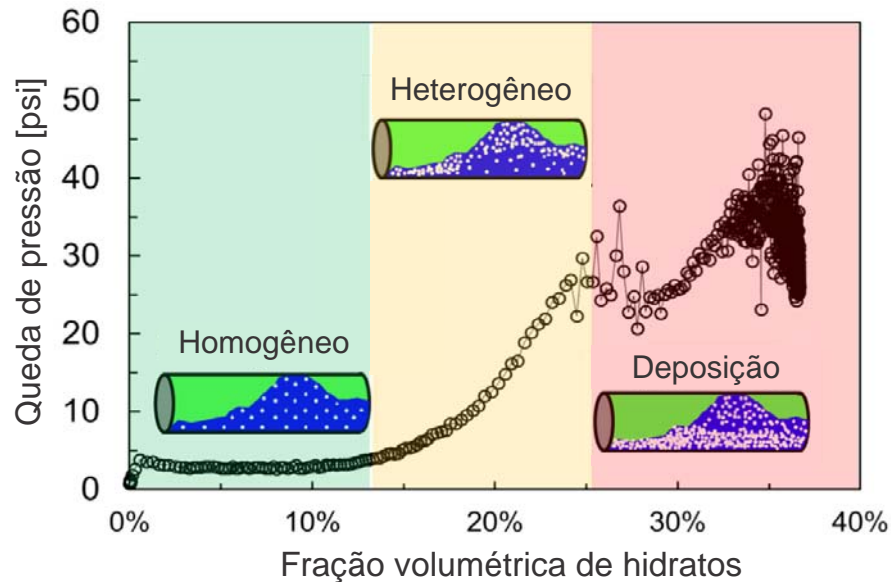


Figura 2.2 – Padrões de escoamento de hidratos dispersos no líquido em função da fração de hidratos. Traduzido de Joshi (2012).

A transição do escoamento hidrato-líquido de homogêneo para heterogêneo está relacionada a um aumento no deslizamento das partículas sólidas em relação ao meio contínuo líquido. Para o padrão homogêneo, que normalmente ocorre com baixas frações de sólido, partículas de pequeno tamanho e/ou altas velocidades de mistura, o deslizamento sólido-líquido é quase inexistente ou nulo. Isso implica que todo o hidrato formado será carregado pelo líquido com igual velocidade. Quando o escoamento transiciona para heterogeneamente disperso, o deslizamento entre as partículas sólidas e o líquido aumenta. Este deslizamento está relacionado ao acúmulo das partículas na tubulação (RAO, 2013) e irá afetar a determinação da fração volumétrica local dos hidratos.

Do ponto de vista térmico, a formação de hidratos libera calor (RAO, 2013; SLOAN e KOH, 2008; ZERPA et al., 2013). Esta liberação de calor é proveniente da reestruturação das moléculas de água, que se acomodam em uma estrutura cristalina de ligações de hidrogênio em um nível energético inferior²³. Para que haja uma continuação na formação de hidratos após sua nucleação, é necessário que o meio externo absorva a energia gerada durante a

mudança de fase. Deste modo, define-se o que é chamado de limitação por transferência de calor: a limitação que o meio externo tem em absorver a energia liberada pela formação dos hidratos (DAVIES, 2009). Em outras palavras, a taxa de transferência de calor da mistura para o meio externo limita a quantidade de hidrato que poderá ser formado em função do calor gerado.

Da mesma forma, existe o conceito de limitação por transferência de massa (DAVIES, 2009). Conforme as partículas de hidrato se formam, elas prejudicam o contato entre o líquido e o gás, seja: (i) pela formação de películas de hidrato ao redor das gotículas de água emulsionadas em óleo (SLOAN et al., 2011); ou (ii) pela formação de uma camada estacionária de hidrato na interface do escoamento estratificado de água e gás devido à diferença de densidades²⁴.

2.3 Considerações finais

A partir da revisão bibliográfica feita no presente trabalho, percebe-se que a maioria dos trabalhos da literatura em modelagem de escoamentos em golfadas aborda apenas a hidrodinâmica do problema. Os trabalhos que consideram a transferência de calor são escassos e ainda recentes (BASSANI et al., 2016b; MEDINA, 2011; RAO, 2013; SIMÕES et al., 2014; ZERPA et al., 2013), e apenas o modelo de Rao (2013)/Zerpa et al. (2013) considera a formação de hidratos no escoamento em golfadas. Porém, o mesmo acopla apenas as equações de conservação de massa e energia, sem considerar a quantidade de movimento. O objetivo do presente trabalho é acoplar as três equações de conservação, considerando a formação de hidratos. O modelo de base a ser utilizado é o modelo mecanicista em regime permanente de Bassani et al. (2016b), que acopla as três equações de conservação, porém sem considerar a transferência de calor e massa devido à formação de hidratos. A utilização de uma abordagem mecanicista possibilitará encontrar expressões analíticas para a distribuição de pressão e temperatura da mistura e para o coeficiente de transferência de calor.

²³ De um modo simplista, a formação de hidratos pode ser comparada à solidificação da água em gelo, que também é uma transformação de fase exotérmica.

²⁴ Lembrando que, usualmente, $\rho_G < \rho_H < \rho_{\text{água}}$ (SLOAN e KOH, 2008).

3 MODELAGEM MATEMÁTICA

Este capítulo apresenta a modelagem mecanicista em regime permanente do escoamento em golfadas com formação de hidratos. A caracterização do problema e as hipóteses simplificadoras são apresentadas em seções separadas. Em seguida, o modelo é apresentado da forma mais estruturada possível, seguindo o passo-a-passo com o qual as equações serão resolvidas²⁵. O modelo cinético de formação de hidratos de Turner (2005) foi utilizado no presente trabalho. Para estimar a geometria das estruturas das células unitárias, foi adotado o modelo de Taitel e Barnea (1990a).

A modelagem segue com a apresentação de seções separadas para o cálculo das velocidades superficiais e reais (conservação da massa), pressão (conservação da quantidade de movimento) e temperatura (conservação da energia). A avaliação das propriedades das fases, da dispersão e da mistura é apresentada no Apêndice B. As correlações experimentais de fechamento necessárias ao modelo serão indicadas durante o texto. Uma compilação de tais correlações é apresentada no Apêndice A.

3.1 Caracterização do problema

O presente trabalho propõe-se a modelar o escoamento em golfadas com a formação de hidratos. A abordagem a ser utilizada é mecanicista em regime permanente, na qual todas as variações no tempo são transformadas em variações no espaço considerando a velocidade de translação da célula unitária (BASSANI et al., 2016b). O objetivo é desenvolver um modelo que, a partir da pressão, temperatura e velocidades superficiais das fases na entrada da tubulação, seja capaz de caracterizar os valores médios das principais grandezas do escoamento em golfadas com formação de hidratos ao longo de toda a tubulação.

Caracterizar o escoamento em golfadas significa conhecer a distribuição dos seus principais parâmetros ao longo da tubulação. Entre estes, podem-se destacar: (i) a pressão, para projeto estrutural de tubulações e acessórios; (ii) a temperatura, para prever deposição de hidratos, ceras e asfaltenos; (iii) a frequência de passagem das células unitárias, para prever erosão da tubulação; e (iv) o tamanho médio da bolha alongada e do pistão, necessários para projetos de separadores de fases.

²⁵ O algoritmo de solução do problema é apresentado no capítulo seguinte.

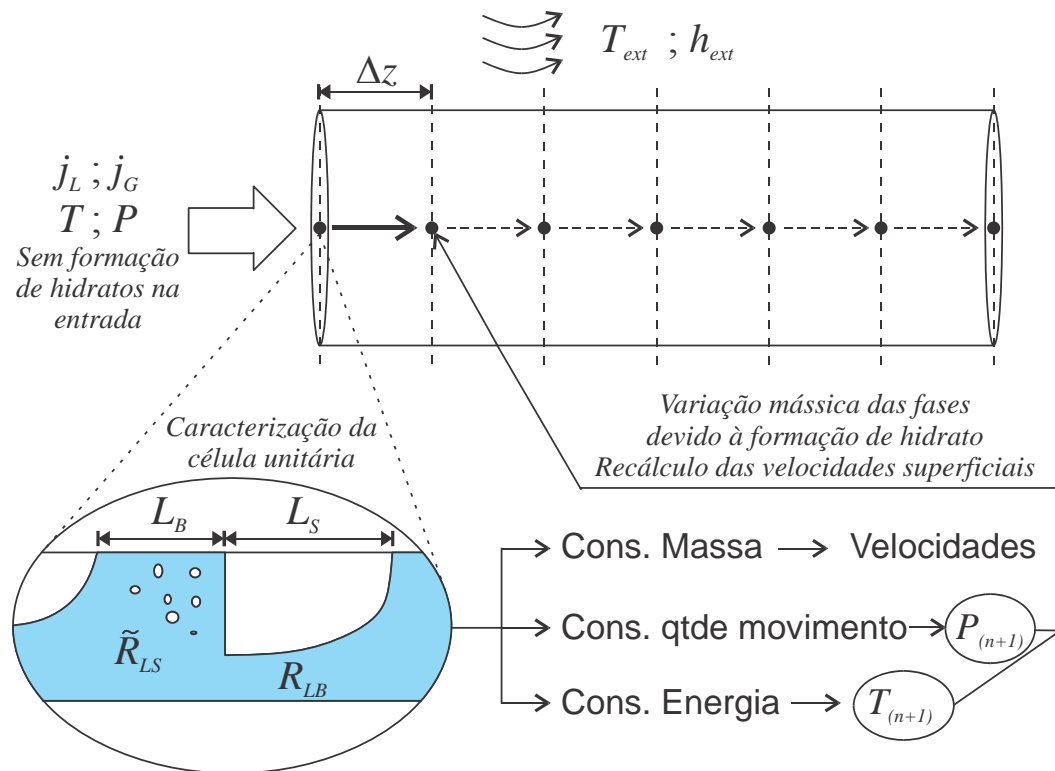


Figura 3.1 – Caracterização do problema, demonstrando condições de entrada e de contorno da tubulação e o passo-a-passo da solução para a geometria da célula unitária, as três equações de conservação e o modelo cinético de formação de hidratos.

A Figura 3.1 apresenta a caracterização do problema a ser resolvido, com os dados de entrada e a condição de contorno térmica adotada – convecção do meio externo a uma temperatura e coeficiente de transferência de calor constante. O modelo é unidimensional, nodal e resolvido em um processo de marcha²⁶. As equações de base a serem utilizadas são as de conservação da massa, quantidade de movimento e energia em sua forma integral. A forma integral foi escolhida porque o interesse do presente trabalho é a caracterização dos parâmetros médios do escoamento, sem atentar para os perfis radiais de velocidade e temperatura, por exemplo. O principal objetivo do modelo é caracterizar as distribuições de pressão e temperatura ao longo da tubulação. Para o mesmo, é necessário o conhecimento das velocidades das estruturas e consequentes números de Reynolds e Nusselt. Para as velocidades das estruturas, é necessário a caracterização da geometria da célula unitária média em cada ponto da tubulação. O termo geometria da célula unitária se refere às frações de cada

²⁶ Do inglês, *Upwind-Wise Logic*.

fase (líquido, gás e hidrato) em cada região (bolha alongada, pistão) e aos comprimentos característicos destas regiões. A pressão e a temperatura estimadas para o próximo nó a partir dos balanços de quantidade de movimento e energia, respectivamente, são utilizadas para calcular a taxa de consumo/formação das fases durante a formação de hidratos e, conseqüentemente, recalculas as velocidades superficiais das fases no nó seguinte. Considera-se que não existe formação de hidratos no primeiro nó da tubulação, ou seja, a entrada da tubulação está fora do envelope de formação de hidratos²⁷.

3.2 Hipóteses simplificadoras

A seguir, são listadas as principais hipóteses simplificadoras do modelo:

- i) O escoamento é horizontal, em regime permanente e unidimensional;
- ii) Os fluidos são newtonianos²⁸, o líquido²⁹ é incompressível³⁰ e o gás é real³¹;
- iii) O escoamento ocorre no padrão golfadas e transições de padrão de escoamento são desconsideradas³²;
- iv) O perfil de velocidades é uniforme dentro de cada estrutura da célula unitária;
- v) As frações de fase são constantes em cada região da célula unitária;
- vi) A tubulação é resfriada por um meio externo a uma temperatura e coeficiente de transferência de calor constante³³;
- vii) A variação de energia cinética é desprezível;
- viii) A energia da fase gasosa é considerada desprezível em relação às outras fases³⁴;
- ix) A única mudança de fase existente é a formação de hidrato, *i.e.*, não existe evaporação do líquido, condensação do gás nem mudança de solubilidade do gás no líquido³⁵;
- x) A dispersão de hidratos-em-líquido é considerada homogênea³⁶, *i.e.*, o hidrato não desliza em relação ao líquido;

²⁷ Essa hipótese é válida porque a mistura vem aquecida do poço de petróleo e entra na tubulação com uma temperatura normalmente acima da temperatura de equilíbrio para a formação de hidratos.

²⁸ Válido para frações de hidrato relativamente baixas. É necessária caracterização reológica para compreender até qual ponto a dispersão de hidratos em água pode ser considerada um fluido newtoniano.

²⁹ Este trabalho considera a fase líquida unicamente como água. O trabalho deverá futuramente ser estendido para considerar uma fase óleo.

³⁰ Válido para números de Mach $\ll 1$ (WHITE, 2009).

³¹ O gás considerado é metano, avaliado através do NIST *Standard Reference Database 23* via o programa REFPROP (LEMMON et al., 2013).

³² O aumento contínuo da fração de hidratos ocasiona mudança nas propriedades da dispersão. Além disso, a transferência de massa ocasiona mudança na velocidade superficial das fases. Ambos fenômenos podem ocasionar mudança no padrão de escoamento (RAO, 2013; TAITEL e DUKLER, 1976) e trabalhos futuros deverão considerar testes de existência do padrão golfadas ao longo da tubulação utilizando abordagem de mapas de fluxo (e.g., TAITEL e DUKLER, 1976).

³³ Representação do oceano em extrações *offshore*.

³⁴ Válido para $\rho_G \ll \rho_L$, ou seja, sistemas com gases leves e/ou baixas pressões.

³⁵ Existe necessidade de incluir estas outras mudanças de fase em trabalhos futuros.

xi) O hidrato não se aglomera e não forma plugues³⁷.

3.3 Taxa de formação de hidratos (modelo cinético)

A formação de hidratos implica no consumo de água e gás, o que por sua vez afeta a conservação da massa e, conseqüentemente, os comprimentos e velocidades de cada região da célula unitária. A fração de hidrato formado ainda altera as propriedades da fase líquida – que agora se torna uma dispersão.

Turner (2005) propõe um modelo cinético para a taxa de consumo de gás durante a formação de hidratos com a seguinte forma:

$$\frac{dm_G}{dt} = -k_1 \exp\left(\frac{k_2}{T}\right) A_i \Delta T_{sub} \quad (3.1)$$

sendo k_1 e k_2 constantes experimentais e A_i a superfície de contato entre o líquido e o gás. A temperatura de subresfriamento é a força motriz para a formação de hidratos, dada por:

$$\Delta T_{sub} = T_H^{eq} - T \quad (3.2)$$

sendo T_H^{eq} a temperatura de equilíbrio de formação de hidratos, que vem do diagrama de fase dos hidratos e pode ser gerado a partir do programa livre *CSMGem* (BALLARD e SLOAN, 2002, 2004a, 2004b; JAGER et al., 2003), por exemplo. A temperatura de equilíbrio de formação de hidratos é função da pressão do sistema, da composição química do gás e da presença de inibidores químicos (tais como sais ou alcoóis). É importante notar que a eq. (3.1) só é válida para $T < T_H^{eq}$, ou seja, a mistura deve estar dentro da região de pressão e temperatura de formação de hidratos. A nucleação dos hidratos é considerada instantânea e só ocorre no momento em que o subresfriamento crítico³⁸ é atingido, aqui considerado como $\Delta T_{sub,crit} = 3,6 \text{ K}$, seguindo os dados experimentais de Matthews et al. (2000)³⁹.

No modelo de deslizamento de Rao (2013), é importante observar que os autores utilizam a superfície contato A_i por unidade de volume, em $[\text{m}^2/\text{m}^3]$. Porém, para o presente modelo, será utilizada a superfície de contato em $[\text{m}^2]$, assim resultando numa taxa de

³⁶ Hipótese válida para concentrações de aproximadamente 13% a 18% de hidrato-em-água (JOSHI, 2012).

³⁷ Isto é, apenas a fase inicial de formação de hidratos é considerada nesse modelo. O modelo futuramente deverá ser estendido para considerar a formação de plugues e prever o bloqueio da tubulação,

³⁸ O subresfriamento crítico é necessário para fornecer a energia necessária para a nucleação das primeiras partículas de hidratos.

³⁹ Joshi (2012) apresenta resultados de subresfriamento crítico de 0,5 a 4,3 K, dependendo das condições do escoamento na entrada. No presente trabalho, será assumido o valor proposto por Matthews et al. (2000) de $\Delta T_{sub,crit} = 3,6 \text{ K}$.

consumo de gás dm_G/dt em [kg/s], o que não compromete o valor das constantes k_1 e k_2 . Turner (2005) propõe que as constantes cinéticas de seu modelo são $k_1 = 7,3548 \cdot 10^{17}$ kg/(m²s) e $k_2 = -1,36 \cdot 10^4$ K (válido para metano e etano). Apesar do modelo de Turner (2005) ter sido desenvolvido para sistemas de óleo dominante, o mesmo já foi utilizado em trabalhos anteriores para sistemas de gás e água (RAO, 2013; ZERPA et al., 2013) e é atualmente utilizado no programa comercial *OLGA*[®] (BOXALL, 2008). Por já ter sido utilizado em trabalhos anteriores e por sua simplicidade, este modelo cinético será utilizado como ponto de partida para o presente trabalho – o que não impossibilita a utilização de outros modelos cinéticos em trabalhos futuros.

A superfície de contato A_i entre o líquido e o gás é diferente nas regiões do pistão e do filme. Para a região do filme, a interface entre o líquido e o gás pode ser considerada como uma superfície plana e dada por:

$$A_{i,B} = DL_B \text{sen}(\alpha) \quad (3.3)$$

sendo α o ângulo molhado pelo filme de líquido, definido no Apêndice A (Figura A.1).

Para a avaliação da área de contato entre o líquido e o gás no pistão, é necessário o conhecimento do volume médio das bolhas dispersas \forall_{GS} , aqui calculado por correlação regredida através dos dados experimentais de Rogero (2009), vide Tabela A.3. Para bolhas dispersas perfeitamente esféricas, o raio médio das mesmas é dado por:

$$r_{GS} = \left(\frac{3}{4\pi} \forall_{GS} \right)^{1/3} \quad (3.4)$$

Assim, a quantidade de bolhas dispersas no pistão é:

$$n_{GS} = \frac{R_{GS} AL_S}{\forall_{GS}} \quad (3.5)$$

sendo R_{GS} a fração de gás no pistão e L_S o comprimento do pistão. Logo, a superfície de contato das bolhas dispersas na região do pistão é:

$$A_{i,S} = n_{GS} 4\pi r_{GS}^2 \quad (3.6)$$

Finalmente, a área interfacial A_i para avaliação da eq. (3.1) é a área interfacial para uma célula unitária completa, com $A_i = A_{i,B} + A_{i,S}$.

3.4 Velocidades superficiais (conservação da massa)

As velocidades superficiais das fases são dados de entrada para o cálculo da hidrodinâmica do escoamento da dispersão e do gás. Porém, as velocidades superficiais das fases variam ao longo da tubulação em função: (i) da expansão das fases⁴⁰ devido à queda de pressão; (ii) da contração das fases devido ao resfriamento; e (iii) da taxa de consumo/formação das fases durante a formação de hidratos.

A partir do consumo de gás dm_G/dt durante a formação de hidratos, eq. (3.1), podem-se definir as taxas de consumo/formação mássica das outras duas fases:

$$\frac{dm_L}{dt} = \eta_H \frac{M_L}{M_G} \frac{dm_G}{dt} \quad (3.7)$$

$$\frac{dm_H}{dt} = -(\eta_H + 1) \frac{M_H}{M_G} \frac{dm_G}{dt} \quad (3.8)$$

sendo η_H o número de hidratação, que representa a fração molar média de consumo de água e gás na formação de hidratos, em [kmol de água/kmol de gás]. O número de hidratação será considerado constante, sendo $\eta_H \approx 6$ um valor característico para estruturas cristalinas do tipo I⁴¹ (SLOAN et al., 2011). As massas molares M entram na eq. (3.8) para transformar a base molar em mássica. Deve-se salientar que o consumo de gás dm_G/dt é definido como negativo na eq. (3.1), e por isso a eq. (3.8) possui um sinal negativo que indica, na verdade, a taxa mássica de formação de hidratos.

Dividindo a variação mássica pela área e pela massa específica, encontra-se a variação na velocidade superficial de cada fase. As fases de líquido e de hidrato podem ser consideradas incompressíveis, porém a velocidade superficial da fase gasosa deve ser corrigida em função da temperatura e da pressão em cada nó da tubulação, modelando o gás como real pelo uso do fator de compressibilidade Z . Assim, as velocidades superficiais das fases podem ser expressas por:

$$j_{G(n+1)} = \underbrace{j_{G(n)} \frac{Z_{(n+1)}}{Z_{(n)}} \frac{P_{(n)}}{P_{(n+1)}} \frac{T_{(n+1)}}{T_{(n)}}}_{\text{correção pressão/temperatura}} + \underbrace{\frac{1}{\rho_G A} \frac{dm_G}{dt} \frac{\Delta z}{L_U}}_{\text{termo de consumo de gás}} \quad (3.9)$$

⁴⁰ Neste trabalho, apenas o gás é considerado como compressível.

⁴¹ O presente trabalho só simulará formação de hidratos de metano, que possuem estrutura cristalina do tipo I.

$$j_{L(n+1)} = j_{L(n)} + \underbrace{\frac{1}{\rho_L A} \frac{dm_L}{dt} \frac{\Delta z}{L_U}}_{\text{termo de consumo de líquido}} \quad (3.10)$$

$$j_{H(n+1)} = j_{H(n)} + \underbrace{\frac{1}{\rho_H A} \frac{dm_H}{dt} \frac{\Delta z}{L_U}}_{\text{termo de formação de hidrato}} \quad (3.11)$$

sendo que a velocidade superficial do próximo nó ($n+1$) é avaliada a partir da velocidade superficial no nó (n)⁴². É importante perceber que a razão $\Delta z / L_U$ aparece devido ao fato de que o consumo/formação das fases é avaliado para toda a célula unitária de comprimento L_U , que normalmente é diferente do espaçamento entre nós da tubulação, Δz .

3.5 Velocidade das estruturas (conservação da massa)

Para encontrar a velocidade das estruturas do escoamento – isto é, a velocidade real de cada fase dentro de cada região da célula unitária – utiliza-se o balanço de massa para a fase ϕ :

$$\underbrace{\frac{d}{dt} \int_{VC} \rho_\phi R_{\phi\psi} d\forall}_{\text{(i) variação de massa no VC}} + \underbrace{\int_{SC} \rho_\phi R_{\phi\psi} (\vec{U}_r \cdot \vec{n}) dA}_{\text{(ii) fluxo de massa cruzando as SC's}} = 0 \quad (3.12)$$

sendo t o tempo, ρ_ϕ a massa específica da fase, $R_{\phi\psi}$ a fração volumétrica de fase dentro de cada região da célula unitária, \forall o volume e $(\vec{U}_r \cdot \vec{n})$ o produto escalar da velocidade da fase relativa ao volume de controle (VC) e o vetor normal da superfície de controle (SC).

O termo (i) da eq. (3.12) representa a variação mássica da fase dentro do volume de controle e ao longo do tempo, que no caso do volume de controle englobando toda a célula unitária da Figura 3.2 é igual à variação mássica da fase devido à formação de hidratos:

$$\frac{d}{dt} \int_{VC} \rho_\phi R_{\phi\psi} d\forall \approx \frac{dm_\phi}{dt} \quad (3.13)$$

O termo (ii) da eq. (3.12) representa o fluxo mássico cruzando as superfícies de controle. Considerando um perfil de velocidades uniforme em cada estrutura da célula unitária

⁴² Seguindo a lógica de marcha corrente acima. Detalhes são apresentados no Capítulo 4.

e que as superfícies de controle da Figura 3.2 transladam com a mesma velocidade da célula unitária U_T :

$$\int_{SC} \rho_\phi R_{\phi\psi} (\vec{U}_r \cdot \vec{n}) dA \approx \sum_{\psi} \rho_\phi R_{\phi\psi} (U_{\phi\psi} - U_T) A \quad (3.14)$$

sendo $U_{\phi\psi}$ a velocidade da estrutura do escoamento.

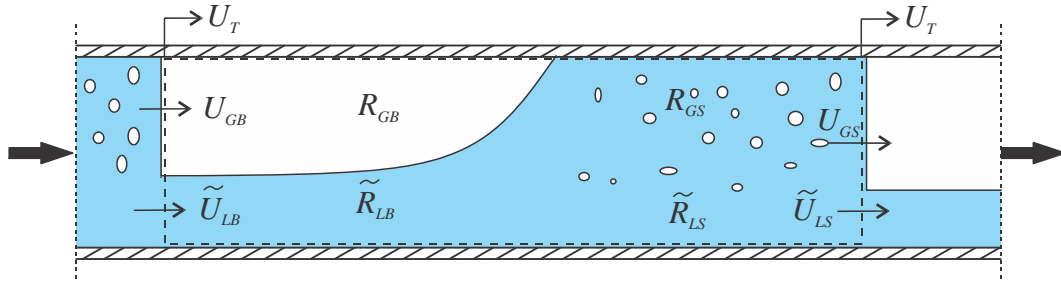


Figura 3.2 – Volume de controle para o balanço de massa na célula unitária.

Substituindo as eqs. (3.13) e (3.14) em (3.12) e aplicando para o gás e a para a dispersão, *i.e.*, $\phi = G, (\tilde{\cdot})_L$:

$$\frac{dm_G}{dt} + \rho_G R_{GB} (U_{GB} - U_T) A - \rho_G R_{GS} (U_{GS} - U_T) A = 0 \quad (3.15)$$

$$\frac{d\tilde{m}_L}{dt} + \tilde{\rho}_L \tilde{R}_{LB} (\tilde{U}_{LB} - U_T) A - \tilde{\rho}_L \tilde{R}_{LS} (\tilde{U}_{LS} - U_T) A = 0 \quad (3.16)$$

Isolando as velocidades da bolha alongada e do filme e ainda sabendo que $d\tilde{m}_L/dt = dm_L/dt + dm_H/dt$:

$$U_{GB} = U_T + (U_{GS} - U_T) \frac{R_{GS}}{R_{GB}} - \underbrace{\frac{1}{\rho_G A R_{GB}} \frac{dm_G}{dt}}_{\text{transferência de massa}} \quad (3.17)$$

$$\tilde{U}_{LB} = U_T + (\tilde{U}_{LS} - U_T) \frac{\tilde{R}_{LS}}{\tilde{R}_{LB}} - \underbrace{\frac{1}{\tilde{\rho}_L A \tilde{R}_{LB}} \left[\frac{dm_L}{dt} + \frac{dm_H}{dt} \right]}_{\text{transferência de massa}} \quad (3.18)$$

A grande diferença entre os balanços de massa encontrados na literatura (BASSANI et al., 2016b; MEDINA et al., 2010; TAITEL e BARNEA, 1990a) e o que é apresentado neste trabalho, eqs. (3.17) e (3.18), é a consideração da transferência de massa entre o gás e a dispersão durante a formação de hidratos. É importante notar que as eqs. (3.17) e (3.18) consideram uma variação desprezível das propriedades do gás e da dispersão dentro de uma

mesma célula unitária⁴³. Além disso, o presente trabalho preocupa-se apenas com as características médias do escoamento, ou seja, frações de fase médias em cada região da célula unitária.

Para o cálculo da velocidade do pistão, utiliza-se a hipótese de que a velocidade superficial da mistura é constante em qualquer seção transversal da tubulação (SHOHAM, 2006). Assim, para a região do pistão:

$$\tilde{U}_{LS} = \frac{J - U_{GS} R_{GS}}{\tilde{R}_{LS}} \quad (3.19)$$

Finalmente, tem-se que $U_{GS} \approx J$ (HARMATHY, 1960) para escoamentos horizontais, o que resulta em $\tilde{U}_{LS} \approx J$. Assim, as velocidades de todas as estruturas estão definidas, *i.e.*, velocidades da dispersão e do gás nas regiões do pistão e da bolha alongada.

3.6 Geometria da célula unitária (modelo de bolha)

Diversos autores modelaram o perfil da bolha alongada através da conservação da quantidade de movimento aplicada à região da bolha alongada e considerando a pressão constante na seção transversal (DUKLER e HUBBARD, 1975; KOKAL e STANISLAV, 1989; NETTO, 1999; TAITEL e BARNEA, 1990a). Todos esses trabalhos possuem a mesma abordagem, porém diferentes termos foram sendo acrescentados ao longo da evolução desse tipo de modelo (YOSHIZAWA, 2005). O presente trabalho adaptará a abordagem de Taitel e Barnea (1990a) por ser uma das mais completas (YOSHIZAWA, 2005) e por já ter sido utilizada em modelagens anteriores realizadas no NUEM/UTFPR (BASSANI et al., 2016b; MEDINA et al., 2010).

A altura de dispersão no filme \tilde{H}_{LB} que escoo abaixo da bolha alongada é dada por (TAITEL e BARNEA, 1990a):

$$\frac{d\tilde{H}_{LB}}{dz} = \frac{\overbrace{\frac{\tilde{\tau}_{LB} \tilde{S}_{LB}}{\tilde{A}_{LB}}}^{\text{atrito no filme}} - \overbrace{\frac{\tau_{GB} S_{GB}}{A_{GB}}}^{\text{atrito na bolha}} - \overbrace{\tau_i S_i \left(\frac{1}{\tilde{A}_{LB}} + \frac{1}{A_{GB}} \right)}^{\text{atrito na interface}} + \overbrace{(\tilde{\rho}_L - \rho_G) g \sin \gamma}^{\text{peso}}}{\underbrace{(\tilde{\rho}_L - \rho_G) g \cos \gamma}_{\text{inclinação da interface}} - \left(\underbrace{\tilde{\rho}_L \frac{|U_T - \tilde{U}_{LB}| (U_T - \tilde{U}_{LB})}{\tilde{R}_{LB}}}_{\text{inércia do filme}} + \underbrace{\rho_G \frac{|U_T - U_{GB}| (U_T - U_{GB})}{R_{GB}}}_{\text{inércia da bolha}} \right) \frac{d\tilde{R}_{LB}}{d\tilde{H}_{LB}}} \quad (3.20)$$

⁴³ Porém, as propriedades das fases são recalculadas nó a nó ao longo da tubulação em função das distribuições de pressão e temperatura.

sendo $A_{\phi\psi}$ a área ocupada por cada fase ϕ dentro de cada região ψ , $S_{\phi\psi}$ o respectivo perímetro molhado⁴⁴, $\tau_{\phi\psi}$ a respectiva tensão de cisalhamento⁴⁵, z a coordenada axial da tubulação e g a aceleração da gravidade. Integrando a eq. (3.20) em z , pode-se estimar a fração média de gás na região da bolha a partir da altura média do filme:

$$R_{GB} = 1 - \frac{\tilde{H}_{LB,médio}}{D} \quad (3.21)$$

$$\tilde{H}_{LB,médio} = \int_0^{L_B} \frac{d\tilde{H}_{LB}}{dz} dz \quad (3.22)$$

A aproximação da eq. (3.21) é linear e não leva em consideração a geometria circular do duto. Mesmo assim, análises numéricas mostram que ela difere em menos de 5% da relação para geometria circular apresentada no Apêndice A (Tabela A.5)⁴⁶. O critério de parada da integração da eq. (3.20) é o balanço de dispersão na célula unitária (TAITEL e BARNEA, 1990a):

$$\underbrace{\frac{L_U (\tilde{U}_{LS} \tilde{R}_{LS} - \tilde{j}_L)}{U_T}}_{\substack{\text{não varia durante} \\ \text{a integração}}} = \underbrace{L_B (R_{GB} - R_{GS})}_{\substack{\text{varia durante} \\ \text{a integração}}} \quad (3.23)$$

O lado esquerdo da eq. (3.23) é constante ao longo da integração da eq. (3.20) porque todos os parâmetros dependem unicamente das velocidades superficiais e das propriedades das fases dentro da célula unitária. Já o lado direito da eq. (3.20) varia durante o processo de integração devido às mudanças na fração média de gás na bolha R_{GB} e no valor do comprimento da bolha L_B .

O comprimento da bolha é calculado como a soma de todos os passos dz percorridos até o final da integração, *i.e.*, $L_B = \int_0^{L_B} dz$. Assim, quando a igualdade da eq. (3.23) é atingida, encontram-se simultaneamente a altura média do filme $\tilde{H}_{LB,médio}$, a fração média de gás na bolha alongada R_{GB} e o comprimento da bolha L_B .

O comprimento do pistão é calculado a partir do comprimento da célula unitária, função da frequência $freq$ de passagem das células unitárias:

⁴⁴ $A_{\phi\psi}$ e $S_{\phi\psi}$ são calculados através de relações geométricas, conforme apresentado na Tabela A.5.

⁴⁵ Calculadas conforme apresentado na Tabela A.4.

⁴⁶ **Observação:** no *software* gerado para implementação deste modelo, optou-se pela forma rigorosa de cálculo de RGB conforme apresentada na Tabela A.5. Porém, por questões de didática, no texto utiliza-se a abordagem linear.

$$L_U = \frac{U_T}{freq} \quad (3.24)$$

$$L_S = L_U - L_B \quad (3.25)$$

O fechamento do modelo de Taitel e Barnea (1990a) é feito através da avaliação de três grandezas a partir de correlações experimentais, sendo elas: (i) a frequência do escoamento em golfadas $freq$; (ii) a velocidade de translação da célula unitária U_T ; e (iii) a fração de gás no pistão R_{GS} . Uma compilação de tais correlações é apresentada no Apêndice A, Tabelas A.1 a A.3.

O modelo de Taitel e Barnea (1990a), utilizado em conjunto com as correlações de fechamento, é suficiente para caracterizar a geometria da célula unitária, *i.e.*, as frações de fase e os comprimentos de cada região da célula unitária.

3.7 Frações reais de líquido e de hidrato

Até o momento, a modelagem foi feita considerando o escoamento bifásico de dispersão e gás. Porém, é necessário conhecer a fração real de líquido e de hidrato para a avaliação das propriedades tanto da mistura quanto da dispersão (conforme apresentado no Apêndice B). Além disso, é importante conhecer a fração real de hidratos no escoamento para estimar:

- i) Até que ponto o hidrato pode ser considerado como homogêneo distribuído. Joshi (2012) mostrou experimentalmente que esta hipótese é válida para frações de hidrato de até aproximadamente 13% (conforme já apresentado na Figura 2.2). A transição de escoamento homogêneo para heterogêneo implicaria na utilização de uma velocidade de deslizamento entre o hidrato e o líquido.
- ii) Até que ponto o escoamento pode ser tratado como em golfadas. A mistura irá desacelerar devido a formação de hidratos e as propriedades da dispersão irão mudar em função da fração volumétrica de hidratos, podendo ocasionar mudança no padrão de escoamento. Além disso, para frações elevadas de hidratos, as partículas podem aglomerar e ocasionar o bloqueio da tubulação pela formação de plugues, ocasionando total parada do escoamento. Um critério associando a fração de hidratos e um possível risco de bloqueio da tubulação ainda não foi estabelecido na literatura, porém Joshi (2012) mostra que para frações de hidrato acima de 25% os hidratos podem formar leitos estacionários, causando flutuações consideráveis na queda de pressão do escoamento (conforme já apresentado na Figura 2.2).

Para o cálculo da fração real de hidratos, é necessário o conhecimento da velocidade de deslizamento entre o líquido e o sólido (ZERPA et al., 2013). A definição de velocidade de deslizamento entre duas fases é dada por Shoham (2006) como:

$$U_{L/H} = U_L - U_H = \frac{j_L}{R_L} - \frac{j_H}{R_H} \quad (3.26)$$

Para um caso de não deslizamento entre as fases, a eq. (3.26) é nula e se reduz a:

$$\frac{R_H}{R_L} = \frac{j_H}{j_L} \quad (3.27)$$

ou seja, a razão entre as frações de fase é igual à razão entre as velocidades superficiais das mesmas quando não existe deslizamento entre as fases. Sabe-se ainda que a soma das frações de líquido e de hidrato devem igualar a fração de dispersão:

$$R_L + R_H = \tilde{R}_L \quad (3.28)$$

Resolvendo o sistema formado pelas eqs. (3.27) e (3.28), obtêm-se as expressões para as frações de líquido e de hidrato em função das velocidades superficiais das fases e da fração da dispersão:

$$R_L = \tilde{R}_L \left(1 + \frac{j_H}{j_L} \right)^{-1} \quad (3.29)$$

$$R_H = \tilde{R}_L \frac{j_H}{j_L} \left(1 + \frac{j_H}{j_L} \right)^{-1} \quad (3.30)$$

Tabela 3.1 – Frações volumétricas de líquido e hidrato no filme, no pistão e na célula unitária utilizando a hipótese de não deslizamento dos hidratos em relação ao líquido.

Região	Fração de líquido	Fração de hidrato
Filme	$R_{LB} = \tilde{R}_{LB} \left(1 + \frac{j_H}{j_L} \right)^{-1}$	$R_{HB} = \tilde{R}_{LB} \frac{j_H}{j_L} \left(1 + \frac{j_H}{j_L} \right)^{-1}$
Pistão	$R_{LS} = \tilde{R}_{LS} \left(1 + \frac{j_H}{j_L} \right)^{-1}$	$R_{HS} = \tilde{R}_{LS} \frac{j_H}{j_L} \left(1 + \frac{j_H}{j_L} \right)^{-1}$
Célula unitária	$R_{LU} = \tilde{R}_{LU} \left(1 + \frac{j_H}{j_L} \right)^{-1}$	$R_{HU} = \tilde{R}_{LU} \frac{j_H}{j_L} \left(1 + \frac{j_H}{j_L} \right)^{-1}$

As frações de líquido e hidrato nas regiões do pistão e do filme são diferentes porque, mesmo adotando a hipótese de que as velocidades superficiais das fases são constantes ao

longo de toda a célula unitária (SHOHAM, 2006), as frações de dispersão são diferentes em cada região. Já para o cálculo das propriedades da dispersão, é necessário o conhecimento da fração média de líquido e hidrato dentro da célula unitária. Dessa forma, a Tabela 3.1 apresenta as frações de líquido e hidrato em cada região da célula unitária e na célula unitária como um todo.

3.8 Queda de pressão (conservação da quantidade de movimento)

A conservação da quantidade de movimento na célula unitária é aplicada para encontrar a queda de pressão média da célula unitária, a qual por sua vez é utilizada para encontrar uma expressão analítica para a distribuição de pressão ao longo da tubulação. Visto que os fluxos de quantidade de movimento entrando e saindo da célula unitária são considerados idênticos, a conservação da quantidade de movimento torna-se um balanço entre as forças de pressão nas fronteiras do volume de controle e as forças de atrito nas diferentes estruturas da célula unitária (TAITEL e BARNEA, 1990a). Ainda é considerado um termo referente à perda de carga devido à expansão súbita da área ocupada pelo líquido na transferência de massa entre o filme e o pistão – região conhecida como *zona de esteira da bolha alongada* (COOK e BEHNIA, 2000). Aplicando o balanço de quantidade de movimento no volume de controle da Figura 3.3, o qual engloba toda a célula unitária e translada com ela a uma velocidade U_T , a queda de pressão na célula unitária fica:

$$-\left. \frac{dP}{dz} \right|_U = -\underbrace{\left. \frac{dP}{dz} \right|_f}_{\text{atrito}} - \underbrace{\left. \frac{dP}{dz} \right|_{mix}}_{\text{zona de esteira}} \quad (3.31)$$

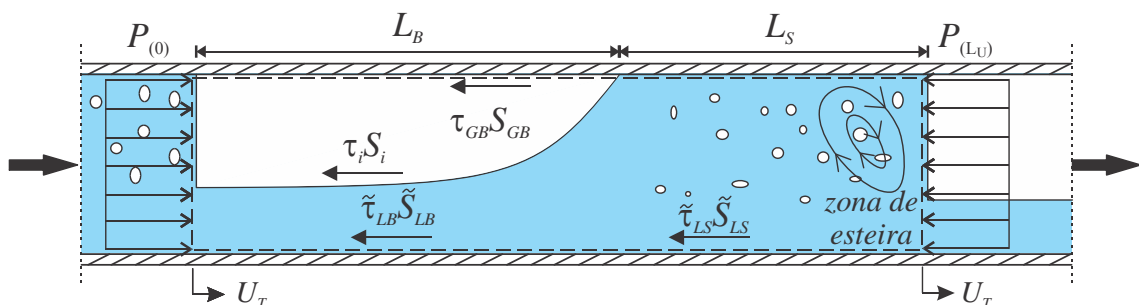


Figura 3.3 – Volume de controle na célula unitária para aplicação da conservação da quantidade de movimento.

A queda de pressão por atrito é dada pelo somatório dos atritos: (i) entre a dispersão no pistão e a parede; (ii) entre a dispersão no filme e a parede; (iii) entre o gás na bolha alongada e a parede; e (iv) entre a dispersão e o gás na interface da bolha alongada. O atrito interfacial das bolhas dispersas no pistão é desprezado. Assim:

$$-\left. \frac{dP}{dz} \right|_f = \frac{\tilde{\tau}_{LS} \tilde{S}_{LS}}{A} \frac{L_S}{L_U} + \frac{(\tilde{\tau}_{LB} \tilde{S}_{LB} + \tau_{GB} S_{GB} + \tau_i S_i)}{A} \frac{L_B}{L_U} \quad (3.32)$$

sendo $\tau_{\phi\psi}$ a tensão de cisalhamento de cada fase em cada estrutura, $S_{\phi\psi}$ o respectivo perímetro molhado e L_{ψ} o comprimento da região.

A queda de pressão devido ao atrito entre o hidrato e o líquido é computada em função da viscosidade relativa da dispersão. Modelos para esta viscosidade relativa são apresentados no Apêndice A (Tabela A.3). O presente trabalho utilizará a relação de Krieger e Dougherty (1959)⁴⁷.

A queda de pressão na zona de esteira na traseira da bolha alongada pode ser aproximada por uma perda de carga localizada devido a uma expansão súbita na área ocupada pela dispersão. Utilizando um coeficiente de perda de carga localizada K para modelar a expansão súbita (BASSANI et al., 2016b; COOK e BEHNIA, 2000):

$$-\left. \frac{dP}{dz} \right|_{mix} = K \tilde{\rho}_L \frac{(\tilde{U}_{LB} - U_T)^2}{2L_U} \quad (3.33)$$

sendo que a velocidade para o cálculo da perda de carga localizada é a velocidade relativa entre a dispersão no filme e a fronteira traseira do filme/dianteira do pistão, U_T . O coeficiente de perda de carga K é função da razão dos diâmetros hidráulicos das áreas ocupadas pela dispersão no pistão e no filme, que pode ser aproximado por $\tilde{D}_{H, LB}/D \approx \sqrt{\tilde{R}_{LB}}$ (BASSANI et al., 2016b), sendo $\tilde{D}_{H, LB}$ o diâmetro hidráulico da dispersão na região do filme⁴⁸. Valores usuais de $0.3 \leq \tilde{R}_{LB} \leq 0.4$ indicam que $K \approx 0.4$ (WHITE, 2009).

Finalmente, substituindo as eqs. (3.32) e (3.33) em (3.31), obtém-se a queda de pressão total na célula unitária:

⁴⁷ Maiores informações sobre avaliação das propriedades da dispersão podem ser encontrados no Apêndice B.

⁴⁸ Calculado através de relação geométrica apresentada na Tabela A.5.

$$-\left. \frac{dP}{dz} \right|_U = \frac{\tilde{\tau}_{LS} \tilde{S}_{LS}}{A} \frac{L_S}{L_U} + \frac{(\tilde{\tau}_{LB} \tilde{S}_{LB} + \tau_{GB} S_{GB} + \tau_i S_i)}{A} \frac{L_B}{L_U} + K \tilde{\rho}_L \frac{(\tilde{U}_{LB} - U_T)^2}{2L_U} \quad (3.34)$$

Integrando a eq. (3.34) em z , encontra-se uma expressão para a distribuição de pressão ao longo da tubulação:

$$P_{(z)} = P_i - \left[\frac{\tilde{\tau}_{LS} \tilde{S}_{LS}}{A} \frac{L_S}{L_U} + \frac{(\tilde{\tau}_{LB} \tilde{S}_{LB} + \tau_{GB} S_{GB} + \tau_i S_i)}{A} \frac{L_B}{L_U} + K \tilde{\rho}_L \frac{(\tilde{U}_{LB} - U_T)^2}{2L_U} \right] z \quad (3.35)$$

sendo P_i a pressão na entrada da tubulação. É importante notar a eq. (3.35) é analítica, porém durante a sua integração foi adotado a hipótese de que todas as outras variáveis (que não a pressão) são constantes em z . Isto só é válido para tubulações de pequenos comprimentos. Para contornar essa situação, no próximo capítulo essa expressão para a distribuição de pressão será aplicada nó a nó da tubulação, adotando uma distância crítica entre nós e que respeita essa hipótese. Os demais parâmetros da eq. (3.35) (comprimentos das regiões, tensões de cisalhamento, perímetros molhados) serão recalculados, nó a nó, em função das variações das propriedades e das velocidades das fases ao longo da tubulação devido às variações de pressão e temperatura.

3.9 Temperatura da mistura (conservação da energia)

A conservação da energia na célula unitária é aplicada para encontrar a distribuição da temperatura da mistura ao longo da tubulação. O balanço de energia da mistura é dado por:

$$\underbrace{\frac{d}{dt} \int_{VC} \rho_m c_m T dV}_{\text{variação da energia no VC}} + \underbrace{\int_{SC} \rho_m c_m T_{\phi\psi} (\vec{U}_r \cdot \vec{n}) dA}_{\text{energia cruzando as SC's}} = \underbrace{\dot{Q}_U}_{\text{troca de calor com a parede}} + \underbrace{\dot{Q}_H}_{\text{geração de calor durante a formação de hidrato}} \quad (3.36)$$

sendo t o tempo, c_m o calor específico da mistura⁴⁹, T a temperatura da mistura, $T_{\phi\psi}$ a temperatura das estruturas do escoamento em golfadas, \forall o volume, $(\vec{U}_r \cdot \vec{n})$ o produto escalar entre a velocidade relativa à fronteira do volume de controle e o vetor normal à superfície de controle, \dot{Q}_U o calor trocado entre a célula unitária e a parede da tubulação e \dot{Q}_H o calor gerado durante a formação dos hidratos. Os índices VC e SC indicam o volume e a

⁴⁹ Definido no Apêndice B.

superfície de controle, respectivamente. A seguir, os quatro termos da eq. (3.36) serão deduzidos em subseções próprias.

3.9.1 Variação da energia dentro do volume de controle

O primeiro termo do lado esquerdo da eq. (3.36) indica a variação temporal da energia dentro do volume de controle. Avaliando este termo para o volume de controle da Figura 3.4⁵⁰, que engloba a célula unitária inteira e se desloca junto a ela, e ainda desprezando a contribuição do gás na troca de calor:

$$\frac{d}{dt} \int_{VC} \rho_m c_m T dV \approx \tilde{\rho}_L A \tilde{R}_{LU} L_U \tilde{c}_L \frac{dT}{dt} \quad (3.37)$$

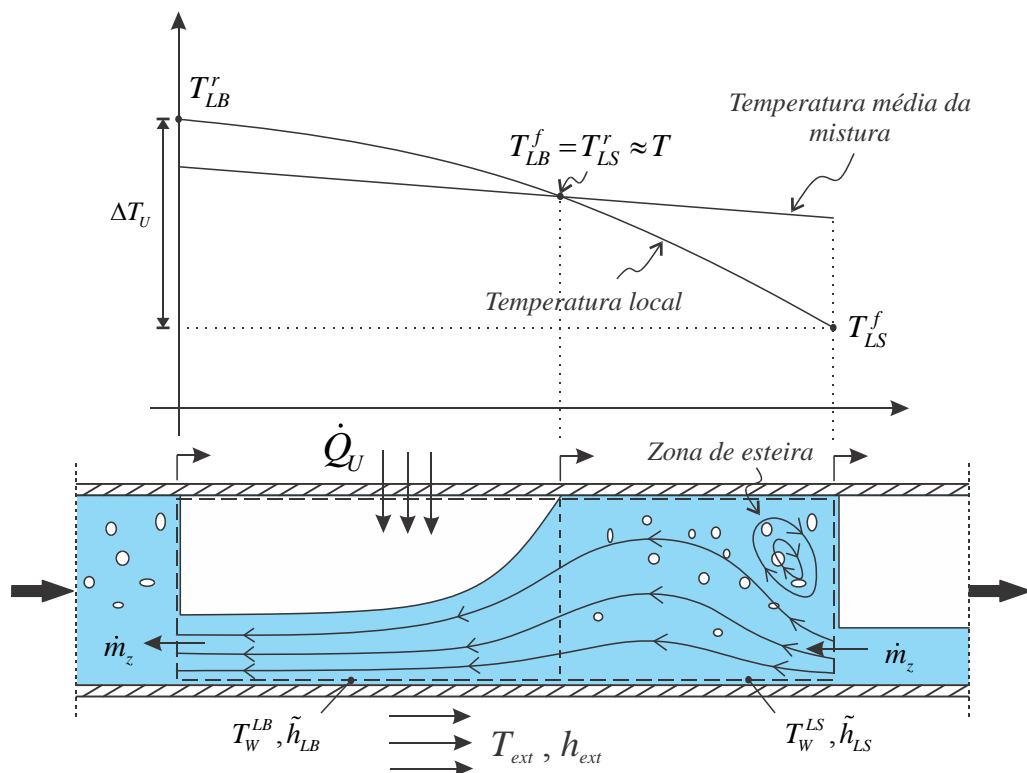


Figura 3.4 – Volume de controle para o balanço de energia.

A variação temporal da temperatura é transformada em uma variação espacial a partir da velocidade de translação da célula unitária:

⁵⁰ O mesmo volume de controle será utilizado para modelar os outros termos da eq. (3.36), e o motivo da definição das temperaturas nas fronteiras das estruturas ficará claro na seção 3.9.2.

$$\frac{dT}{dt} = U_T \frac{dT}{dz} \quad (3.38)$$

Substituindo (3.38) em (3.37):

$$\frac{d}{dt} \int_{VC} \rho_m c_m T dV \approx \tilde{\rho}_L A \tilde{R}_{LU} L_U \tilde{c}_L U_T \frac{dT}{dz} = \dot{m}_U L_U \tilde{c}_L \frac{dT}{dz} \quad (3.39)$$

sendo $\dot{m}_U = \tilde{\rho}_L A \tilde{R}_{LU} U_T$ o fluxo mássico da dispersão dentro do volume de controle.

3.9.2 Fluxo de energia nas superfícies de controle (*scooping* térmico)

O segundo termo do lado esquerdo da eq. (3.36) indica o fluxo de energia cruzando as superfícies de controle. Aplicando este termo ao volume de controle da Figura 3.4 e desprezando o efeito do gás:

$$\int_{SC} \rho_m c_m T_{\phi\psi} (\vec{U}_r \cdot \vec{n}) dA \approx \tilde{\rho}_L \tilde{R}_{LS} A (U_T - \tilde{U}_{LS}) \tilde{c}_L T_{LS}^f - \tilde{\rho}_L \tilde{R}_{LB} A (U_T - \tilde{U}_{LB}) \tilde{c}_L T_{LB}^r \quad (3.40)$$

sendo T_{LS}^f e T_{LB}^r as temperaturas na frente (f)⁵¹ do pistão e na traseira (r)⁵² do filme, respectivamente. Pelo balanço de massa da eq. (3.18) e desprezando, nesse caso, o termo de consumo de fases⁵³:

$$\dot{m}_z \approx \tilde{\rho}_L \tilde{R}_{LS} A (\tilde{U}_{LS} - U_T) \approx \tilde{\rho}_L \tilde{R}_{LB} A (\tilde{U}_{LB} - U_T) \quad (3.41)$$

sendo que \dot{m}_z representa a vazão de *scooping*, *i.e.*, a troca de massa de dispersão entre duas células unitárias vizinhas (BASSANI et al., 2016b; TAITEL e BARNEA, 1990a). Assim, a eq. (3.41) se resume a:

$$\int_{SC} \rho_m c_m T_{\phi\psi} (\vec{U}_r \cdot \vec{n}) dA \approx \dot{m}_z \tilde{c}_L (T_{LS}^f - T_{LB}^r) = \dot{m}_z \tilde{c}_L \Delta T_U \quad (3.42)$$

sendo $\Delta T_U = (T_{LS}^f - T_{LB}^r)$ a diferença de temperatura entre a frente e a traseira da célula unitária. Para avaliar esta diferença de temperatura, é necessário realizar balanços de energia no filme e no pistão, que possuem a seguinte forma:

⁵¹ Do inglês, *front*.

⁵² Do inglês, *rear*.

⁵³ Assumindo a hipótese de que a formação de hidrato não influencia o termo de *scooping* térmico. Caso essa hipótese não seja assumida, a EDO para a energia torna-se não-linear, impossibilitando encontrar uma solução analítica para a distribuição de temperaturas ao longo da tubulação.

$$\rho_\phi R_{\phi\psi} AU_{\phi\psi} c_\phi \frac{dT_\phi}{dz} = h_{\phi\psi} S_{\phi\psi} (T_W - T_{\phi\psi}) \quad (3.43)$$

Aplicando este balanço para a região do filme e do pistão da Figura 3.4 e integrando ao longo do comprimento da região, encontra-se:

$$\frac{T_W - T_{LS}^f}{T_W - T_{LS}^r} = \exp\left(-\frac{\tilde{h}_{LS} \tilde{S}_{LS} L_S}{\tilde{m}_{LS} \tilde{c}_L}\right) \quad (3.44)$$

$$\frac{T_W - T_{LB}^f}{T_W - T_{LB}^r} = \exp\left(-\frac{\tilde{h}_{LB} \tilde{S}_{LB} L_B}{\tilde{m}_{LB} \tilde{c}_L}\right) \quad (3.45)$$

sendo que $\tilde{m}_{LS} = \tilde{\rho}_L \tilde{R}_{LS} A \tilde{U}_{LS}$ e $\tilde{m}_{LB} = \tilde{\rho}_L \tilde{R}_{LB} A \tilde{U}_{LB}$ representam a vazão mássica da dispersão no pistão e no filme, respectivamente. Combinando as eqs. (3.44) e (3.45) e considerando que $T_{LB}^f = T_{LS}^r \approx T_m$, conforme indicado na Figura 3.4, encontra-se a diferença de temperaturas entre as fronteiras da célula unitária:

$$\Delta T_U = \kappa (T_W - T) \quad (3.46)$$

$$\kappa = \exp\left(\frac{\tilde{h}_{LB} \tilde{S}_{LB} L_B}{\tilde{m}_{LB} \tilde{c}_L}\right) - \exp\left(-\frac{\tilde{h}_{LS} \tilde{S}_{LS} L_S}{\tilde{m}_{LS} \tilde{c}_L}\right) \quad (3.47)$$

sendo κ o coeficiente de *scooping* térmico (BASSANI et al., 2016b) e \tilde{h}_{LB} e \tilde{h}_{LS} os coeficientes de película da dispersão no filme e no pistão, respectivamente, estimados a partir da correlação de Gnielinski⁵⁴ (1976).

Finalmente, substituindo (3.46) em (3.42):

$$\int_{SC} \rho_m c_m T_{\phi\psi} (\vec{U}_r \cdot \vec{n}) dA \approx \dot{m}_z \tilde{c}_L \kappa (T_W - T) \quad (3.48)$$

que representa uma expressão para avaliar o termo de *scooping* térmico no balanço de energia da célula unitária.

3.9.3 Troca de calor com a parede

O primeiro termo do lado direito da eq. (3.36) representa o calor trocado entre a mistura e a parede. O calor trocado na célula unitária é a soma dos calores trocados pelas estruturas do escoamento, desconsiderando a fase gasosa:

⁵⁴ Vide Tabela A.3.

$$\dot{Q}_U = \tilde{h}_{LB} \tilde{S}_{LB} L_B (T_W - T_{LB}) + \tilde{h}_{LS} \tilde{S}_{LS} L_S (T_W - T_{LS}) \quad (3.49)$$

sendo $T_{LB} = (T_{LB}^f + T_{LB}^r)/2$ e $T_{LS} = (T_{LS}^f + T_{LS}^r)/2$ as temperaturas médias no filme e no pistão, respectivamente. Assumindo que $T_{LB} \approx T_{LS} \approx T$, então o calor trocado entre a mistura e a parede fica:

$$\dot{Q}_U = (\tilde{h}_{LB} \tilde{S}_{LB} L_B + \tilde{h}_{LS} \tilde{S}_{LS} L_S) (T_W - T) \quad (3.50)$$

3.9.4 Geração de calor durante a formação de hidratos

O segundo termo do lado direito da eq. (3.36) representa o calor liberado pela formação de hidratos, que é uma mudança de fase exotérmica. Este calor liberado é dado por (Zerpa et al., 2013):

$$\dot{Q}_H = -\frac{dm_G}{dt} \Delta h_H \quad (3.51)$$

sendo que a entalpia de formação de hidratos Δh_H é dada em relação à taxa de consumo de gás, em [J/kg de gás] (SLOAN e KOH, 2008). Deve-se perceber que o sinal negativo da eq. (3.51) se cancela com o sinal negativo definido pelo modelo cinético de Turner (2005), eq. (3.1). Logo, $\dot{Q}_H > 0$ e o processo é exotérmico.

3.9.5 Distribuição de temperatura da mistura

Substituindo as eqs. (3.39), (3.48), (3.50) e (3.51) em (3.36) e utilizando o modelo cinético para avaliar dm_G/dt , eq. (3.1), obtém-se:

$$\begin{aligned} \dot{m}_U L_U \tilde{c}_L \frac{dT}{dz} + \dot{m}_z \tilde{c}_L \kappa (T_W - T) = \\ = (\tilde{h}_{LB} \tilde{S}_{LB} L_B + \tilde{h}_{LS} \tilde{S}_{LS} L_S) (T_W - T) + k_1 \exp\left(\frac{k_2}{T_{(n-1)}}\right) A_i (T_H^{eq} - T) \Delta h_H \end{aligned} \quad (3.52)$$

A eq. (3.52) representa o balanço de energia dentro da célula unitária para o escoamento em golfadas com formação de hidratos. Esta é uma equação diferencial da temperatura da mistura ao longo da tubulação em função: (i) da hidrodinâmica do escoamento; (ii) da troca de calor com a parede; (iii) da troca de calor entre duas células vizinhas (*scooping* térmico); e

(iv) da formação de hidratos. Porém, como o modelo cinético adotado é uma função não linear da temperatura da mistura, optou-se por avaliar a temperatura de dentro da exponencial do segundo termo do lado direito da eq. (3.52) como a temperatura do nó anterior $T_{(n-1)}$. Assim, a equação diferencial pode ser classificada como ordinária de primeira ordem, linear e não homogênea, podendo ser reescrita como:

$$m \frac{dT}{dz} + nT = p \quad (3.53)$$

sendo:

$$m = \tilde{\rho}_L A \tilde{R}_{LU} U_T L_U \tilde{c}_L \quad (3.54)$$

$$n = \left(\tilde{h}_{LB} \tilde{S}_{LB} L_B + \tilde{h}_{LS} \tilde{S}_{LS} L_S \right) - \dot{m}_z \tilde{c}_L \kappa + \Delta h_H k_1 A_i \exp\left(\frac{k_2}{T_{(n-1)}}\right) \quad (3.55)$$

$$p = \left[\left(\tilde{h}_{LB} \tilde{S}_{LB} L_B + \tilde{h}_{LS} \tilde{S}_{LS} L_S \right) - \dot{m}_z \tilde{c}_L \kappa \right] T_W + \Delta h_H k_1 A_i T_H^{eq} \exp\left(\frac{k_2}{T_{(n-1)}}\right) \quad (3.56)$$

cuja solução é:

$$T_{(z)} = \frac{p}{n} + \left(T_i - \frac{p}{n} \right) \exp\left(-\frac{n}{m} z\right) \quad (3.57)$$

sendo T_i a temperatura na entrada da tubulação. A eq. (3.57) é uma expressão analítica para a distribuição de temperaturas ao longo da tubulação. Porém, esta expressão leva em consideração de que apenas a temperatura varia na direção axial da tubulação, e que todas as outras variáveis são aproximadamente constantes em z . Esta hipótese é válida apenas para tubulações pequenas. Por isso, no capítulo seguinte, será demonstrado o método numérico para avaliar a temperatura nó a nó utilizando a expressão da eq. (3.57) e uma distância crítica entre nós que respeita esta hipótese.

3.9.6 Coeficiente de transferência de calor da mistura

Comparando o termo de dentro da exponencial da eq. (3.57) com a solução para um modelo de mistura homogêneo com coeficiente de transferência de calor multifásico h_m , obtém-se:

$$\frac{h_m S}{\dot{m}_m c_m} \approx \frac{n}{m} = \frac{\left(\tilde{h}_{LB} \tilde{S}_{LB} L_B + \tilde{h}_{LS} \tilde{S}_{LS} L_S \right) - \dot{m}_z \tilde{c}_L \kappa + \Delta h_H k_1 A_i \exp\left(k_2/T_{(n-1)}\right)}{\tilde{\rho}_L A \tilde{R}_{LU} U_T L_U \tilde{c}_L} \quad (3.58)$$

Isolando h_m e substituindo as definições de \dot{m}_m e $\tilde{\rho}_L$, eqs. (B.4) e (B.7) do Apêndice B:

$$h_m = \left[\left(\tilde{h}_{LB} \tilde{S}_{LB} L_B + \tilde{h}_{LS} \tilde{S}_{LS} L_S \right) - \dot{m}_z \tilde{c}_L \kappa + \Delta h_H k_1 A_i \exp \left(\frac{k_2}{T_{(n-1)}} \right) \right] \frac{(\rho_L j_L + \rho_H j_H)}{(\rho_L R_{LU} + \rho_H R_{HU}) S U_T L_U} \quad (3.59)$$

Rearranjando os termos:

$$h_m = \left[\underbrace{\tilde{h}_{LB} \frac{\tilde{S}_{LB}}{S} \frac{L_B}{L_U} + \tilde{h}_{LS} \frac{\tilde{S}_{LS}}{S} \frac{L_S}{L_U}}_{\text{termos convectivos (FRANÇA et al., 2008)}} - \underbrace{\frac{\dot{m}_z \tilde{c}_L \kappa}{S L_U}}_{\text{scooping térmico (BASSANI et al., 2016c)}} + \underbrace{\frac{\Delta h_H k_1 A_i \exp(k_2/T_{(n-1)})}{S L_U}}_{\text{termo devido à liberação de calor na formação de hidrato}} \right] \frac{(\rho_L j_L + \rho_H j_H)}{(\rho_L R_{LU} + \rho_H R_{HU}) U_T} \quad (3.60)$$

termo adimensional proveniente do tipo de modelagem

A eq. (3.60) é uma expressão analítica do coeficiente de transferência de calor da mistura em função: (i) dos parâmetros hidrodinâmicos do escoamento em golfadas; (ii) do fenômeno de *scooping* térmico; (iii) da formação de hidratos; e (iv) da relação entre as velocidades superficiais, massas específicas e frações volumétricas do líquido e de hidratos. O primeiro e o segundo termo (dentro dos colchetes e do lado direito da equação, chamados termos convectivos) representam a troca térmica da mistura com a parede da tubulação, proveniente de uma média da contribuição na troca de calor do pistão e do filme, ponderada em relação aos seus comprimentos e perímetros molhados (FRANÇA et al., 2008). O terceiro termo é a contribuição da troca de calor axial entre duas células unitárias vizinhas, ou seja, o fenômeno de *scooping* térmico (BASSANI et al., 2016b). O quarto termo representa a contribuição do calor gerado devido à formação de hidratos. O termo adimensional que multiplica os quatro termos anteriores é proveniente da abordagem em regime permanente adotada, e representa uma ponderação das contribuições da água e dos hidratos no calor específico (termos $\rho_\phi j_\phi$) e na massa específica da dispersão (termos $\rho_\phi R_{\phi\psi}$)⁵⁵. A velocidade U_T aparece devido à aproximação espaço-temporal utilizada na aplicação do balanço de energia.

3.9.7 Temperatura na parede (condição de contorno)

Visto que a condição de contorno é a temperatura do meio externo T_{ext} , mas que apenas a temperatura da parede interna T_W foi considerada na modelagem até o momento, é necessário encontrar uma relação entre esses dois parâmetros. Estas temperaturas podem ser

relacionadas através das resistências térmicas de condução da parede e de convecção dos meios interno e externo.

A Figura 3.5 apresenta a parede da tubulação em um corte transversal, junto ao circuito térmico equivalente do sistema. São desconsiderados efeitos de radiação e de condução axial. Na superfície interna da parede escoa a mistura, com temperatura $T_{W\phi\psi}$ e coeficiente de transferência de calor $h_{\phi\psi}$. Tanto a região do pistão quanto a região do filme podem estar escoando na parede interna da tubulação. Já na parede externa escoo um fluido com temperatura T_{ext} e coeficiente de película h_{ext} constantes e conhecidos. A partir do circuito térmico, o coeficiente global de transferência de calor é dado por:

$$h_{\phi\psi}^G = \frac{1}{\frac{D}{D_{ext}h_{ext}} + \frac{D \ln(D_{ext}/D)}{2k_w} + \frac{1}{h_{\phi\psi}}} \quad (3.61)$$

sendo k_w a condutividade térmica do material da parede, D e D_{ext} os diâmetros interno e externo da tubulação, respectivamente, e $\phi\psi = LS; LB$. O índice G , neste caso, indica que o coeficiente de transferência de calor é global.

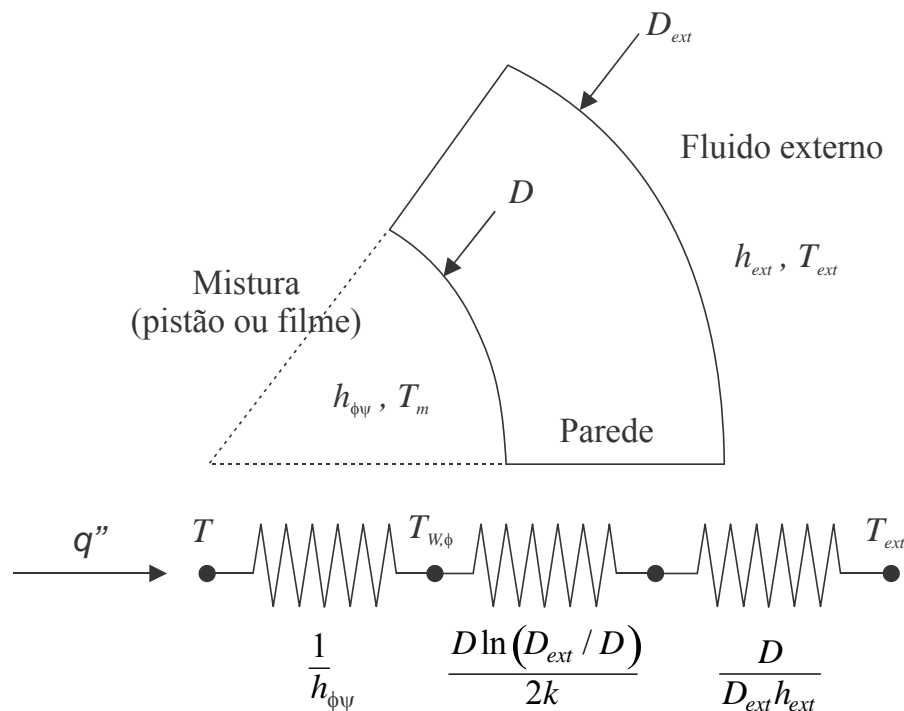


Figura 3.5 – Resistências térmicas associadas ao fluxo de calor na parede da tubulação.

⁵⁵ Detalhes são apresentados no Apêndice B.

Aproximando a temperatura local do filme e do pistão pela temperatura da mistura $T_{\phi\psi} \approx T$, então:

$$q'' = h_{\phi\psi} (T_W^{\phi\psi} - T) = h_{\phi\psi}^G (T_{ext} - T) \quad (3.62)$$

sendo T_W^{LS} a temperatura da parede interna na região do pistão e T_W^{LB} a temperatura da parede interna na região do filme quando $\phi\psi = LS; LB$, respectivamente. Utilizando a segunda igualdade da eq. (3.62):

$$\begin{cases} T_W^{LS} = T + \frac{h_{LS}^G}{h_{LS}} \frac{D}{D_{ext}} (T_{ext} - T) \\ T_W^{LB} = T + \frac{h_{LB}^G}{h_{LB}} \frac{D}{D_{ext}} (T_{ext} - T) \end{cases} \quad (3.63)$$

Utilizando uma média ponderada pelos comprimentos das regiões da célula unitária, encontra-se a temperatura média da parede interna:

$$T_W = T_W^{LB} \frac{L_B}{L_U} + T_W^{LS} \frac{L_S}{L_U} \quad (3.64)$$

Substituindo (3.63) em (3.64):

$$T_W = T + \left[\frac{h_{LB}^G}{h_{LB}} \frac{L_B}{L_U} + \frac{h_{LS}^G}{h_{LS}} \frac{L_S}{L_U} \right] \frac{D}{D_{ext}} (T_{ext} - T) \quad (3.65)$$

que representa uma expressão para relacionar a temperatura do meio externo (condição de contorno) com a temperatura da parede interna da tubulação.

3.10 Considerações finais

Neste capítulo foi apresentada a modelagem matemática do escoamento em golfadas com formação de dispersões homogêneas de hidratos. A abordagem é mecanicista, unidimensional e em regime permanente. As principais equações do modelo são apresentadas na Tabela 3.2 e correspondem: (i) ao modelo cinético para a taxa de consumo de gás durante a formação de hidratos (TURNER, 2005); (ii) às correções das velocidades superficiais das fases nó a nó ao longo da tubulação; (iii) à equação do perfil da bolha de Taitel e Barnea (1990a), resolvida em conjunto com a conservação da massa de dispersão dentro da célula

unitária; (iv) à conservação da massa para o cálculo das velocidades das estruturas; (v) à conservação da quantidade de movimento para o cálculo da distribuição de pressão; e (vi) à conservação da energia, para o cálculo da temperatura da mistura e do coeficiente de transferência de calor.

Tabela 3.2 – Resumo das principais equações do modelo.

<i>Descrição</i>	<i>Equação</i>	<i>Ref.</i>
Modelo cinético para a formação de hidratos (TURNER, 2005)	$\frac{dm_G}{dt} = -k_1 \exp\left(\frac{k_2}{T}\right) A_i \Delta T_{sub}$	(3.1)
	$\frac{dm_L}{dt} = \eta_H \frac{M_L}{M_G} \frac{dm_G}{dt}$	(3.7)
	$\frac{dm_H}{dt} = -(\eta_H + 1) \frac{M_H}{M_G} \frac{dm_G}{dt}$	(3.8)
Correção das velocidades superficiais entre dois nós consecutivos	$j_{G(n)} = j_{G(n-1)} \frac{Z_{(n)}}{Z_{(n-1)}} \frac{P_{(n-1)}}{P_{(n)}} \frac{T_{(n)}}{T_{(n-1)}} + \frac{1}{\rho_G A} \frac{dm_G}{dt} \frac{\Delta z}{L_U}$	(3.9)
	$j_{L(n)} = j_{L(n-1)} + \frac{1}{\rho_L A} \frac{dm_L}{dt} \frac{\Delta z}{L_U}$	(3.10)
	$j_{H(n)} = j_{H(n-1)} + \frac{1}{\rho_H A} \frac{dm_H}{dt} \frac{\Delta z}{L_U}$	(3.11)
Perfil da bolha alongada (TAITEL e BARNEA, 1990a)	$\frac{d\tilde{H}_{LB}}{dz} = \frac{\frac{\tilde{\tau}_{LB} \tilde{S}_{LB}}{\tilde{A}_{LB}} - \frac{\tau_{GB} S_{GB}}{A_{GB}} - \tau_i S_i \left(\frac{1}{\tilde{A}_{LB}} + \frac{1}{A_{GB}} \right) + (\tilde{\rho}_L - \rho_G) g \sin \gamma}{(\tilde{\rho}_L - \rho_G) g \cos \gamma - \left(\tilde{\rho}_L \frac{ U_T - \tilde{U}_{LB} (U_T - \tilde{U}_{LB})}{\tilde{R}_{LB}} + \rho_G \frac{ U_T - U_{GB} (U_T - U_{GB})}{R_{GB}} \right) \frac{d\tilde{R}_{LB}}{d\tilde{H}_{LB}}}$	(3.20)
	$\frac{L_U (\tilde{U}_{LS} \tilde{R}_{LS} - \tilde{j}_L)}{U_T} = L_B (R_{GB} - R_{GS})$	(3.23)
Velocidades das estruturas (conservação da massa)	$\tilde{U}_{LB} = U_T + (\tilde{U}_{LS} - U_T) \frac{\tilde{R}_{LS}}{\tilde{R}_{LB}} - \frac{1}{\tilde{\rho}_L A \tilde{R}_{LB}} \left[\frac{dm_L}{dt} + \frac{dm_H}{dt} \right]$	(3.17)
	$U_{GB} = U_T + (U_{GS} - U_T) \frac{R_{GS}}{R_{GB}} - \frac{1}{\rho_G A R_{GB}} \frac{dm_G}{dt}$	(3.18)
	$U_{GS} \approx \tilde{U}_{LS} \approx J$	(3.19)
Pressão (conservação da quantidade de movimento)	$P_{(z)} = P_i - \left[\frac{\tilde{\tau}_{LS} \tilde{S}_{LS}}{A} \frac{L_S}{L_U} + \frac{(\tilde{\tau}_{LB} \tilde{S}_{LB} + \tau_{GB} S_{GB} + \tau_i S_i)}{A} \frac{L_B}{L_U} + K \tilde{\rho}_L \frac{(\tilde{U}_{LB} - U_T)^2}{2L_U} \right] z$	(3.35)
	$T_{(z)} = \frac{p}{n} + \left(T_i - \frac{p}{n} \right) \exp\left(-\frac{n}{m} z \right)$	$m = \tilde{\rho}_L A \tilde{R}_{LU} U_T L_U c_m$
Temperatura (conservação da energia)	$n = \left(\tilde{h}_{LB} \tilde{S}_{LB} L_B + \tilde{h}_{LS} \tilde{S}_{LS} L_S \right) - \dot{m}_z c_m \kappa + \Delta h_H k_1 A_i \exp\left(\frac{k_2}{T_{(n-1)}} \right)$	(3.54)
	$p = \left[\left(\tilde{h}_{LB} \tilde{S}_{LB} L_B + \tilde{h}_{LS} \tilde{S}_{LS} L_S \right) - \dot{m}_z c_m \kappa \right] T_W + \Delta h_H k_1 A_i T_H^{eq} \exp\left(\frac{k_2}{T_{(n-1)}} \right)$	(3.55)
		(3.57)
Coefficiente de transferência de calor (conservação da energia)	$h_m = \left[\tilde{h}_{LB} \frac{\tilde{S}_{LB}}{S} \frac{L_B}{L_U} + \tilde{h}_{LS} \frac{\tilde{S}_{LS}}{S} \frac{L_S}{L_U} - \frac{\dot{m}_z \tilde{c}_L \kappa}{SL_U} + \frac{\Delta h_H k_1 A_i \exp(k_2/T_{(n-1)})}{SL_U} \right] \frac{(\rho_L j_L + \rho_H j_H)}{(\rho_L R_{LU} + \rho_H R_{HU}) U_T}$	(3.60)

4 IMPLEMENTAÇÃO NUMÉRICA E VALIDAÇÃO

Este capítulo apresenta a implementação do modelo e sua validação com dados e correlações experimentais da literatura. Ainda é apresentada a avaliação da distância entre nós crítica através de um teste de malha de forma a cumprir as hipóteses adotadas durante a resolução das EDO's para pressão e temperatura no capítulo anterior.

4.1 Implementação numérica

Durante a resolução das EDO's de pressão e temperatura foi adotada a hipótese de que os parâmetros da célula unitária, as velocidades das estruturas e as propriedades das fases são constantes ao longo da tubulação. Porém, esta hipótese só é válida para tubulações suficientemente curtas. Desta forma, para avaliar uma tubulação longa, a mesma deve ser dividida em nós espaçados por uma distância abaixo da crítica, de forma que a hipótese seja cumprida. A pressão e a temperatura são avaliadas, nó a nó, considerando as características do escoamento em golfadas do nó anterior. Após estimar a pressão e a temperatura no nó seguinte, as taxas de formação de hidratos e de consumo de gás e de água podem ser calculados e as velocidades superficiais corrigidas. Dessa forma, os parâmetros característicos da golfada (velocidades, comprimento das regiões, frações de fase, propriedade das fases, etc.) podem ser recalculados para o nó seguinte.

Devido a esse processo de divisão da tubulação em vários nós e à quantidade de equações do modelo, o mesmo foi implementado numericamente. Além disso, a solução da geometria da célula a partir do modelo de Taitel e Barnea (1990a) exige uma integração numérica, na qual o Método do Trapézio foi adotado. Ou seja, o modelo do presente trabalho pode ser considerado como semi-analítico, visto que as expressões para pressão, temperatura e coeficiente de transferência de calor são analíticas, porém o modelo para a geometria da célula unitária é numérico. Além disso, o modelo também é semi-empírico, visto que o fechamento do modelo de geometria da célula unitária é via correlações experimentais.

O modelo foi implementado em linguagem *Fortran90* seguindo uma lógica nodal de marcha⁵⁶. Os balanços de quantidade de movimento e de energia, eq. (3.35) e eq. (3.57), respectivamente, são avaliados nó a nó na tubulação conforme:

⁵⁶ Do inglês, *Upwind-Wise Logic*.

$$P_{(n+1)} = P_{(n)} + \left. \frac{dP}{dz} \right|_U \Delta z \quad (4.1)$$

$$T_{(n+1)} = \frac{p}{n} + \left(T_{(n)} - \frac{p}{n} \right) \exp \left(-\frac{n}{m} \Delta z \right) \quad (4.2)$$

lembrando que o termo $dP/dz|_U$ é avaliado pela eq. (3.34) e os termos m , n e p são avaliados pelas eqs. (3.54) a (3.56). Todos estes termos são avaliados no nó (n) para o cálculo da pressão e da temperatura no nó ($n+1$), seguindo a lógica de marcha. Os dados de entrada necessários para avaliar o modelo são apresentados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Parâmetros de entrada do modelo.

<i>Parâmetro</i>	<i>Unidade</i>
Comprimento da tubulação	[m]
Diâmetro interno da tubulação	[m]
Diâmetro externo	[m]
Condutividade térmica da parede	[W/(m.K)]
Número de nós (divisões) da tubulação	[-]
Velocidade superficial do gás na entrada da tubulação	[m/s]
Velocidade superficial do líquido na entrada da tubulação	[m/s]
Pressão na entrada da tubulação	[Pa]
Temperatura da mistura na entrada da tubulação	[°C]
Temperatura do meio externo	[°C]
Coefficiente de transferência de calor do meio externo	[W/(m ² K)]

O algoritmo da implementação numérica segue o fluxograma da Figura 4.1. A seguir, as principais etapas do algoritmo são detalhadas. Para entender melhor a resolução do problema, o leitor pode ainda fazer referência à Figura 3.1, apresentada no capítulo de modelagem para caracterizar o problema.

- i) Os parâmetros de entrada são introduzidos;
- ii) As propriedades da mistura e da dispersão são calculadas, eqs. (B.1) a (B.11). Para o primeiro nó da tubulação, assume-se que não existe formação de hidrato⁵⁷. Logo, a velocidade superficial dos hidratos é nula, assim como todos os termos de variação de massa das fases, eqs. (3.1), (3.7) e (3.8);

⁵⁷ Lembrando que: (i) é necessário o conhecimento da velocidade superficial dos hidratos no primeiro nó da tubulação para que o sistema de equações do modelo seja definido; e (ii) normalmente a mistura vem do poço de petróleo aquecida e entra na tubulação a uma temperatura acima da temperatura de equilíbrio para formação de hidratos, e logo pode-se assumir que não existe formação de hidratos na entrada da tubulação e, logo, a velocidade superficial dos hidratos é nula neste ponto.

- iii) O modelo de bolha de Taitel e Barnea (1990a) é utilizado para encontrar a geometria da bolha alongada. A eq. (3.20) é integrada ao longo do comprimento da bolha até atingir a convergência do balanço de massa da célula unitária, eq. (3.23), encontrando-se assim a fração média de dispersão no filme e o comprimento da bolha. Os comprimentos da célula unitária e do pistão são encontrados pelas eqs. (3.24) e (3.25). Os parâmetros de fechamento são a frequência, a velocidade de translação da bolha alongada e a fração de líquido no pistão, que podem ser estimadas pelas correlações experimentais compiladas no Apêndice A;
- iv) O balanço de massa é utilizado para encontrar as velocidades das estruturas, eqs. (3.17) a (3.19);
- v) As frações reais de hidrato e de líquido em cada região da célula unitária são calculadas conforme a Tabela 3.1;
- vi) O balanço de quantidade de movimento é utilizado para estimar a pressão no nó seguinte, eq. (4.1). A queda de pressão na célula unitária é estimada pela eq. (3.34), sendo as tensões de cisalhamento calculadas conforme apresentado na Tabela A.4;
- vii) O balanço de energia é utilizado para estimar a temperatura no nó seguinte, eqs. (4.2), sendo os termos referentes a essa expressão dado pelas eqs. (3.54) a (3.56). O coeficiente de transferência de calor é calculado pela eq. (3.60);
- viii) As taxas de consumo de gás e água e de formação de hidratos são calculadas a partir das eqs. (3.1), (3.7) e (3.8). As velocidades superficiais das fases são corrigidas para o próximo nó em função das variações mássicas, de pressão e temperatura, conforme apresentado nas eqs. (3.9) a (3.11);
- ix) Com pressão, temperatura e velocidades superficiais conhecidas no nó consecutivo, os passos de ii a viii podem ser repetidos até atingir o último nó da tubulação (até que $n = div$, sendo div a quantidade de nós na tubulação);
- x) O processo de i a ix caracteriza os principais parâmetros do escoamento em golfadas (pressão, temperatura, velocidades, geometria da célula unitária, etc.) ao longo da tubulação. Esses valores podem ser plotados, nó a nó, ao longo da tubulação de forma a encontrar o comportamento de sua distribuição ao longo da tubulação.

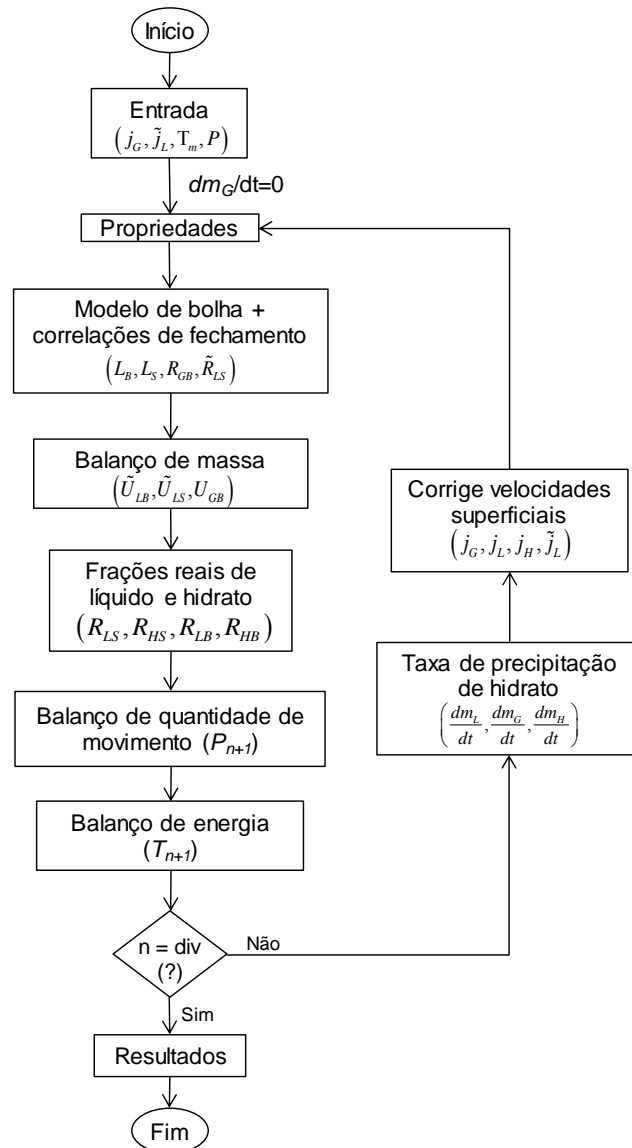


Figura 4.1 – Algoritmo de solução do modelo.

4.2 Validação do modelo

Esta seção trata da validação do modelo deste trabalho. Um teste de malha é apresentado de forma a avaliar a distância crítica entre nós. A seguir, o modelo é comparado com dados e correlações experimentais da literatura de forma a encontrar a sua precisão. A validação do modelo de formação de hidratos é apresentada separadamente à validação do modelo hidrodinâmico e de transferência de calor.

4.2.1 Teste de malha (distância crítica entre nós)

Um teste de malha foi feito para encontrar a distância crítica entre nós abaixo do qual o modelo respeita a hipótese adotada durante a resolução das EDO's de pressão e temperatura de que os parâmetros da célula unitária, as velocidades e as propriedades das fases são constantes ao longo da tubulação. Os parâmetros de entrada para o teste de malha são apresentados na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Valores dos parâmetros de entrada para avaliação do modelo⁵⁸.

<i>Parâmetro</i>	<i>Valor</i>
Comprimento/Diâmetro interno/Espessura da tubulação	1,5 km / 26 mm / 1 mm
Inclinação da tubulação	Horizontal
Condutividade da parede da tubulação	30 W/(m·K)
Velocidade superficial do gás	1 m/s
Velocidade superficial do líquido	1 m/s
Fluidos	CH ₄ / H ₂ O
Pressão na entrada	100 bar
Temperatura na entrada	298 K
Temperatura do meio externo	277 K
Coefficiente de transferência de calor do meio externo	100 W/(m ² ·K)
Correlação de frequência	Schulkes (2011)
Correlação de velocidade de translação da célula unitária	Bendiksen (1984)
Correlação de fração de líquido no pistão	Gomez et al. (2000)
Correlação de viscosidade da dispersão	Krieger e Dougherty (1959)

O teste de malha consiste em simular o mesmo caso para diferentes distâncias entre nós. A distância entre nós crítica é definida como a maior distância no qual o refinamento da malha não produz uma mudança perceptiva na distribuição de temperaturas. A Figura 4.2 apresenta os resultados para a distribuição de temperaturas para distâncias entre nós variando de 2 m a 0,05 m. A mudança na distribuição da temperatura começa a ser imperceptível para distâncias entre nós abaixo de 0,1 m (vide detalhes da Figura 4.2). Assim, esta distância entre nós é definida como a crítica e todos os resultados a partir de agora serão avaliados respeitando o seu valor.

⁵⁸ Este mesmo caso genérico será utilizado para gerar resultados nos próximos três capítulos.

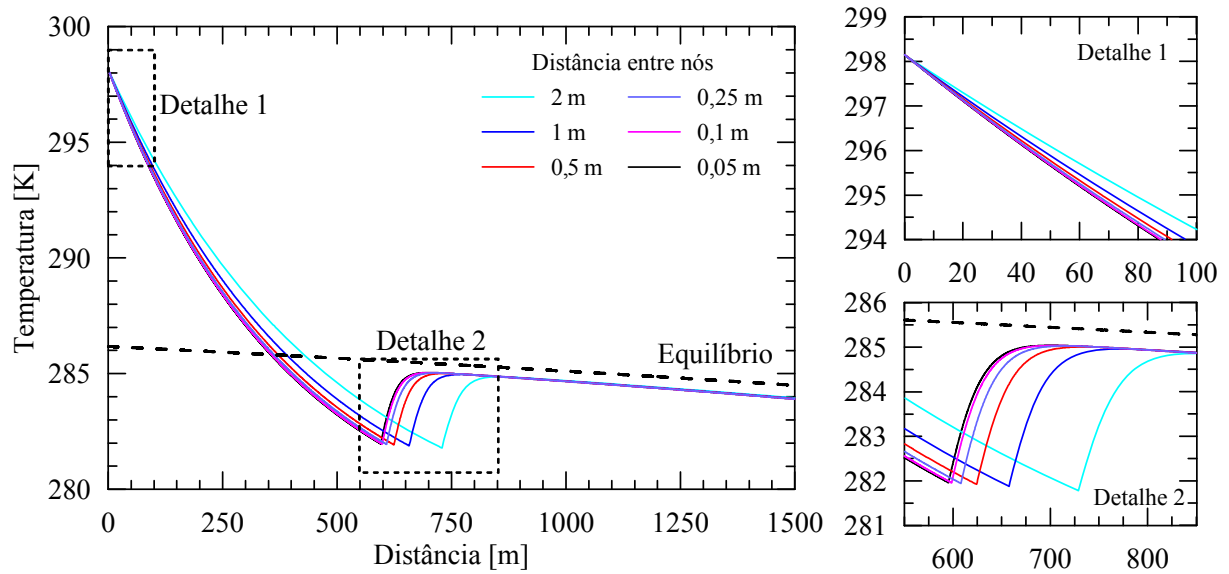


Figura 4.2 – Teste de malha para encontrar a distância crítica entre nós.

4.2.2 Validação da hidrodinâmica e transferência de calor

Nesta seção, o modelo de hidrodinâmica e transferência de calor (sem formação de hidratos) é comparado com resultados experimentais (LIMA, 2009; NAIDEK et al., 2017; RODRIGUES, 2015), correlações experimentais (BEGGS e BRILL, 1973; CHISHOLM, 1967; KIM e GHAJAR, 2006) e outros modelos (FRANÇA et al., 2008) da literatura. A Tabela 4.3 apresenta um resumo dos trabalhos de aquisição de dados experimentais. A Tabela A.3 apresenta as correlações experimentais utilizadas para a validação do modelo.

O trabalho de Rodrigues (2015) é utilizado para a validação da geometria da célula unitária, ou seja, os comprimentos e frações de fase de cada região do escoamento em golfadas. Rodrigues (2015) utilizou um sensor do tipo *wire mesh* e uma câmera de alta velocidade para medir experimentalmente as velocidades, comprimentos e frações de fase em uma determinada seção da tubulação. Os resultados experimentais foram avaliados, através do modelo, para uma tubulação de um único nó, considerando as velocidades superficiais e as propriedades das duas fases idênticas ao ponto de medição (localização do sensor de *wire mesh*). Dois tipos de parâmetros de fechamento para o modelo foram considerados: (i) as medidas experimentais de $freq$, U_T e R_{LS} de Rodrigues (2015), e (ii) as correlações experimentais para $freq$ (SCHULKES, 2011), U_T (BENDIKSEN, 1984) e R_{LS} (GOMEZ et al., 2000)⁵⁹.

⁵⁹ Entre as correlações apresentadas no Apêndice A, estas são as correlações validadas com faixas mais amplas de dados experimentais.

Tabela 4.3 – Dados experimentais da literatura para validação do modelo⁶⁰.

<i>Autor(es)</i>	<i>Rodrigues (2015)</i>	<i>Naidek et al. (2017)</i>	<i>Lima (2009)</i>
<i>Local</i>	NUEM/UTFPR	NUEM/UTFPR	2PFG/UNICAMP
<i>Objetivo</i>	Caracterizar o escoamento em golfadas em tubulações descendentes levemente inclinadas ⁶¹ .	Determinar a queda de pressão do escoamento em golfadas em tubos corrugados horizontais ⁶² .	Determinar o coeficiente de transferência de calor e a queda de temperatura do escoamento em golfadas horizontal.
<i>Medições experimentais</i>	Wire mesh e câmara de alta velocidade em um ponto da tubulação. Caracterização dos comprimentos e das frações de fase.	Queda de pressão, com quatro tomadas de pressão diferencial ao longo da tubulação.	Duas tomadas de temperatura e pressão, na entrada e na saída da seção de troca térmica.
<i>Número de medições/número de repetições</i>	37/3	32/2	25/? ⁶³
<i>Comprimento</i>	1 tomada posicionada no final da tubulação	Medida de queda de pressão para tomadas de pressão diferencial com 1 m, 1,5 m e 2 m de distância.	6,07 m
<i>Comprimento de desenvolvimento</i>	~7,5 m	~5 m	~17,5 m (sem troca térmica)
<i>Diâmetro</i>	25,8 mm	25,8 mm	52 mm (diâmetro interno) 54 mm (diâmetro externo)
<i>Material da tubulação</i>	Acrílico	Acrílico	Cobre
<i>Par de fluidos</i>	Ar-água	Ar-água	Ar-água
<i>Pressurização da linha</i>	Atmosférica ⁶⁴	Atmosférica	Atmosférica
<i>Velocidades superficiais</i>	$0,5 \leq j_L \leq 2,5$ m/s $0,25 \leq j_G \leq 4$ m/s	$0,5 \leq j_L \leq 2,5$ m/s $0,5 \leq j_G \leq 2,5$ m/s	$0,579 \leq j_L \leq 1,380$ m/s $0,216 \leq j_G \leq 0,795$ m/s
<i>Temperatura da entrada</i>	Ambiente	Ambiente	$34,5 \leq T_i \leq 45,5^\circ\text{C}$
<i>Trocador de calor</i>	-	-	Temperatura externa aproximadamente constante, trocador de calor de tubos concêntricos $10,6 \leq T_{ext} \leq 14,9^\circ\text{C}$ $1525 \leq h_{ext} \leq 2620$ W/m ² K
<i>Inclinação</i>	Horizontal Inclinado descendente	Horizontal	Horizontal

Os resultados de Naidek et al. (2017) são utilizados para validar a queda de pressão. Naidek et al. (2017) utilizaram quatro (4) tomadas de pressão diferencial espaçadas de 1, 1,5 e 2 m. O modelo foi simulado para um único nó com as velocidades superficiais e as propriedades das fases idênticas à entrada da seção de testes, estimando o gradiente de pressão

⁶⁰ Nenhum destes trabalhos considera a formação de hidratos.

⁶¹ Serão utilizados apenas os resultados para escoamento horizontal.

⁶² Serão utilizados apenas os resultados para tubos não-corrugados.

⁶³ Informação não encontrada.

⁶⁴ Isto é, a descarga da tubulação é para a atmosfera. Como as linhas são horizontais e relativamente curtas, a pressão atmosférica é utilizada para avaliação das propriedades do ar ao longo de toda a tubulação.

médio de toda a seção de testes. Foram utilizadas as mesmas correlações experimentais de fechamento das simulações anteriores (BENDIKSEN, 1984; GOMEZ et al., 2000; SCHULKES, 2011).

Os resultados de Lima (2009) são utilizados para validar a queda de pressão e o modelo de transferência de calor. Lima (2009) utilizou duas tomadas de pressão e temperatura, na entrada e na saída da tubulação, porém a geometria das golfadas não foi capturada. O coeficiente de transferência de calor foi estimado a partir da troca de calor no resfriador de tubos concêntricos. As correlações de fechamento para estas simulações são as mesmas das simulações anteriores (BENDIKSEN, 1984; GOMEZ et al., 2000; SCHULKES, 2011).

Geometria da célula unitária

A Figura 4.3a-e compara os resultados numéricos com os dados experimentais de Rodrigues (2015) para o comprimento da bolha alongada, o comprimento do pistão, o comprimento da célula unitária, a fração de gás na bolha alongada e a fração média de líquido na célula unitária. Os pontos cheios representam a avaliação do modelo fazendo o fechamento com os dados de $freq$, U_T e R_{LS} medidos experimentalmente por Rodrigues (2015). Ou seja, os resultados dos pontos cheios representam os desvios do modelo devido às hipóteses adotadas. Já os pontos vazios representam a avaliação do modelo utilizando as correlações de fechamento para $freq$ (SCHULKES, 2011), U_T (BENDIKSEN, 1984) e R_{LS} (GOMEZ et al., 2000). Ou seja, os resultados dos pontos vazios representam os desvios combinados entre as hipóteses do modelo e as incertezas das correlações de fechamento.

A Figura 4.3f apresenta a fração de líquido na célula unitária comparada com as correlações experimentais de Chisholm (1967) e Beggs e Brill (1973).

Acerca da geometria da célula unitária, pode-se afirmar que:

- i) O comprimento da bolha (Figura 4.3a) apresenta erro sistemático negativo⁶⁵, porém ficando dentro de uma faixa de precisão de média de $\pm 20\%$ ⁶⁶.
- ii) A estimativa do comprimento do pistão (Figura 4.3b) é sensível ao uso de correlações experimentais para o fechamento do modelo de célula unitária. Percebe-se que, ao

⁶⁵ Uma compilação do erro percentual médio, máximos e mínimos, assim como o seu desvio padrão, é apresentada na Tabela 4.4.

⁶⁶ O erros mínimos e máximos ficam fora da faixa de $\pm 20\%$, conforme apresentado na Tabela 4.4, são referentes aos valores pequenos de L_B (no qual pequenos desvios absolutos representam grandes desvios percentuais).

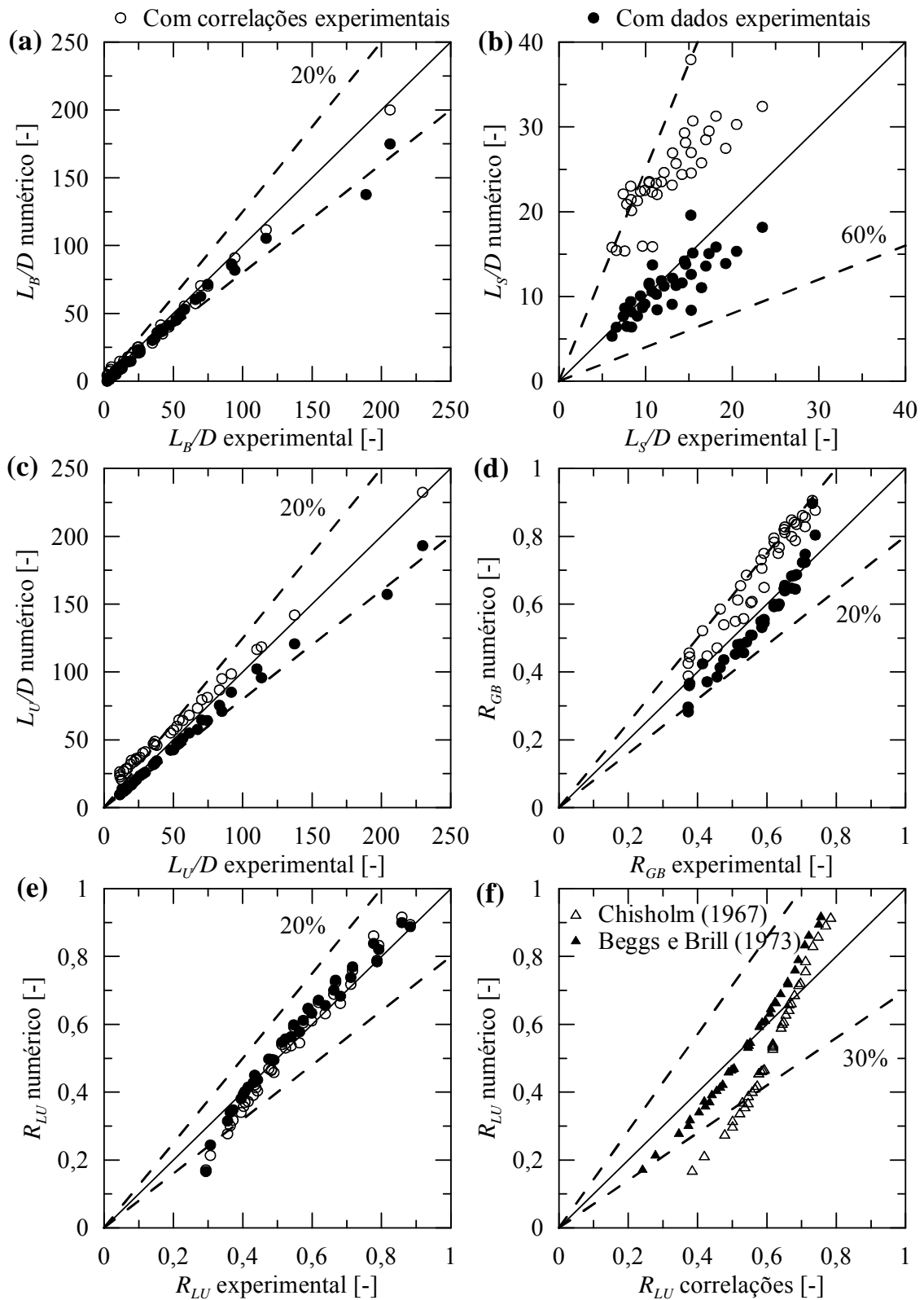


Figura 4.3 – Comparação modelo de geometria da célula unitária com dados experimentais de Rodrigues (2015) para: (a) o comprimento da bolha, (b) o comprimento do pistão, (c) o comprimento da célula unitária, (d) a fração de gás na bolha alongada e (e) a fração de líquido na célula unitária. (f) Fração de líquido na célula unitária comparada com correlações experimentais (BEGGS e BRILL, 1973; CHISHOLM, 1967).

utilizar os dados experimentais como fechamento, os resultados apresentam um erro sistemático de -9.1%, com desvio padrão de 15,2%. Utilizando-se as correlações de fechamento, percebe-se que o erro sistemático cresce para 49%, com desvio padrão de 10,1%. Segundo Bassani et al. (2016a, 2015), a má predição do valor de frequência devido às incertezas nas correlações experimentais (ANTUNES et al., 2014) amplifica os erros na estimativa do comprimento do pistão; enquanto que a má predição no valor da velocidade de translação da célula unitária devido às incertezas nas correlações experimentais pode, em alguns casos, amplificar os erros na predição do comprimento do pistão. A correta predição da frequência do escoamento em golfadas é, portanto, decisiva para estimar corretamente o comprimento do pistão, e os erros atrelados à correlação experimental adotada são os principais causadores dos erros sistemático observados na Figura 4.3b. Mesmo assim, os erros absolutos neste parâmetro são pequenos (da mesma ordem de grandeza dos erros absolutos no comprimento da bolha e da célula unitária) e, ainda, respeitam a regra geral de que o pistão possui comprimento de 12 a 30 vezes o diâmetro (DUKLER e HUBBARD, 1975; DUKLER et al., 1985; RODRIGUES, 2015; VAN HOUT et al., 1992)

- iii) O comprimento da célula unitária (Figura 4.3c) é bem capturado, ficando dentro dos $\pm 20\%$ de erro percentual. Isto demonstra que a estimativa do comprimento da célula unitária a partir da frequência e da velocidade de translação da célula unitária, conforme eq. (3.24), é válida.
- iv) A fração de gás na bolha alongada (Figura 4.3d) ficou dentro dos $\pm 20\%$ de erro percentual, porém apresentando um erro sistemático de -4,9% com o uso dos valores experimentais para o fechamento e de 15,5% com o uso das correlações experimentais.
- v) A fração média de líquido na célula unitária ficou dentro da faixa de $\pm 20\%$ de erro quando comparada aos dados experimentais (Figura 4.3e) e dentro de aproximadamente $\pm 30\%$ quando comparada às correlações experimentais (Figura 4.3f).

Pressão

Os resultados de queda de pressão são comparados com os dados experimentais de Naidek et al. (2017) e de Lima (2009) na Figura 4.4a. As mesmas simulações ainda são comparadas com correlações experimentais (CHISHOLM, 1967; GARCÍA et al., 2007),

Figura 4.4b. Os resultados ficaram bem distribuídos em torno da média e dentro dos $\pm 20\%$ de erro percentual⁶⁷.

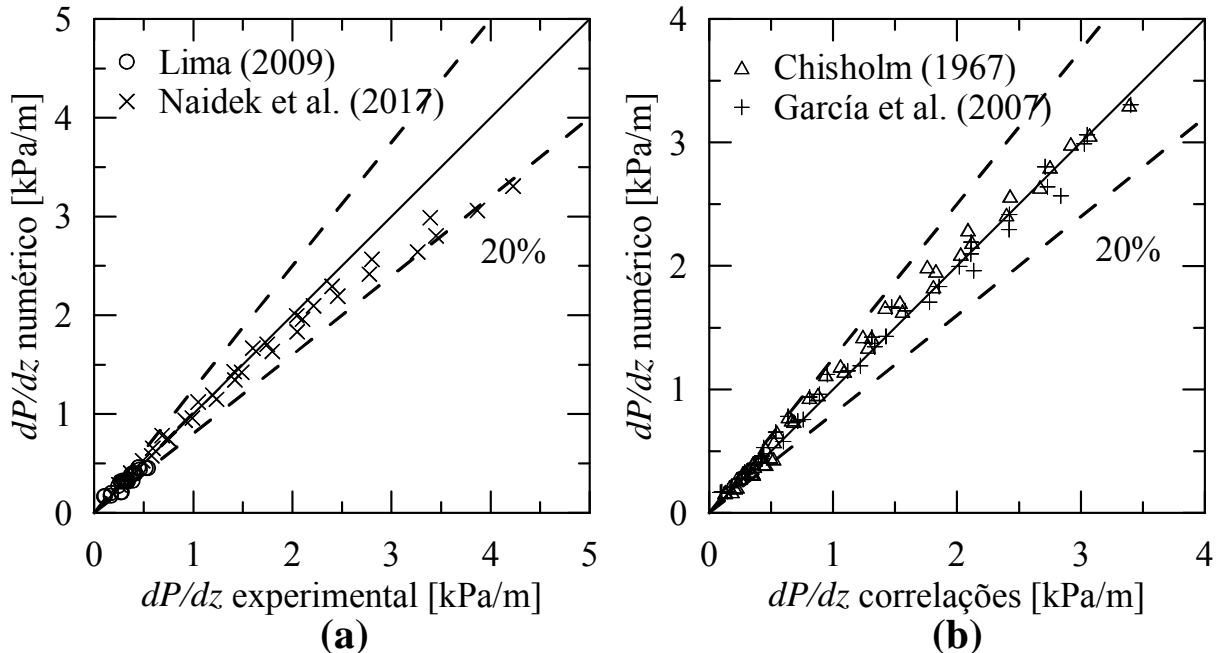


Figura 4.4 – Comparação modelo de queda de pressão com: (a) dados experimentais (LIMA, 2009; NAIDEK et al., 2017) e (b) correlações experimentais (CHISHOLM, 1967; GARCÍA et al., 2007).

Temperatura e coeficiente de transferência de calor

A Figura 4.5 apresenta a comparação do gradiente de temperatura médio na tubulação como os dados experimentais de Lima (2009). Os resultados ficam bem distribuídos em torno da média e dentro de uma faixa de erro percentual de $\pm 15\%$ ⁶⁸.

A Figura 4.6a apresenta a comparação dos resultados para coeficiente de transferência de calor da mistura com dados experimentais (LIMA, 2009), os quais ficam dentro da faixa dos $\pm 30\%$ de erro percentual⁶⁹. Já a Figura 4.6b apresenta comparação com a correlação experimental de Kim e Ghajar (2006) e com o modelo de França et al. (2008), sendo que a

⁶⁷ O que está em acordo com a precisão do modelo transiente de dois fluidos de Simões et al. (2014), que também permanece dentro da faixa dos $\pm 20\%$ de erro percentual para o gradiente de pressão.

⁶⁸ Vale ressaltar que esta faixa de erro mudou (para melhor) em relação ao trabalho original (BASSANI et al., 2016b) em função de erros terem sido encontrados na modelagem do termo de *scooping* térmico e na implementação numérica do modelo (*bugs* de programação).

⁶⁹ O que está em concordância com os desvios encontrados pelo modelo transiente de seguimento de pistões de Medina et al. (2015), que também permanece dentro da faixa dos $\pm 30\%$ de erro percentual. Vale ainda ressaltar que a precisão experimental na medição de h_m de Lima (2009) é de $\pm 20\%$.

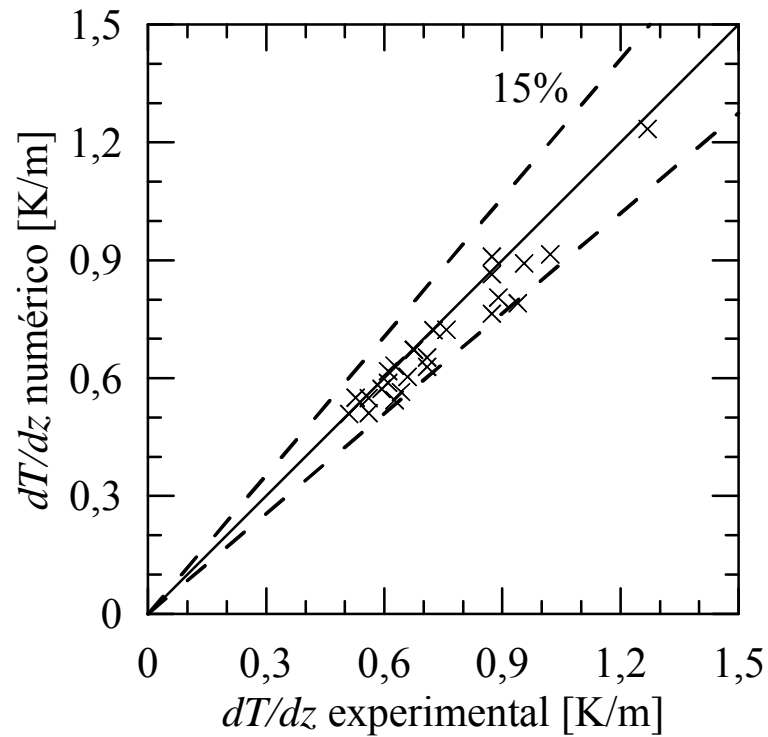


Figura 4.5 – Comparação modelo para o gradiente de temperatura com dados experimentais de Lima (2009).

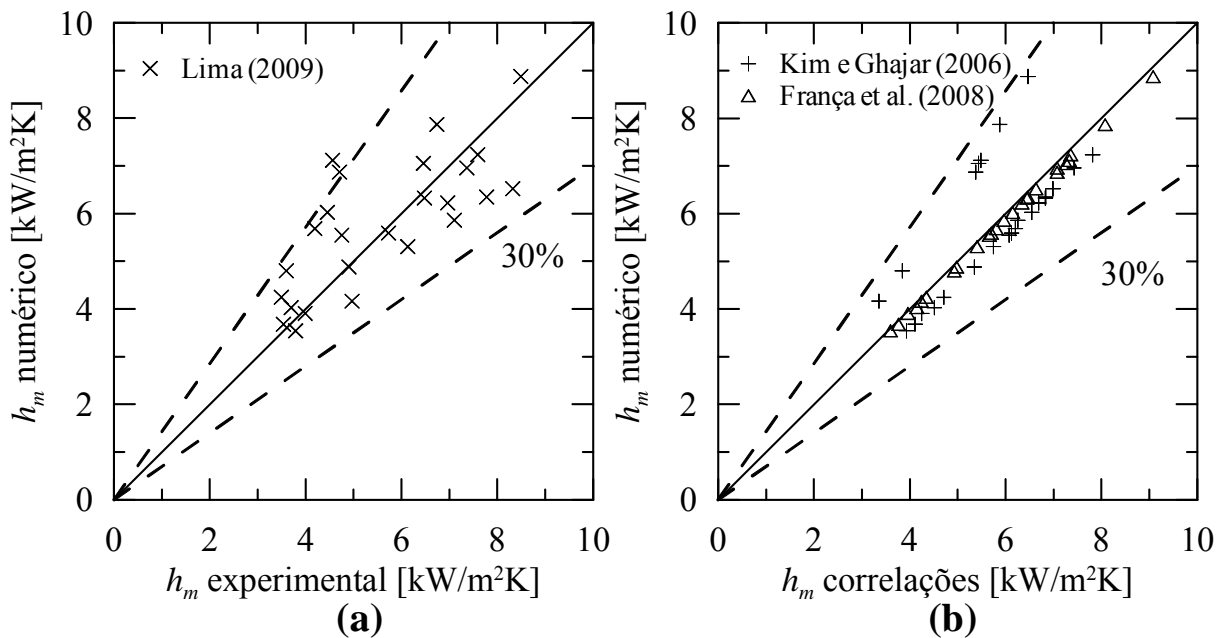


Figura 4.6 – Comparação do modelo para o coeficiente de transferência de calor da mistura com: (a) dados experimentais (LIMA, 2009) e (b) correlações experimentais (KIM e GHAJAR, 2006) e modelos da literatura (FRANÇA et al., 2008).

maioria dos casos fica dentro da faixa de $\pm 10\%$ de erro, porém alguns casos avaliados pela correlação de Kim e Ghajar (2006) apresentam erros da ordem de 30% ⁷⁰.

4.2.3 Validação da formação de hidratos

Os resultados de Joshi (2012) são utilizados para validar a distribuição de temperaturas na presença de formação de hidratos. Joshi (2012) mediu escoamentos de metano e água com formação de hidratos em um circuito experimental fechado com 95 m de comprimento e 97,2 mm de diâmetro interno. O circuito experimental foi inserido dentro de uma câmara de temperatura controlada, no qual os fluidos circulam até a estabilização com a temperatura ambiente (~ 294 K). Após esta estabilização preliminar, a câmara é resfriada gradativamente até atingir um patamar de temperatura constante (de 274,3 a 275,9 K, dependendo do caso).

No momento em que os hidratos começam a se formar, gás é injetado no sistema de forma a manter a pressão aproximadamente constante na saída da bomba. A temperatura e a pressão foram medidas, ao longo do tempo, para uma posição fixa da tubulação – a saída da bomba. A taxa de formação de hidratos foi estimada a partir da quantidade de gás consumida.

Como o modelo apresentado neste trabalho é para uma tubulação retilínea e aberta (e não para um circuito experimental fechado) e o escoamento é caracterizado ao longo do espaço (e não do tempo), algumas modificações foram incluídas no modelo de forma a reproduzir os dados experimentais de Joshi (2012):

- i) A escala de espaço foi transformada em escala de tempo através da velocidade de translação da célula unitária, sendo $\Delta t = \Delta z / U_T$.
- ii) Como não existe escoamento ao longo da tubulação em um tempo fixo (modelo deste trabalho), mas sim um escoamento no tempo em um ponto fixo da tubulação, então a pressão é mantida constante ao longo da simulação.
- iii) Como gás suficiente é injetado para repor o gás consumido, a velocidade superficial do gás não varia com o tempo.

⁷⁰ Vale ressaltar que os dados de Lima (2009) são para velocidades superficiais baixas, devido às limitações do *chiller* utilizado na sua bancada. Em casos de velocidades superficiais baixas, o escoamento é do tipo *plug flow*, onde os pistões não apresentam aeração. Escoamentos do tipo *plug* não são capturados pela correlação de Gomez et al. (2000) e, para tanto, foi necessária a adoção de um critério de transição de escoamento *slug* para *plug*, aqui considerado $j_G = 0,6$ m/s (RUDER e HANRATTY, 1990). Como esta transição é descontínua, pois os valores de aeração do pistão caem para zero para valores de $j_G < 0,6$ m/s, então discrepâncias aparecem na comparação do modelo proposto com a correlação de Kim e Ghajar (2006). Essa discrepância não aparece na comparação com o modelo de França et al. (2008), visto que a abordagem deste último é similar à do presente trabalho – ou seja, os dois modelos são dependentes de correlações de fechamento para a aeração do pistão.

A Figura 4.7 apresenta a comparação do perfil de temperaturas simulado com os dados experimentais de Joshi (2012) para o escoamento de metano e água, com $j_G = 1,7$ m/s, $j_L = 0,8$ m/s, $P_i = 69$ bar, $T_i = 302,7$ K e temperatura externa final de 276 K. A temperatura de subresfriamento crítica foi fixada em 1,1 K (ZERPA et al., 2013), em coerência com os resultados experimentais. Joshi (2012) não mensurou o coeficiente de transferência de calor do meio externo – dado necessário para condição de contorno do presente modelo. No entanto, Zerpa et al. (2013) propõem – baseado em um *curve fitting* dos resultados numéricos com os dados experimentais – que o coeficiente de transferência de calor global vale 40 W/(m²K). O mesmo *curve fitting* foi feito para o presente modelo, porém encontrando o valor de 30 W/m²K.

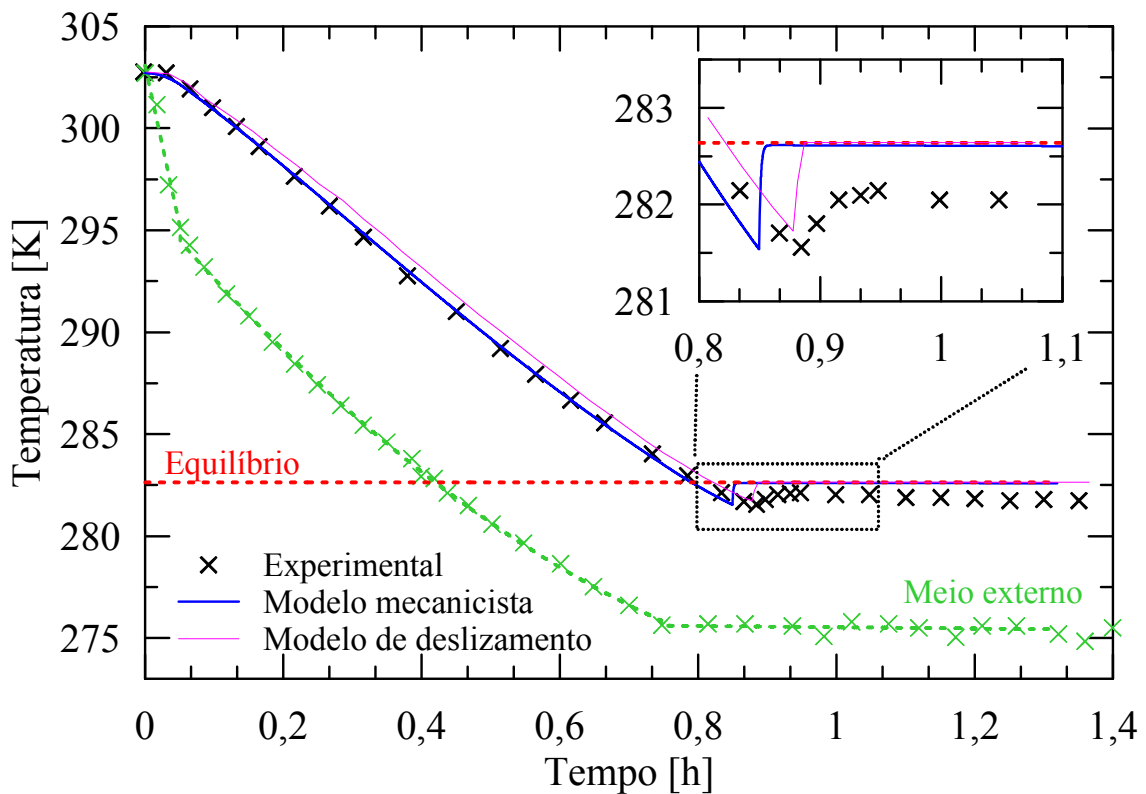


Figura 4.7 – Comparação do perfil de temperatura com os dados experimentais de Joshi (2012) e com o modelo transiente de deslizamento de Zerpa et al. (2013).

Comparando os dados experimentais de Joshi (2012), o modelo de Zerpa et al. (2013) e o modelo do presente trabalho (Figura 4.7), percebe-se que os três possuem boa concordância e as mesmas características: (i) uma etapa de resfriamento da mistura, na qual existe apenas escoamento de metano e água; (ii) uma etapa de nucleação de hidratos, na qual se observa um

subresfriamento crítico; e (iii) uma etapa de crescimento dos hidratos, na qual o sistema apresenta um subresfriamento aproximadamente constante em relação à temperatura de equilíbrio para a formação de hidratos⁷¹.

4.2.4 Considerações finais

A Tabela 4.4 apresenta um resumo do erro percentual médio, máximo e mínimo, assim como o desvio padrão, de cada grandeza avaliada neste capítulo. Conclui-se que:

- i) O modelo, mesmo utilizando uma abordagem em regime permanente, apresenta faixas de erro percentual para o coeficiente de transferência de calor ($\pm 30\%$) e para o gradiente de pressão ($\pm 20\%$) similares a outros modelos transientes de escoamento em golfadas (MEDINA et al., 2015; SIMÕES et al., 2014). Os resultados para o gradiente de temperatura são melhores quando comparados aos modelos da literatura, ficando dentro de $\pm 15\%$ de erro.
- ii) O modelo também é robusto para o cálculo da fração média de líquido no pistão e dos comprimentos da bolha alongada e da célula unitária, os quais ficam bem distribuídos em torno da média e apresentam-se dentro dos $\pm 20\%$ de erro.
- iii) A fração de gás na bolha alongada também fica dentro dos $\pm 20\%$ de erro, porém apresenta erros sistemáticos. Outros modelos para a geometria da célula unitária podem ser avaliados em trabalhos futuros de forma a minimizar este erro sistemático.
- iv) O comprimento do pistão é o parâmetro com maior dispersão, apresentando valores dentro dos $\pm 40\%$ de erro quando utilizado como fechamento os resultados experimentais de frequência, velocidade de translação da célula unitária e a fração de líquido no pistão. Esses erros podem ser amplificados pela má estimativa na frequência e na velocidade de translação da célula unitária quando o fechamento do modelo é feito a partir de correlações experimentais. Mesmo assim, os erros absolutos são da mesma ordem de grandeza dos erros absolutos no comprimento da bolha e na célula unitária, parâmetros que são estimados pelo modelo com precisão satisfatória. Além disso, os

⁷¹ O subresfriamento da mistura durante a etapa de crescimento dos hidratos é qualitativamente imperceptível no caso dos dois modelos avaliados. O subresfriamento estimado pelo modelo do presente trabalho é dependente principalmente da razão L_s/L_U e do coeficiente de transferência de calor do meio externo. Enquanto o primeiro é sensível em relação às correlações de fechamento, o segundo não foi medido experimentalmente. Para uma validação completa do modelo, é necessário realizar medições de escoamento em golfadas com formação de hidratos que incluam a estimativa de h_{ex} e a caracterização das estruturas das golfadas – os quais não foram realizados durante o trabalho de Joshi (2012).

resultados seguem a regra geral de que o comprimento do pistão fica aproximadamente dentro da faixa $12D < L_S < 30D$.

- v) A distribuição de temperaturas (considerando a formação de hidratos) apresenta boa concordância com os resultados experimentais de Joshi (2012) e com o modelo transiente de deslizamento de Zerpa et al. (2013).

Tabela 4.4 – Erros percentuais do modelo.

<i>Parâmetro</i>	<i>Comparado com</i>	<i>Tipo</i>	<i>Média</i>	<i>Desvio padrão</i>	<i>Máximo</i>	<i>Mínimo</i>
L_B	Rodrigues (2015) sem correlação	Exp	-18,6	17,7	-3,8	-94,4
	Rodrigues (2015) com correlação	Exp	1,4	21,6	50,4	-31,4
L_S	Rodrigues (2015) sem correlação	Exp	-9,1	15,2	22,3	-45,0
	Rodrigues (2015) com correlação	Exp	49,0	10,1	66,4	27,6
L_U	Rodrigues (2015) sem correlação	Exp	-11,8	4,4	6,1	-22,9
	Rodrigues (2015) com correlação	Exp	24,6	16,2	56,9	1,2
R_{GB}	Rodrigues (2015) sem correlação	Exp	-4,9	7,8	18,6	-24,1
	Rodrigues (2015) com correlação	Exp	15,5	5,7	22,0	3,2
R_{LU}	Rodrigues (2015) sem correlação	Exp	0,6	9,4	9,1	-43,3
	Rodrigues (2015) com correlação	Exp	-3,8	11,1	9,7	-41,7
	Chisholm (1967)	Cor	-12,1	12,0	12,9	-27,3
	Beggs e Brill (1973)	Cor	1,2	6,6	17,7	-8,0
	Total	Exp/Cor	-3,5	11,2	17,7	-43,3
dP/dz	Naidek et al. (2017)	Exp	-3,7	9,2	12,3	-21,7
	Lima (2009)	Exp	2,7	15,8	40,6	-23,6
	Chisholm (1967)	Cor	5,1	13,3	25,7	-15,2
	Garcia et al. (2007)	Cor	12,8	9,8	46,0	3,3
	Total	Exp/Cor	4,4	11,4	46,0	-23,6
dT/dz	Lima (2009)	Exp	-4,9	5,7	4,3	-15,7
h_m	Lima (2009)	Exp	3,8	16,6	35,9	-21,6
	Kim e Ghajar (2006)	Cor	0,6	14,3	27,2	-10,6
	França et al. (2008)	Mod	-2,0	0,5	-1,2	-2,9
	Total	Exp/Cor /Mod	0,8	12,7	35,9	-21,6

Legenda: Exp = dado experimental; Cor = correlação experimental; Mod = modelo.

5 INFLUÊNCIA DA FORMAÇÃO DE DISPERSÕES DE HIDRATOS SOBRE O ESCOAMENTO EM GOLFADAS

Neste capítulo são apresentados resultados da avaliação do modelo de forma a determinar os efeitos da formação de hidratos na hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento em golfadas. Para tanto, o modelo é avaliado para dois casos distintos: habilitando e desabilitando a formação de hidratos. Os parâmetros de entrada para a avaliação do modelo seguem a Tabela 4.2⁷².

5.1 Influência da formação de dispersões de hidratos na temperatura

A Figura 5.1 apresenta a distribuição de temperatura e de fração de hidratos ao longo da tubulação. O resfriamento da mistura possui uma tendência exponencial decrescente, característico da condição de contorno de temperatura externa constante (BEJAN, 2013). Quando a formação de hidratos é desabilitada (linha tracejada preta), a temperatura da mistura tende assintoticamente à temperatura do meio externo (linha tracejada verde). Essa tendência muda quando a formação de hidratos é habilitada (linha contínua preta). Quando a mistura atravessa a curva de equilíbrio de formação de hidratos (linha tracejada vermelha), ela atinge uma região metaestável, na qual a formação de hidratos é iminente. Uma vez atingido o subresfriamento crítico, necessário para fornecer energia para a nucleação das primeiras partículas de hidrato, o hidrato se forma rapidamente – conforme observado pelo salto na fração de hidrato da Figura 5.1 (linha pontilhada azul).

Quando o hidrato começa a se formar, a mudança de fase gera calor devido à sua natureza exotérmica. Essa liberação de calor faz com que a mistura reaqueça, tendendo à temperatura de equilíbrio. Porém, a mistura não chega a atingir a temperatura de equilíbrio. O balanço de energia converge para um subresfriamento aproximadamente constante, resultado da competição entre o calor gerado pela formação de hidratos e o calor transferido ao meio externo. Esse mecanismo é conhecido como *limitação de formação de hidratos por transferência de calor* (DAVIES, 2009). O subresfriamento aproximadamente constante após a nucleação das primeiras partículas de hidratos resulta em uma taxa de formação de hidratos também constante, e logo a fração de hidratos cresce linearmente após a nucleação.

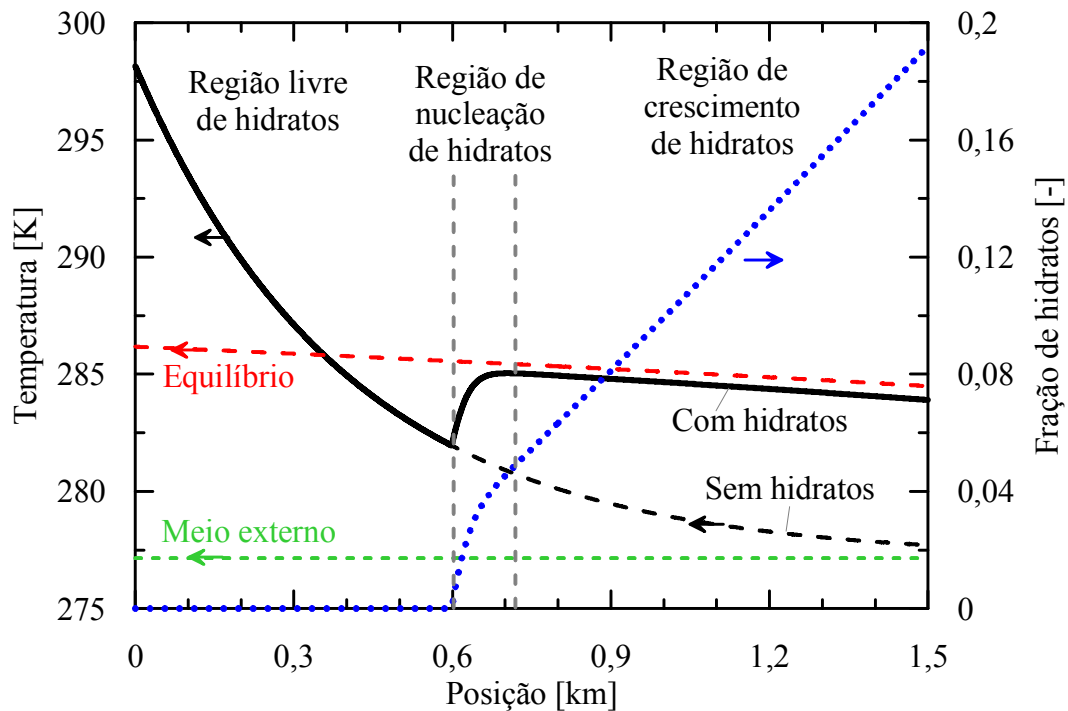


Figura 5.1 – Distribuição de temperatura e fração de hidratos ao longo da tubulação para o escoamento em golfadas com e sem formação de hidratos.

Assim, da Figura 5.1, ficam definidas três regiões distintas quando a formação de hidratos é habilitada:

- i) O resfriamento da mistura bifásica de gás e de líquido devido à troca de calor com o meio externo antes da formação de hidratos.
- ii) A nucleação de hidratos no momento em que uma temperatura de subresfriamento crítica é atingida, com aquecimento da mistura tendendo à temperatura de equilíbrio.
- iii) O crescimento de hidratos⁷³, com subresfriamento aproximadamente constante.

Outra forma de representação bastante utilizada na literatura para sistemas contendo hidratos são os diagramas de pressão *vs.* temperatura. Conforme já mostrado na Figura 1.4c do capítulo introdutório, o diagrama *P vs. T* é usualmente utilizado para caracterizar as curvas de equilíbrio de hidrato e as condições termodinâmicas às quais a mistura está submetida durante o processo de produção *offshore*. A Figura 5.2 apresenta este diagrama *P vs. T* para a temperatura da mistura (avaliada pelo modelo) e para a região de formação de hidratos

⁷² Idêntico ao caso avaliado para o teste de malha no capítulo anterior.

⁷³ Por crescimento de hidratos, deve-se entender como o aumento da fração de hidratos. Isto pode ocorrer seja pelo crescimento do tamanho das partículas ou pelo crescimento da população de partículas. O modelo não faz distinção para nenhum dos dois fenômenos, contanto que a dispersão seja sempre homogênea e que os hidratos não deslizem em relação à fase líquida.

(avaliada pelo programa CSMGem; BALLARD e SLOAN, 2002, 2004a, 2004b; JAGER et al., 2003). A mistura – proveniente do poço de petróleo – entra aquecida na linha de produção. Durante seu escoamento, ela é resfriada pelo meio externo – o oceano. Em paralelo, a pressão cai devido à perda de carga ao longo da tubulação. As mesmas três regiões características são encontradas no diagrama P vs. T : o resfriamento da mistura, a nucleação das primeiras partículas e o crescimento dos hidratos. Percebe-se que, quando a formação de hidratos é habilitada, a curva P vs. T do sistema aproxima-se da curva de equilíbrio para a formação de hidratos, porém nunca chega a coincidir com a mesma devido ao processo de limitação de formação de hidratos por transferência de calor.

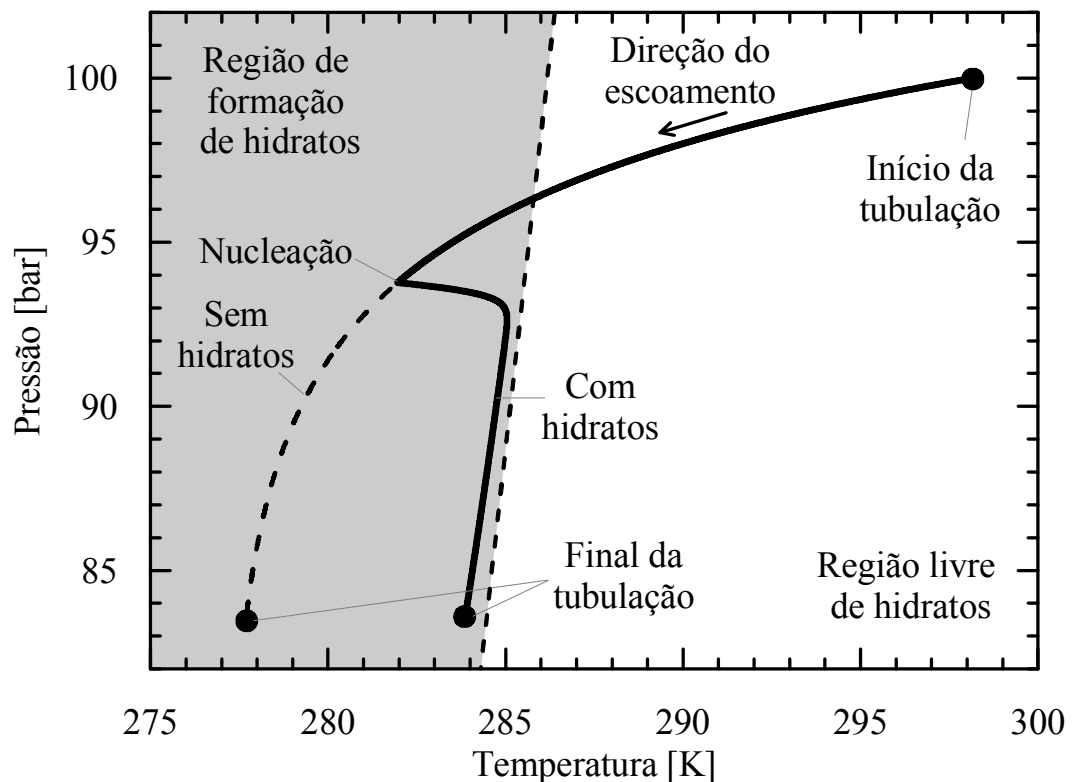


Figura 5.2 – Diagrama pressão vs. temperatura para o escoamento em golfadas com e sem formação de hidratos, plotado em relação à curva de equilíbrio de formação de hidratos.

5.2 Influência da formação de dispersões de hidratos no coeficiente de transferência de calor

A distribuição do coeficiente de transferência de calor da mistura ao longo da tubulação é apresentada na Figura 5.3. Alguns mecanismos provocam a variação na distribuição de h_m ao longo da tubulação:

- i) Visto que a temperatura do meio externo é constante e a temperatura da mistura decresce, então o gradiente de temperatura mistura/meio externo também decresce. Como o coeficiente de transferência de calor é inversamente proporcional a este gradiente de temperatura, então h_m decresce ao longo da tubulação.
- ii) Outro mecanismo que explica as variações de h_m ao longo da tubulação são as mudanças de propriedades do líquido⁷⁴ devido ao gradiente de temperatura da mistura ao longo da tubulação. As variações na massa específica e na viscosidade influenciam o número de Reynolds da fase líquida. O número de Reynolds, junto com as variações no número de Prandtl, influenciam o número de Nusselt e, em consequência, o coeficiente de troca de calor de cada estrutura da célula unitária.
- iii) Durante a nucleação das primeiras partículas de hidratos, h_m apresenta um aumento repentino, característico de sistemas com mudança de fase.

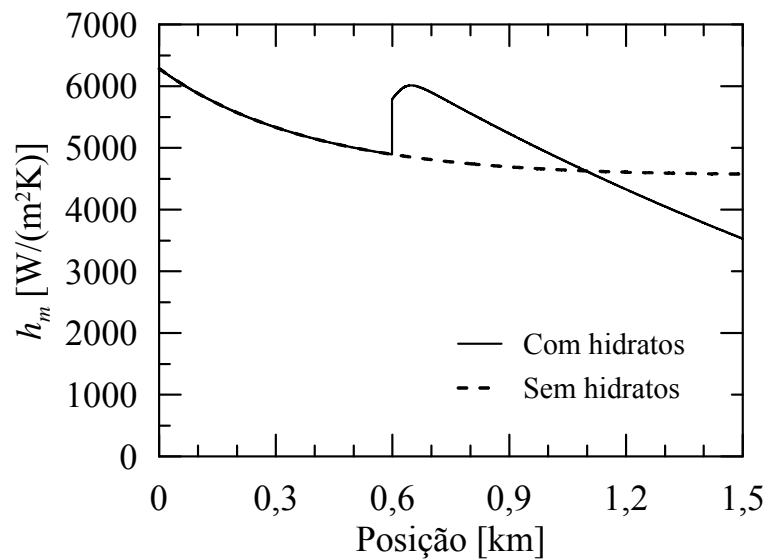


Figura 5.3 – Coeficiente de transferência de calor da mistura ao longo da tubulação para o escoamento em golfadas com e sem formação de hidratos.

5.3 Influência da formação de dispersões de hidratos na pressão

A Figura 5.4a apresenta a distribuição de pressão ao longo da tubulação. Percebe-se que a queda de pressão avaliada pelo modelo é pouco influenciada pela formação de hidratos. Isto acontece devido a dois mecanismos competitivos:

⁷⁴ Lembrando que o presente modelo despreza a contribuição do gás no balanço de energia.

- i) A viscosidade relativa da dispersão é diretamente proporcional à fração de hidratos, ocasionando aumento do atrito e da perda de carga. A viscosidade relativa da dispersão, calculada pelo modelo de Krieger e Dougherty (1959), é apresentada na Figura 5.4b.
- ii) A formação de hidratos implica em consumo de água e de gás para formar um sólido. Do ponto de vista da mistura, existe um decréscimo no volume específico da mesma, pois uma parte do gás – fase com volume específico relativamente alto em relação às outras fases da mistura – deixa de existir nesse estado. Isso implica em uma diminuição do volume (ou da vazão volumétrica) da mistura ao longo da tubulação. Em outras palavras, a mistura desacelera, fazendo com que as tensões de cisalhamento diminuam, assim como o atrito e a perda de carga. A Figura 5.5e apresenta o comportamento da velocidade superficial da mistura e é o tópico de discussão da próxima seção deste capítulo.

No caso avaliado na Figura 5.4a, os dois mecanismos de influência da formação de hidratos na queda de pressão praticamente se anulam, e por isso não existe uma sensibilidade na queda de pressão. Essa constatação está de acordo com o observado experimentalmente por Joshi (2012), de que a queda de pressão não é sensível à formação de dispersões homogêneas de hidratos (vide Figura 2.2 do capítulo de revisão bibliográfica). Porém, a pressão provavelmente será sensível caso maiores frações de hidratos sejam consideradas no modelo, sendo que:

- i) A viscosidade da dispersão aumenta exponencialmente com a fração de hidratos e se espera que, a partir de certo valor, a perda de carga será afetada devido a este mecanismo. Para maiores frações de hidrato, a dispersão pode se tornar heterogênea e mudar seu comportamento para não newtoniano.
- ii) As partículas podem depositar em forma de um leito estacionário caso a velocidade local da dispersão seja menor que a *velocidade crítica de deposição*⁷⁵ (PEKER e HELVACI, 2007). Nesses casos, o leito ocasiona uma redução da seção transversal útil para o escoamento, aumentando a perda de carga⁷⁶.

Os efeitos descritos acima não foram considerados no modelo e deverão ser avaliados em trabalhos futuros.

⁷⁵ A *velocidade crítica de deposição* (PEKER e HELVACI, 2007) é definida como a menor velocidade que um meio contínuo pode ter para manter partículas sólidas em forma de dispersão, sem que as mesmas decantem. Essa velocidade crítica é dependente principalmente do tamanho e concentração das partículas e da relação de massas específicas entre a partícula e o meio contínuo.

⁷⁶ Mecanismo a ser discutido no Capítulo 6, seção 6.3, e no Capítulo 7.

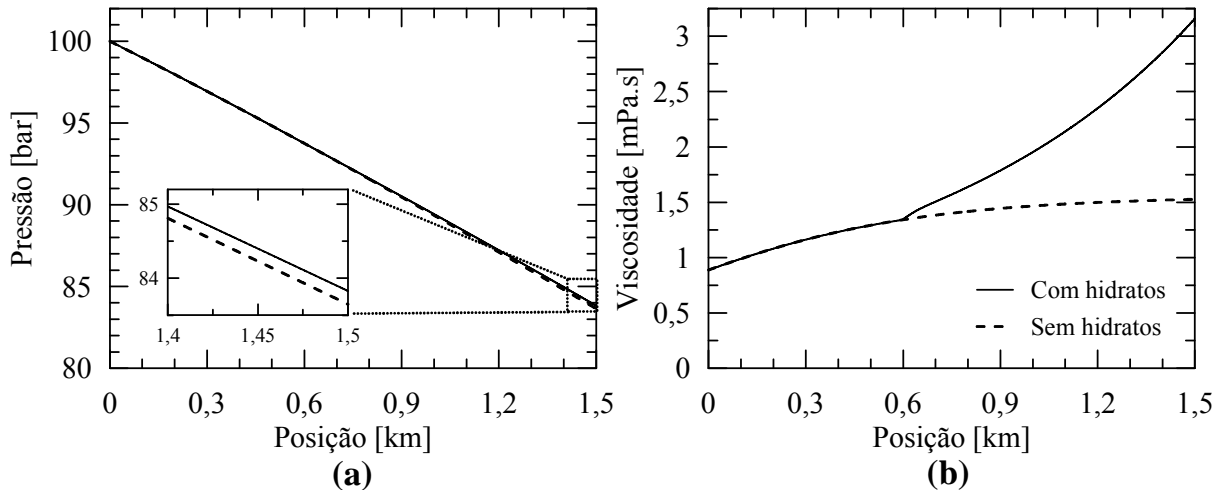


Figura 5.4 – Distribuição de: (a) pressão e (b) viscosidade da dispersão ao longo da tubulação para o escoamento em golfadas com e sem formação de hidratos.

5.4 Influência da formação de dispersões de hidratos na velocidade superficial das fases

A compreensão do comportamento das velocidades superficiais das fases e da mistura ao longo da tubulação é de extrema importância para compreender o escoamento em golfadas. Isso porque, junto à temperatura e à pressão, eles são dados de entrada para calcular a geometria da célula unitária e então aplicar as equações de conservação da massa, quantidade de movimento e energia. A Figura 5.5a apresenta, na mesma escala, as velocidades superficiais de todas as fases e da mistura. Nas Figuras 5.5b-e são apresentadas, em detalhe, as mesmas velocidades superficiais. A Figura 5.5f apresenta a razão entre as velocidades superficiais da dispersão e da mistura.

A velocidade superficial do gás (Figura 5.5b) possui uma leve tendência decrescente no início da tubulação, um ponto de mínimo em $z \approx 0,4$ km e uma tendência crescente após este ponto (quando a formação de hidratos é desabilitada). Considerando a formação de hidratos, a velocidade superficial do gás decresce rapidamente a partir do ponto de nucleação de hidratos ($z \approx 0,6$ km). Esse comportamento pode ser explicado com base em três fenômenos competitivos:

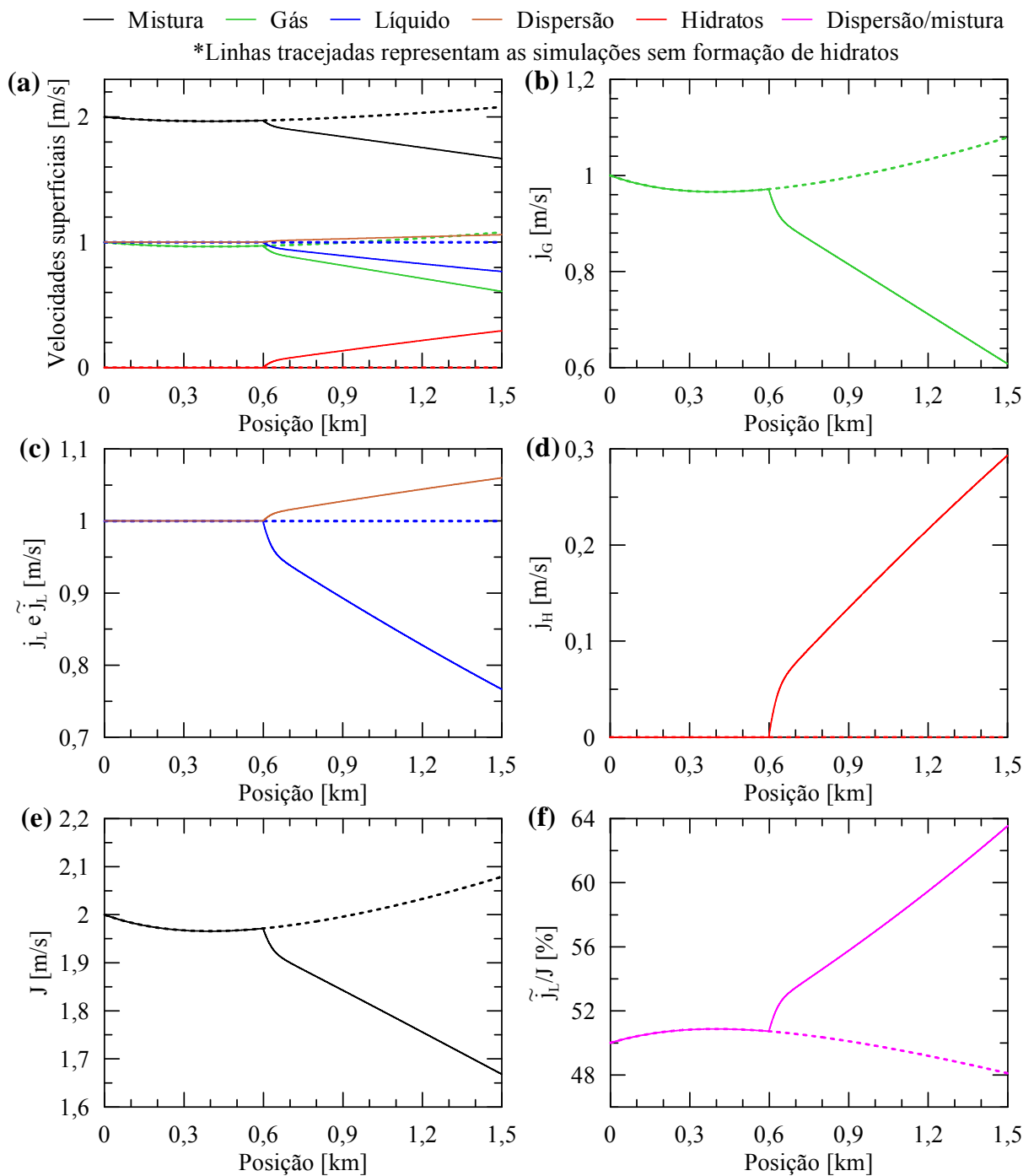


Figura 5.5 – (a) Velocidades superficiais das fases e da mistura ao longo da tubulação para o escoamento em golfadas com e sem formação de hidratos. Detalhes para as velocidades superficiais: (b) do gás, (c) do líquido e da dispersão, (d) dos hidratos, (e) da mistura.

(f) Razão entre as velocidades superficiais da dispersão e da mistura.

- i) O gás se contrai devido ao resfriamento, fazendo com que j_G diminua. Este mecanismo é mais acentuado no início da tubulação, onde o gradiente de temperaturas é maior.

ii) O gás se expande devido à perda de carga, fazendo com que j_G aumente. Este processo sempre ocorre em conjunto com a contração do gás devido ao resfriamento. Porém, ele acaba sendo mais perceptível no final da tubulação, onde a contração do gás por queda de temperatura é menor devido aos menores gradientes térmicos. Ou seja, no final da tubulação percebe-se um aumento na velocidade superficial do gás (quando não ocorre formação de hidratos). Ainda vale ressaltar que o ponto de mínimo da Figura 5.5b (em $z \approx 0,4$ km) é o local onde o mecanismo (i) e (ii) se cancelam.

iii) A formação de hidratos consome gás, fazendo com que j_G diminua.

Contrariamente ao gás, o líquido é considerado incompressível e sua velocidade superficial não varia quando a formação de hidratos é desabilitada (Figura 5.5c). Já quando o hidrato se forma, existe um decréscimo da velocidade superficial de líquido devido ao consumo de água. Porém, é importante ainda analisar a velocidade superficial da dispersão, não apenas a do líquido. Isso porque o presente modelo trata a dispersão como um fluido homogêneo, possibilitando que a geometria da célula unitária seja calculada como em um escoamento pseudo-bifásico entre a dispersão e o gás. Ou seja, é a velocidade superficial da dispersão que influencia os comprimentos das regiões, a velocidade de translação da célula unitária e a frequência do escoamento em golfadas.

Percebe-se que, apesar da velocidade superficial de líquido diminuir quando os hidratos se formam, a velocidade superficial da dispersão apresenta um leve aumento. Isso se deve aos seguintes fatos: (i) a taxa de consumo de água é aproximadamente igual à taxa de formação de hidratos, sendo $\frac{dm_L/dt}{dm_H/dt} = -\frac{\eta_H}{(\eta_H + 1)} \frac{M_L}{M_H} \approx 1$ das eqs. (3.7) e (3.8), visto que $\eta_H/(\eta_H + 1) \approx 6/7$ e $M_L/M_H \approx 16/18$; e (ii) a massa específica dos hidratos é levemente inferior à massa específica da água, com $\rho_H/\rho_L \approx 917/990$ (JUNG et al., 2010; SLOAN e KOH, 2008). Isso gera um aumento do volume específico da dispersão conforme os hidratos se formam, refletindo em um aumento da sua velocidade superficial.

A Figura 5.5d apresenta a velocidade superficial dos hidratos. Ela apresenta um salto durante a nucleação dos hidratos, demonstrando que a nucleação ocorre de forma rápida – o que está de acordo com a literatura (BOXALL, 2008; JOSHI, 2012; SLOAN et al., 2011; SLOAN e KOH, 2008). Essa formação inicialmente rápida é devido ao subresfriamento crítico necessário para romper a energia de ativação da mudança de fase e que irá proporcionar o potencial necessário para nuclear as primeiras partículas. Uma vez que o

hidrato começa a se formar, a mudança de fase gera calor, a mistura reaquece e o subresfriamento diminui para um valor praticamente constante durante a etapa de crescimento dos hidratos – conforme já discutido na Figura 5.1. Devido a esse subresfriamento constante, durante a etapa de crescimento de hidratos a sua velocidade superficial aumenta quase que linearmente, Figura 5.5d.

A Figura 5.5e apresenta a velocidade superficial da mistura. A mistura sofre uma desaceleração quando o hidrato se forma devido ao consumo de gás (uma fase de alto volume específico) e de líquido (uma fase de baixo volume específico) para formar um sólido (uma fase de baixo volume específico). Logo, quando o hidrato se forma, a mistura diminui de volume específico. Se o sistema fosse fechado, isso seria refletido em uma queda de pressão. Porém, o sistema é aberto, e logo essa contração no volume da mistura é refletida em uma desaceleração da mesma.

Finalmente, a Figura 5.5f apresenta a razão entre as velocidades superficiais da dispersão e da mistura – parâmetro fundamental para avaliação da frequência do escoamento em golfadas (GREGORY e SCOTT, 1969; SCHULKES, 2011) e da razão entre os comprimentos das regiões da célula unitária (ROSA e ALTEMANI, 2006). Quando a formação de hidratos é desabilitada, a razão líquido/mistura varia suavemente e inversamente proporcional à variação na velocidade superficial do gás devido aos gradientes de pressão e temperatura. Já quando a formação de hidratos é habilitada, existe consumo de gás e geração de dispersão. Isso implica que, sempre que os hidratos se formam, a razão dispersão/mistura aumenta.

5.5 Influência da formação de dispersões de hidratos na velocidade das estruturas

A Figura 5.6 apresenta as velocidades das estruturas do escoamento em golfadas. Percebe-se que a velocidade das estruturas apresenta a mesma tendência da velocidade superficial da mistura: (i) uma influência leve da contração do gás devido ao resfriamento no início da tubulação; (ii) uma influência mais acentuada da expansão do gás no final da tubulação, gerando um aumento da velocidade; e (iii) uma desaceleração a partir do ponto de formação dos hidratos, mais acentuada na etapa de nucleação e aproximadamente constante na etapa de crescimento.

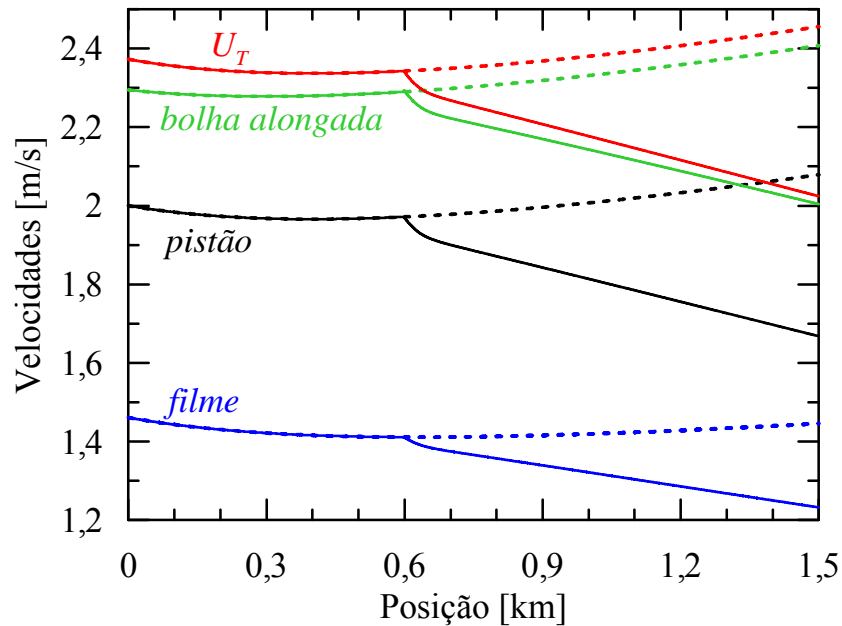


Figura 5.6 – Velocidade das estruturas do escoamento em golfadas ao longo da tubulação. Linhas contínuas representam casos com formação de hidratos e linhas tracejadas representam casos sem formação de hidratos.

A partir das hipóteses feitas durante a modelagem matemática, percebe-se que:

- i) A velocidade da dispersão no pistão é igual à velocidade da mistura, $J = \tilde{U}_{LS}$;
- ii) A dispersão carrega as bolhas dispersas no pistão sem deslizamento, $\tilde{U}_{LS} = U_{GS}$;
- iii) O hidrato não desliza em relação ao líquido tanto no pistão, $\tilde{U}_{LS} = U_{LS} = U_{HS}$, quanto no filme, $\tilde{U}_{LB} = U_{LB} = U_{HB}$.

A velocidade de translação da célula unitária U_T é definida como a velocidade da frente da bolha alongada. Ela é calculada conforme a relação empírica proposta por Nicklin et al. (1962), eq. (A.1), sendo diretamente proporcional à velocidade da mistura multiplicada por um fator C_0 . O fator C_0 é calculado conforme proposto por Bendiksen (1984) e normalmente possui valores entre 1,05 e 1,20 (SHOHAM, 2006). Ou seja, a velocidade da frente da bolha alongada (linha vermelha) é sempre maior que a velocidade da mistura e do pistão (linha preta).

Já a velocidade média do gás na bolha alongada (linha verde) é levemente inferior à velocidade da frente da bolha alongada, mas ainda superior à velocidade da mistura e do pistão de líquido (linha preta). Isso porque o gás possui massa específica inferior ao líquido e, portanto, menor inércia, viajando então com maior velocidade. Finalmente, a velocidade do filme é a menor de todas, ficando aproximadamente 15% abaixo da velocidade da mistura.

A constatação de que o filme é a estrutura da célula unitária que viaja com menor velocidade é importante para analisar a deposição das partículas. Segundo Peker e Helvaci (2007), partículas sólidas tendem a decantar quando a dispersão escoar a uma velocidade inferior à velocidade crítica de deposição. Ou seja, o filme é o local crítico aonde as partículas de hidrato começarão a decantar – ou a flutuar, visto que $\rho_H < \rho_L$ quando a fase líquida é a água. Este fenômeno não é previsto pelo modelo e deve ser tópico de trabalhos futuros.

5.6 Influência da formação de dispersões de hidratos na frequência do escoamento em golfadas

A Figura 5.7 apresenta a frequência do escoamento em golfadas estimada através da correlação empírica de Schulkes (2011). O aumento de frequência após a nucleação de hidratos ocorre devido a dois mecanismos:

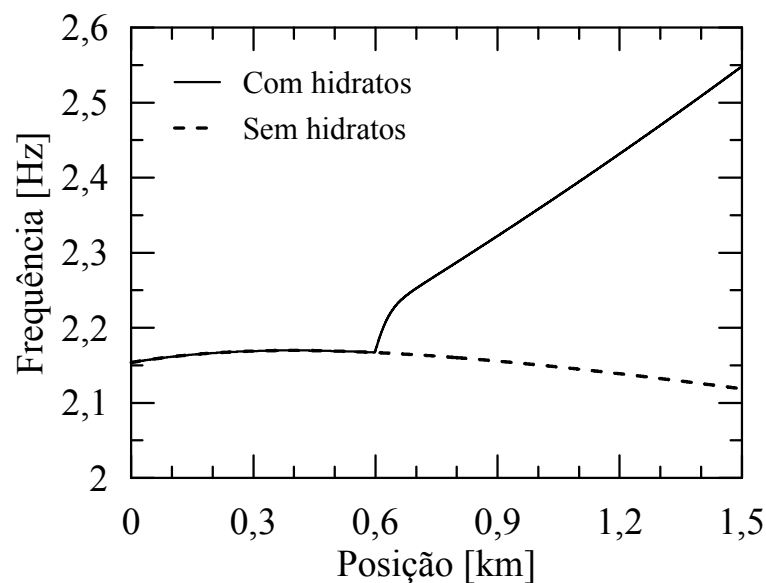


Figura 5.7 – Frequência do escoamento em golfadas ao longo da tubulação para os casos com e sem formação de hidratos.

- i) O aumento da razão dispersão/mistura após a nucleação dos hidratos (conforme já discutido na Figura 5.5f), que é diretamente proporcional à frequência do escoamento em golfadas (GREGORY e SCOTT, 1969; SCHULKES, 2011).

- ii) O aumento da viscosidade da dispersão com o aumento da fração de partículas sólidas, que é diretamente proporcional à frequência do escoamento em golfadas. Schulkes (2011) observou que viscosidades da fase líquida (ou da dispersão homogênea, no caso do presente trabalho) acima de 180 cP afetam a frequência do escoamento em golfadas. Porém, o caso aqui analisado não atinge esses valores de viscosidade (conforme indicado na Figura 5.4b). Este mecanismo será influente para o caso de fases líquidas mais viscosas, tais como óleos.

Devido principalmente ao primeiro mecanismo, a frequência aumenta em aproximadamente 18% desde o ponto de nucleação das primeiras partículas ($z \approx 0,6$ km) até a saída da tubulação ($z = 1,5$ km).

5.7 Influência da formação de dispersões de hidratos nas frações de fase

A Figura 5.8 apresenta as frações volumétricas média das fases ao longo da tubulação. Em um caso ideal de não deslizamento entre a dispersão e o gás, as frações volumétricas médias são iguais à razão entre as velocidades superficiais de cada fase e a da mistura (SHOHAM, 2006). Porém, o presente modelo leva em consideração o deslizamento entre a dispersão e o gás⁷⁷. Assim, a fração de gás média fica levemente abaixo dos 50% (que é a quantidade de gás imposta na entrada em termos de velocidade superficial), visto que o gás é a fase de menor inércia e que escoar mais rápido (em acordo com a Figura 5.6). Já o líquido apresenta frações médias levemente superiores a 50%, pois escoar com velocidade inferior.

As frações volumétricas médias das fases (Figura 5.8) seguem as mesmas tendências das velocidades superficiais (Figura 5.5a-e). A fração média de gás (linha verde) sofre a influência da contração e expansão do gás devido aos gradientes de temperatura e pressão, assim como a influência do consumo de gás devido à formação de hidratos. Já o líquido (linha azul), apesar de considerado incompressível e de possuir velocidade superficial constante antes da nucleação de hidratos, possui uma leve variação de sua fração de fase neste trecho. Essa variação segue a mesma tendência do carregamento de líquido, Figura 5.5f. Isso ocorre porque, mesmo que o fluxo volumétrico de líquido seja constante antes da nucleação dos hidratos, o fluxo volumétrico de gás não o é devido às variações de temperatura e pressão. Visto que o líquido e o gás são as únicas fases presentes antes da nucleação de hidratos, e que

⁷⁷ Lembrando que a hipótese de não deslizamento feita é entre o hidrato e o líquido.

existe uma variação na velocidade superficial do gás ao longo da tubulação, então a fração de líquido necessariamente irá mudar, em uma tendência inversamente proporcional à fração do gás.

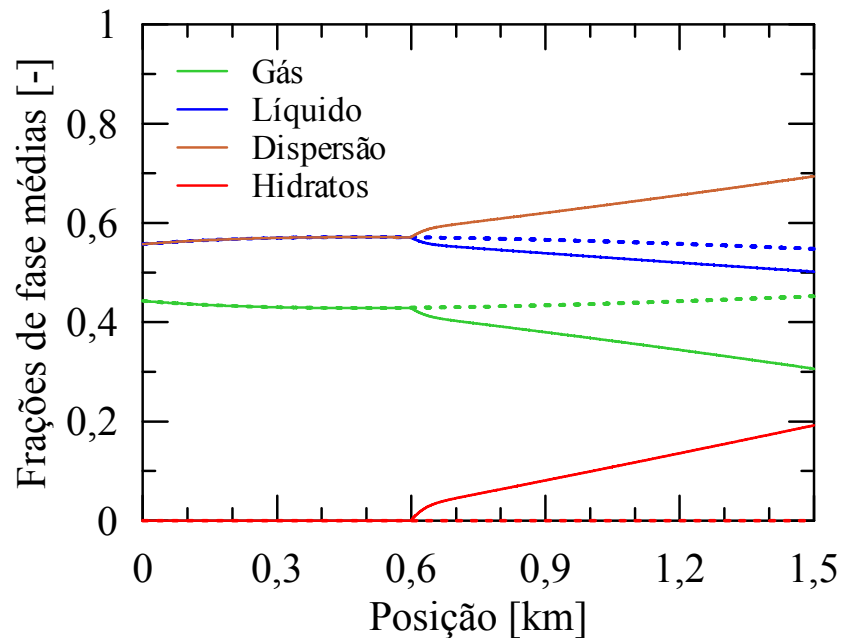


Figura 5.8 – Fração volumétrica média das fases ao longo da tubulação. Linhas contínuas representam casos com formação de hidratos e linhas tracejadas representam casos sem formação de hidratos.

Atenção especial deve ser dada à fração de hidratos (linha vermelha da Figura 5.8). A fração de hidratos apresenta um aumento repentino quando as primeiras partículas nucleiam. O modelo captura a rápida formação de hidratos devido ao subresfriamento crítico necessário para ativar a mudança de fase. Esse fenômeno deve ser considerado preocupante quando essa rápida formação gera um aumento elevado na fração de hidratos. Caso esta variação seja suficiente para que a dispersão de hidratos sofra uma transição de distribuição homogênea para heterogênea, ou para fazer com que as partículas depositem, então a obstrução da tubulação pode ocorrer de maneira rápida, se tornando um risco para a garantia do escoamento.

Este salto inicial na fração de hidratos durante a nucleação das primeiras partículas dependerá:

- i) Da taxa de resfriamento do meio externo.

- ii) Da entalpia de formação de hidratos, que é função da sua estrutura cristalina e de seu(s) gás(gases) formador(es).
- iii) Da temperatura de subresfriamento crítica⁷⁸.
- iv) Da *limitação de formação de hidratos por transferência de massa*, que não é levada em consideração no presente modelo.

Após a nucleação dos hidratos e passado este salto inicial em sua fração volumétrica, a fração de hidratos aumenta em uma taxa aproximadamente constante. O presente trabalho não prevê nenhum tipo de limitação de formação de hidratos por transferência de massa, seja por indisponibilidade das fases ou pela dificuldade de contato entre as mesmas. Essa limitação por transferência de massa irá, em algum momento, fazer com que a taxa de formação de hidratos diminua. Assim, a fração de hidratos irá tender assintoticamente para um valor constante final de fração de hidratos⁷⁹. Caso este limite máximo de fração de hidratos esteja acima dos 13% sugeridos por Joshi (2012), a dispersão é passível de sofrer uma transição para escoamento heterogêneo, caso no qual o presente modelo não é válido⁸⁰. Sugere-se, como estudo futuro, a inclusão dos mecanismos de limitação por transferência de massa e de critérios de transição homogêneo/heterogêneo, com conseqüente previsão do aumento no deslizamento entre o hidrato e o líquido.

5.8 Influência da formação de dispersões de hidratos no comprimento regiões da célula unitária

A Figura 5.9 apresenta os comprimentos característicos da célula unitária (linha vermelha), da bolha alongada (linha verde) e do pistão (linha azul). Antes da formação de hidratos, o comprimento da célula unitária varia em conformidade com os processos de expansão/contração de gás já mencionados. Após a nucleação de hidratos, o comprimento da célula unitária apresenta uma diminuição quando o hidrato começa a se formar devido:

- i) Ao aumento da frequência, conforme já ilustrado na Figura 5.7, que é inversamente proporcional ao comprimento da célula unitária, conforme eq. (3.24).

⁷⁸ Não foram encontrados estudos na literatura que apresentem a dependência da temperatura de subresfriamento crítica. Porém, acredita-se que ela seja função do sistema em análise, *i.e.*, dos componentes da mistura e da área interfacial líquido-gás (e, em conseqüência, da agitação do sistema).

⁷⁹ Em outras palavras, existe um ponto em que o hidrato irá parar de se formar.

⁸⁰ Deve-se perceber que os resultados acima de 13% gerados na Figura 5.8 constituem resultados não confiáveis, pois podem representar dispersões não-homogêneas (JOSHI, 2012). Os resultados serão analisados de qualquer forma, pois eles ainda são válidos para as posições da tubulação onde a fração de hidratos é menor que 13%.

ii) À diminuição da velocidade de translação da célula unitária, conforme já ilustrado na Figura 5.6, que é diretamente proporcional ao comprimento da célula unitária, conforme eq. (3.24).

A diminuição do comprimento da célula unitária é refletida no comprimento da bolha alongada, que também possui a mesma tendência de diminuição. O comprimento da bolha diminui devido ao consumo de gás e conseqüente diminuição da sua velocidade superficial. Já o pistão permanece com comprimento praticamente constante, ou seja, a transferência de massa devido à formação de hidratos é completamente refletida na região da bolha alongada⁸¹.

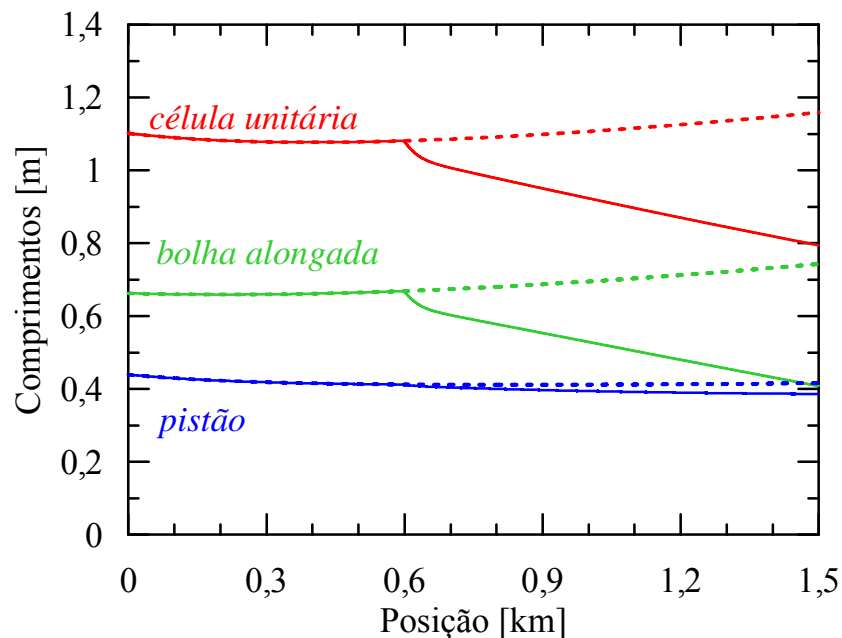


Figura 5.9 – Comprimentos característicos das regiões da célula unitária do escoamento em golfadas ao longo da tubulação. Linhas contínuas representam casos com formação de hidratos e linhas tracejadas representam casos sem formação de hidratos.

5.9 Influência da formação de dispersões de hidratos na geometria da célula unitária

A Figura 5.10 apresenta a geometria de uma célula unitária média do escoamento em golfadas na entrada e na saída da tubulação. Quando não existe formação de hidratos, a célula unitária aumenta de tamanho ao longo da tubulação devido à expansão do gás pela queda de

⁸¹ Fato que deve ser verificado experimentalmente, visto que o presente modelo possui erros significativos na predição do comprimento do pistão, vide Capítulo 4.

pressão⁸². Esse fenômeno ainda pode ser interpretado como uma leve queda na frequência do escoamento (linha tracejada da Figura 5.7) devido às variações na razão entre as velocidades superficiais do líquido e da mistura (linha tracejada da Figura 5.5f).

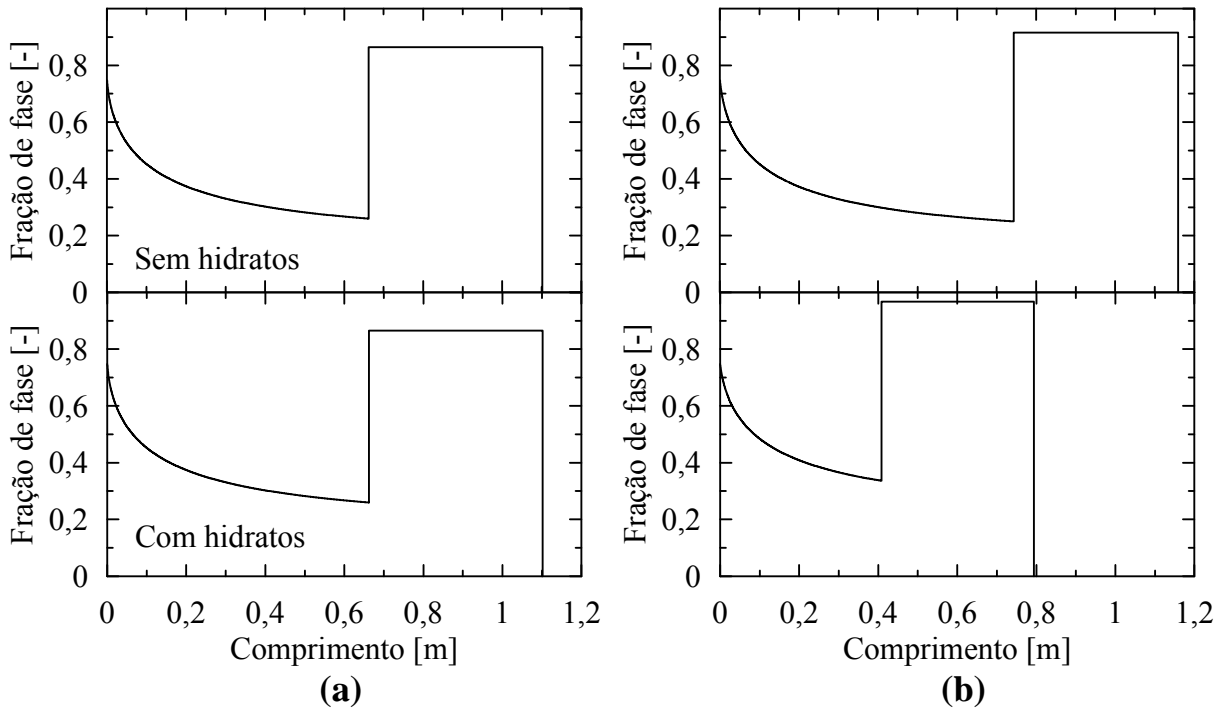


Figura 5.10 – Geometria da célula unitária do escoamento em golfadas: (a) na entrada e (b) na saída da tubulação para os casos com e sem formação de hidratos.

Quando existe formação de hidratos, a célula unitária diminui de tamanho ao longo da tubulação devido ao aumento da frequência do escoamento e da velocidade de translação da célula unitária. A bolha alongada ainda apresenta um perfil mais esbelto que no caso onde os hidratos não se formam devido a dois fatores (MAZZA et al., 2010; YOSHIKAWA, 2005): (i) aumento de viscosidade em função da formação da dispersão e (ii) desaceleração da mistura em função da formação de hidratos⁸³.

Em ambos os casos (com e sem formação de hidratos) a fração de gás no pistão diminui na saída da tubulação em relação à entrada devido ao aumento de viscosidade da fase líquida (seja por queda de temperatura ou pela formação de partículas de hidrato), ocasionando amortecimento da intensidade de turbulência e redução na taxa de desprendimento de bolhas dispersas. Vale ressaltar que, no caso de formação de hidratos, a presença das partículas

⁸² Que, no caso avaliado, é dominante sobre a contração do gás devido ao resfriamento.

sólidas pode ocasionar tanto o amortecimento quanto a promoção de intensidade de turbulência, dependendo da razão entre o tamanho da partícula e o turbilhão mais energético do escoamento (GORE e CROWE, 1989). Porém, a correlação de fechamento de Gomez et al. (2000) não captura a promoção de turbulência em função da interação partícula-líquido, apenas o amortecimento em função do aumento de viscosidade. Trabalhos futuros deverão ser feitos para estimar experimentalmente o comportamento da fração de gás no pistão em função da concentração e tamanho das partículas de hidratos.

Em paralelo à viscosidade, as variações na velocidade da mistura ao longo da tubulação também influenciam a aeração do pistão⁸⁴. No caso de não formação de hidratos, a velocidade da mistura aumenta, gerando uma tendência a aumentar a taxa de desprendimento de bolhas dispersas no pistão. Porém, o mecanismo de aumento de viscosidade e consequente diminuição de desprendimento de bolhas dispersas é predominante no caso analisado, e então a fração de gás diminui na saída da tubulação. Já no caso onde existe formação de hidratos, a mistura desacelera, fazendo com que a fração de bolhas dispersas diminua, agindo em paralelo ao mecanismo de aumento de viscosidade e ocasionando uma diminuição da fração de gás no pistão.

⁸³ A sensibilidade do perfil da bolha alongada à velocidade da mistura é analisada na seção 6.1.

⁸⁴ Conforme discutido na seção 6.1.

6 INFLUÊNCIA DAS CONDIÇÕES DE ENTRADA E DA GEOMETRIA DA TUBULAÇÃO NA FORMAÇÃO DE HIDRATOS

Neste capítulo são apresentados os efeitos das condições de entrada do escoamento (velocidade superficial da mistura, razão líquido/mistura, pressão, uso de inibidores químicos) e da geometria da tubulação (diâmetro interno, resistência térmica da parede) na formação de hidratos. O propósito é identificar os parâmetros capazes de retardar (ou prevenir) a formação de hidratos. Para tanto, o caso já avaliado nos dois capítulos anteriores (vide Tabela 4.2, repetida abaixo) será utilizado, porém variando os parâmetros conforme indicados na Tabela 6.1. A influência de cada parâmetro é apresentada em seções distintas.

Tabela 4.2 (repetição) – Valores dos parâmetros de entrada para avaliação do modelo.

<i>Parâmetro</i>	<i>Valor</i>
Comprimento/Diâmetro interno/Espessura da tubulação	1,5 km / 26 mm / 1 mm
Inclinação da tubulação	Horizontal
Condutividade da parede da tubulação	30 W/(m·K)
Velocidade superficial do gás	1 m/s
Velocidade superficial do líquido	1 m/s
Fluidos	CH ₄ / H ₂ O
Pressão na entrada	100 bar
Temperatura na entrada	298 K
Temperatura do meio externo	277 K
Coefficiente de transferência de calor do meio externo	100 W/(m ² K)
Correlação de frequência	Schulkes (2011)
Correlação de velocidade de translação da célula unitária	Bendiksen (1984)
Correlação de fração de líquido no pistão	Gomez et al. (2000)
Correlação de viscosidade da dispersão	Krieger e Dougherty (1959)

Tabela 6.1 – Parâmetros utilizados para avaliar a sensibilidade da formação de hidratos às condições de entrada do escoamento e à geometria da tubulação.

<i>Parâmetro</i>	<i>Valores</i>
Velocidade superficial da mistura na entrada	1,5 / 2 / 2,5 / 3 m/s
Razão líquido/mistura na entrada da tubulação	30 / 40 / 50 / 60 / 70 %
Diâmetro interno da tubulação	1 / 2 / 3 / 4 polegadas
Condutividade térmica da parede da tubulação	1 e 30 W/(m·K)
Razão diâmetro externo/interno da tubulação	1,08 / 1,20
Pressão da mistura na entrada	50 / 100 bar
Uso de inibidor químico	Sem inibidor / 5% metanol

6.1 Influência da velocidade superficial da mistura na formação de hidratos

Quatro simulações foram feitas para analisar a sensibilidade da formação de hidratos à velocidade superficial da mistura na entrada, sendo $J = 1,5; 2; 2,5$ e 3 m/s. A razão entre as velocidades superficiais do líquido e da mistura foram fixadas em 50% na entrada da tubulação e todos os outros parâmetros de entrada seguem a Tabela 4.2.

A Figura 6.1a apresenta a sensibilidade dos resultados para a distribuição de temperatura. No caso de $J = 1,5$ m/s, o modelo apresenta divergência a partir de $z \approx 1,3$ km. Essa divergência é provavelmente fruto combinado entre os seguintes fatores: (i) valores baixos de velocidades superficiais, se aproximando da região de transição entre escoamento em golfadas e estratificado – visto que a velocidade de $J = 1,5$ m/s diminui após a nucleação dos hidratos, chegando a $J = 1,09$ m/s ($j_L = 0,51$ m/s; $j_G = 0,28$ m/s; $j_H = 0,30$ m/s); e (ii) aos altos valores de fração de hidratos atingidos ($R_{HU} \approx 30\%$, vide Figura 6.1d), no qual a hipótese de dispersão homogênea é provavelmente mal posta.

Quanto à Figura 6.1a, existem dois mecanismos competitivos que influenciam o gradiente de temperaturas ao longo da tubulação:

- i) O aumento da velocidade da mistura aumenta o número de Reynolds e de Nusselt do escoamento. Assim, o coeficiente de transferência de calor da mistura tende a aumentar (conforme a Figura 6.1b). Este mecanismo tende a aumentar o gradiente de temperaturas.
- ii) Quando a velocidade da mistura é maior, a mistura possui um tempo de residência menor dentro da tubulação. Em outras palavras, a mistura que entra aquecida se desloca mais rapidamente pela tubulação e não possui tanto tempo para ser resfriada, atingindo posições mais avançadas da tubulação com uma temperatura maior⁸⁵. Ou seja, o gradiente de temperatura tende a diminuir em função deste mecanismo.

Fica claro que o segundo mecanismo é dominante para o caso considerado, visto que maiores velocidade superficiais de mistura geram menores gradientes de temperaturas (antes da nucleação dos hidratos). A dominação do mecanismo (ii) sobre o mecanismo (i) pode ser explicada através da análise do circuito térmico do sistema. O circuito térmico é composto por três resistências térmicas: a convectiva do escoamento multifásico dentro da tubulação; a condutiva da parede da tubulação; e a convectiva do meio externo (este circuito térmico já foi apresentado na Figura 3.5 durante o capítulo de modelagem). Da eq. (3.61), pode-se perceber

que as três resistências térmicas (por unidade de área), quando adaptadas para a mistura, são dadas por:

$$R_{conv,int} = \frac{1}{h_m} ; R_{cond} = \frac{D \ln(D_{ext}/D)}{2k_w} ; R_{conv,ext} = \frac{D}{D_{ext} h_{ext}} \quad (6.1)$$

Substituindo os valores da simulação, percebe-se que suas ordens de grandeza são:

$$R_{conv,int} \sim 10^{-4} ; R_{cond} \sim 10^{-5} ; R_{conv,ext} \sim 10^{-2} \quad (6.2)$$

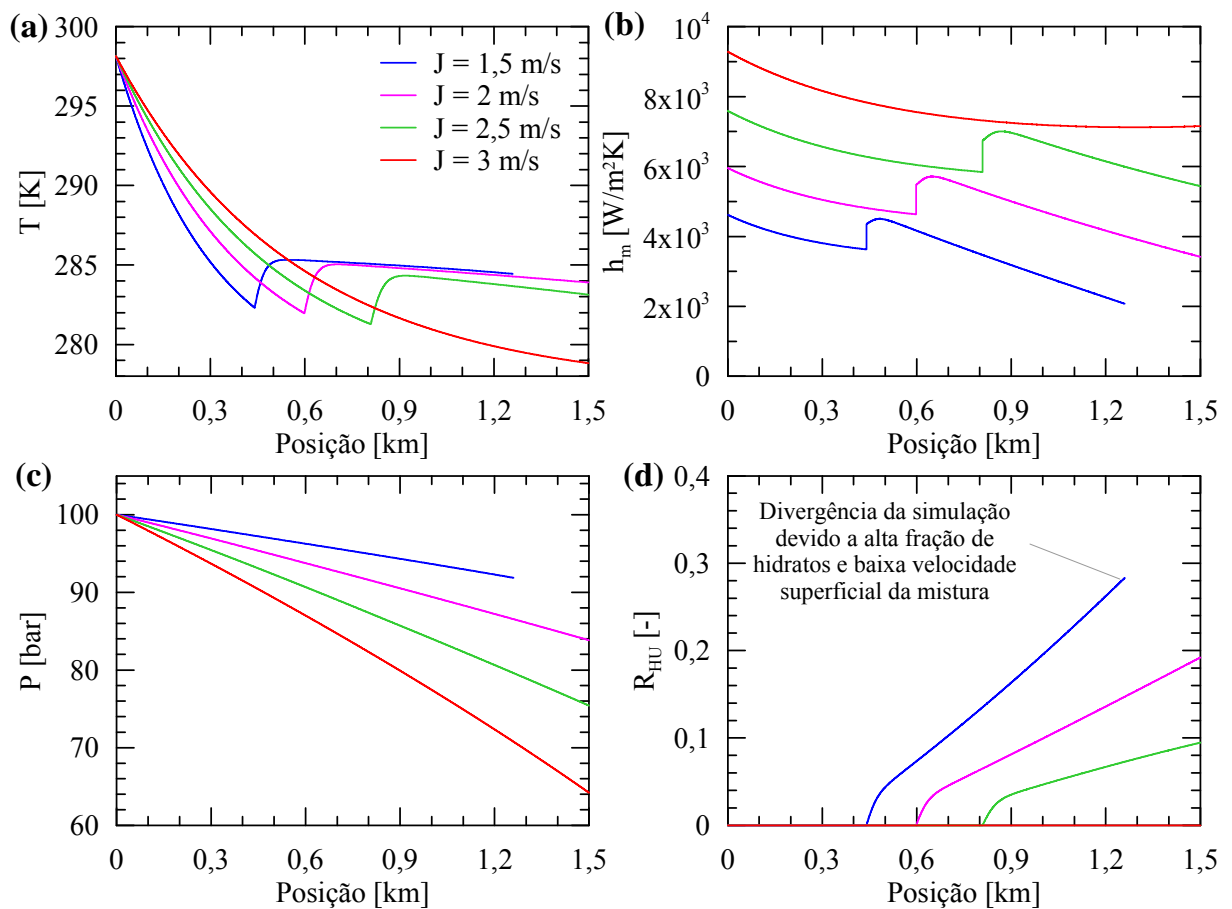


Figura 6.1 – Sensibilidade do modelo à velocidade superficial da mistura na entrada para: (a) temperatura, (b) coeficiente de transferência de calor, (c) pressão e (d) fração média de hidratos.

⁸⁵ Um exemplo simples deste mecanismo é a serpentina de cerveja. Quando a vazão dentro da serpentina (ou seja, a velocidade da cerveja) é muito elevada, o *chopp* sai quente.

Ou seja, o gargalo de transferência de calor é a resistência térmica do meio externo⁸⁶. Logo, por mais que o coeficiente de transferência de calor aumente com a velocidade da mistura (mecanismo (i)), a troca de calor não é beneficiada o suficiente e o mecanismo (ii) prevalece.

Devido à diminuição do gradiente de temperatura em função do aumento da velocidade superficial da mistura, a nucleação de hidratos ocorrerá em um ponto mais distante da entrada da tubulação. Para o caso de $J = 3$ m/s (linha vermelha), o gradiente térmico é insuficiente para que ocorra nucleação dos hidratos em uma tubulação de 1,5 km (para o caso analisado). Além disso, maiores velocidades da mistura: (i) induzirão a quebra dos aglomerados de hidratos devidos à presença de maiores tensões de cisalhamento (CAMARGO et al., 2000) e (ii) são menos suscetíveis à deposição de partículas (PEKER e HELVACI, 2007). Ou seja, do ponto de vista de evitar a formação, aglomeração e deposição de hidratos, é preferível a utilização de velocidades superficiais de mistura maiores⁸⁷. O uso de velocidades superficiais muito elevadas é restrito, porém, pelo gradiente de pressão. Quanto maior a velocidade da mistura, maior é a perda de carga por fricção, conforme apresentado na Figura 6.1c.

A Figura 6.1d apresenta a fração volumétrica média de hidratos ao longo da tubulação. Visto que para velocidades de mistura maiores a nucleação ocorre depois, então as frações de hidrato serão sempre menores. Além disso, a variação na fração de hidratos – inclinação da reta da Figura 6.1d – é maior para velocidades superficiais menores. Isso pode ser explicado em termos do mecanismo (ii): quanto mais lenta for a mistura dentro da tubulação, maior será o tempo de residência disponível para que a mistura forme hidratos.

A Figura 6.2 apresenta sensibilidade da geometria da célula unitária devido à variação da velocidade superficial da mistura. Na entrada da tubulação (Figura 6.2a), aonde não existe formação de hidratos, percebe-se que:

- i) Menores velocidades de mistura estão relacionadas a bolhas mais esbeltas, em acordo com Mazza et al. (2010) e Yoshizawa (2005);
- ii) Maiores velocidades de mistura tendem a diminuir o tamanho da célula unitária devido à uma relação diretamente proporcional entre J e a frequência do escoamento em golfadas (GREGORY e SCOTT, 1969);

⁸⁶ Para o caso avaliado.

⁸⁷ A velocidade superficial da mistura será, porém, função da diferença de pressão entre o poço e a plataforma e do diâmetro da tubulação. Ou seja, não existe como aumentar indefinidamente a velocidade superficial da mistura.

- iii) Maiores velocidades de mistura estão relacionadas a maior quantidade de desprendimento de bolhas dispersas no pistão, ou seja, maiores frações de gás no pistão.
- iv) Devido aos mecanismo (i) e (iii), a razão L_S/L_U cresce com o aumento da velocidade da mistura, de forma a manter o balanço de massa e lembrando que a razão j_L/J é mantida constante.

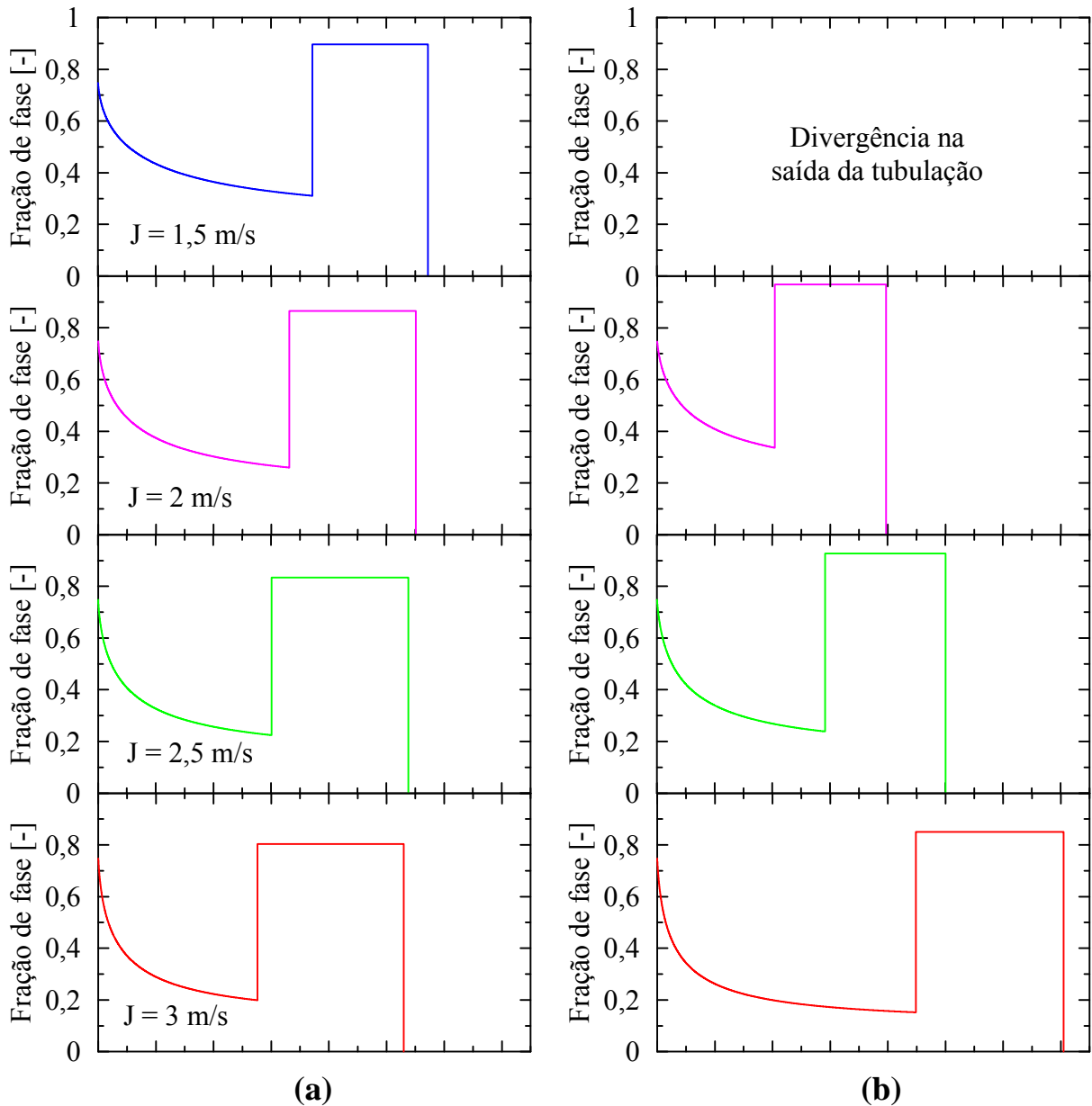


Figura 6.2 – Sensibilidade da geometria da célula unitária à velocidade superficial da mistura: (a) na entrada da tubulação e (b) na saída da tubulação⁸⁸.

Já na saída da tubulação (Figura 6.2b): (i) as bolhas alongadas diminuem de tamanho devido ao consumo de gás quando os hidratos se formam e (ii) a fração de gás diminui devido ao aumento de viscosidade em função da formação da dispersão⁸⁹. Como para velocidades de mistura menores os hidratos nucleiam antes, então nestes casos a bolha alongada e a fração de gás no pistão diminuem de maneira mais acentuada. Para $J = 3$ m/s, a célula unitária e a bolha alongada aumentam, visto que neste caso hidratos não se formam dentro da tubulação e, portanto, o gás tende a expandir devido à queda de pressão⁹⁰. O caso de $J = 1,5$ m/s não foi plotado na Figura 6.2b pois a simulação deste caso divergiu na saída da tubulação.

6.2 Influência da razão líquido/mistura na formação de hidratos

Para analisar a influência da razão líquido/mistura⁹¹ na entrada da tubulação, o modelo foi avaliado para $j_L/J = 30, 40, 50, 60$ e 70% . A velocidade superficial da mistura foi mantida em 2 m/s e todos os outros parâmetros de entrada seguem a Tabela 4.2.

A Figura 6.3 apresenta os resultados de sensibilidade à razão líquido/mistura impostos na entrada da tubulação. O modelo apresenta divergências para valores baixos de j_L/J , sendo que o caso de $j_L/J = 30\%$ diverge a partir de $z \approx 1$ km. Essa divergência é provavelmente devido à consideração de baixos valores de velocidade superficial do líquido, fazendo com que o caso avaliado chegue mais perto de uma região de transição de escoamento em golfadas para estratificado. Ou seja, nestes casos a hipótese de escoamento em golfadas pode não ser válida⁹² e, logo, o modelo não será aplicável.

A Figura 6.3a apresenta os resultados da distribuição da temperatura da mistura ao longo da tubulação. Os mecanismos que afetam o gradiente de temperatura em função da razão j_L/J são:

- i) Como normalmente $\rho_L c_L \gg \rho_G c_{p,G}$ – isto é, a capacidade térmica do líquido é muito maior que a do gás – então a energia necessária para aquecer a fase líquida é maior que a energia fornecida para aquecer a fase gasosa. Logo, a capacidade térmica da mistura

⁸⁸ Lembrando que o caso $J = 1,5$ m/s divergiu na saída da tubulação e, por isso, não foi plotado na Figura 6.2b.

⁸⁹ Considerando a fração de gás calculada conforme proposto por Gomez et al. (2000), o que não leva em consideração possíveis mecanismos de aumento de intensidade de turbulência devido à presença de partículas de tamanho suficientemente grandes (com diâmetros acima de 10% o tamanho do turbilhão mais energético; Gore e Crowe, 1989).

⁹⁰ Vide seção 5.9.

⁹¹ Em termos das velocidades superficiais, parâmetro conhecido em inglês como *liquid loading* (carregamento de líquido).

⁹² Pra tal conclusão, é necessária avaliação de critérios de transição de padrão de escoamento, tais como propostos por Taitel e Dukler (1976). Isto não será feito no presente trabalho e sugere-se como objetivo futuro acoplar rotinas de transição de padrões de escoamento no *software* gerado pelo presente trabalho.

como um todo é maior na presença de maiores j_L/J , causando uma diminuição no gradiente de temperatura. E isso é o que realmente acontece neste caso, visto que o modelo desconsidera a energia da fase gasosa. É importante salientar que, caso em alguma situação o gás possua densidade similar a da fase líquida⁹³, então este mecanismo será quase inexistente.

- ii) A razão j_L/J é diretamente proporcional à razão entre os comprimentos das regiões da célula unitária, com $L_S/L_U \propto j_L/J$ ⁹⁴, como pode ser visto na Figura 6.4a. Como: (i) a transferência de calor por convecção entre a mistura e a parede é composta pela superposição da convecção de cada região; e (ii) cada região possui número de Nusselt e perímetro molhado próprio; então (iii) a transferência de calor total será afetada pela variação na razão L_S/L_U . Geralmente a velocidade e o perímetro molhado do pistão são maiores que do filme de líquido⁹⁵ e, logo, maiores valores de j_L/J ocasionam maior transferência de calor entre a mistura e a parede. Isto pode ser visto na Figura 6.3b, que apresenta o coeficiente de transferência de calor da mistura. Ou seja, quanto maior a razão j_L/J , maior o gradiente de temperatura.
- iii) Quanto menor o valor de j_L/J , maior a razão de gás na mistura e, portanto, maior o volume de gás sujeito a contração devido ao resfriamento da mistura na seção inicial da tubulação. Isto é, o valor j_L/J afeta a quantidade de fase compressiva dentro da tubulação⁹⁶. Isto faz com que a velocidade superficial da mistura decresça mais acentuadamente no caso de j_L/J baixo, como apresentado na Figura 6.4b. Como já havia sido discutido na seção anterior, menores valores de velocidade superficial da mistura ocasionam maiores tempos de residência da mistura dentro da tubulação, fazendo com que o gradiente de temperaturas aumente. Ou seja, quanto menor o valor de j_L/J , maior o gradiente de temperatura.

O mecanismo (ii) propõe que o gradiente de temperatura é diretamente proporcional ao valor de j_L/J , enquanto que os mecanismos (i) e (iii) propõem que o gradiente de temperatura é inversamente proporcional ao valor de j_L/J . Mesmo que o mecanismo (ii) cause um aumento no coeficiente de transferência de calor da mistura (Figura 6.3b), este aumento não é

⁹³ Para gases densos e/ou condições de pressões elevadas.

⁹⁴ Observe que, apesar do valor absoluto de L_S ser insensível a j_L/J , quanto maior j_L/J , menor o valor absoluto de L_U (vide Figura 6.5a). Logo, maiores j_L/J ocasionam maiores L_S/L_U .

⁹⁵ Lembrando que a energia da fase gasosa é desprezada.

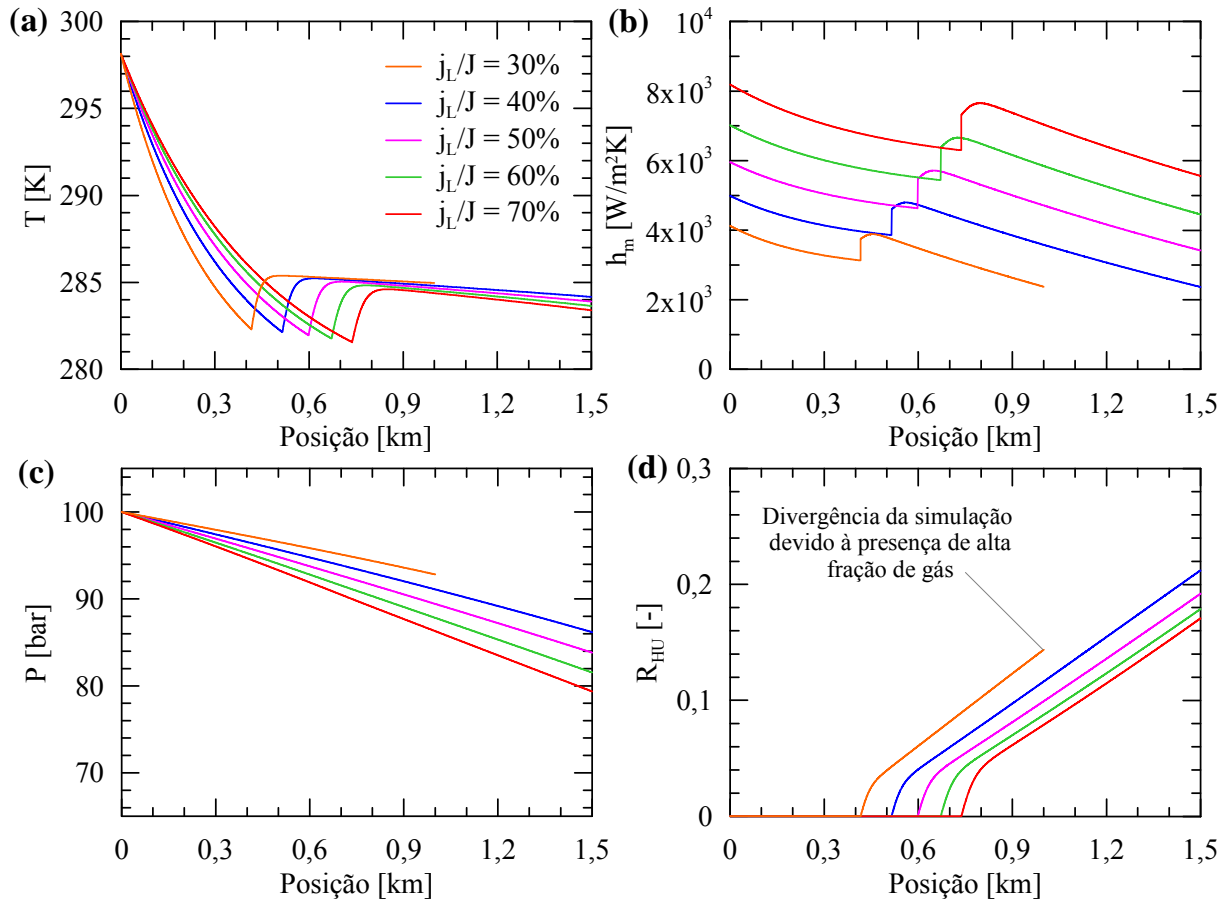


Figura 6.3 – Sensibilidade do modelo à razão líquido/mistura para: (a) temperatura, (b) coeficiente de transferência de calor, (c) pressão e (d) fração média de hidratos.

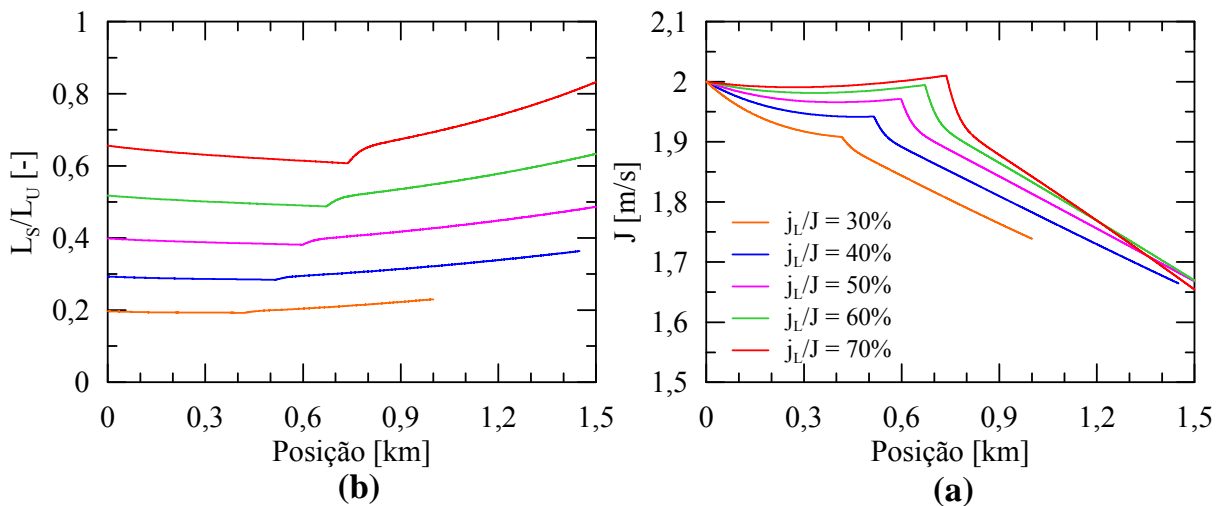


Figura 6.4 – Sensibilidade do modelo à razão líquido/mistura para: (a) fator de intermitência e (b) velocidade superficial da mistura.

⁹⁶ Desde que a velocidade superficial da mistura na entrada da tubulação seja mantida constante.

suficiente⁹⁷ para superar os mecanismos (i) e (iii). Assim, maiores valores de j_L/J estão relacionados a menores gradientes de temperatura e, portanto, retardam a nucleação de hidratos.

A Figura 6.3c apresenta os resultados para a distribuição de pressão. Como $L_S/L_U \propto j_L/J$, a contribuição da parcela de atrito no pistão aumenta em relação a célula unitária para j_L/J maiores. Visto que usualmente $\tilde{\tau}_{LS} > \tilde{\tau}_{LB}$ e $\tilde{S}_{LS} > \tilde{S}_{LB}$, então maiores valores de j_L/J implicam no aumento da perda de carga.

A Figura 6.3d apresenta os resultados para a fração volumétrica média de hidratos. Percebe-se que a fração de hidratos é menor para j_L/J maiores, pois a nucleação é retardada nesses casos. Já a taxa de variação da fração de hidratos (inclinação das curvas da Figura 6.3d) é levemente maior para valores de j_L/J menores, fenômeno que pode ser explicado pelo mecanismo (iii) – menores j_L/J ocasionam menores velocidades superficiais ao longo da tubulação e maiores tempos de residência da mistura dentro da tubulação, fazendo com que o hidrato possua uma maior janela de tempo para ser formar.

Finalmente, a geometria da bolha alongada é apresentada na Figura 6.5 para a entrada (a) e para a saída (b) da tubulação. Pode-se constatar que:

- i) Para uma mesma velocidade superficial de mistura, o formato do perfil da bolha⁹⁸ (na entrada, Figura 6.5a) é independente⁹⁹ da razão j_L/J – o que está de acordo com Yoshizawa (2005).
- ii) O aumento da razão j_L/J acarreta em um aumento da frequência do escoamento (GREGORY e SCOTT, 1969) e conseqüente diminuição do tamanho da célula unitária.
- iii) A razão j_L/J é diretamente proporcional à razão entre o tamanho do pistão e da célula unitária – o que está de acordo com Rosa e Altemani (2006).
- iv) Após a formação dos hidratos, na saída da tubulação (Figura 6.5b), a célula unitária tende a diminuir, em conformidade com o já apresentado na Seção 5.8. É importante notar que o caso de $j_L/J = 30\%$ não é plotado na Figura 6.5b porque este caso apresentou divergência na saída da tubulação.

⁹⁷ O comportamento da curva T vs. z não é sensível ao aumento da convecção interna devido à transferência de calor ser limitada pela convecção externa, conforme já discutido na seção anterior.

⁹⁸ A palavra 'formato' se refere à inclinação, perfil do nariz da bolha.

⁹⁹ Esta conclusão foi feita a partir de um gráfico onde as bolhas para todas as condições de j_L/J foram plotadas juntas, na mesma escala. Este gráfico, porém, não é apresentado aqui, optando-se por plotar separadamente cada perfil de bolha na Figura 6.5.

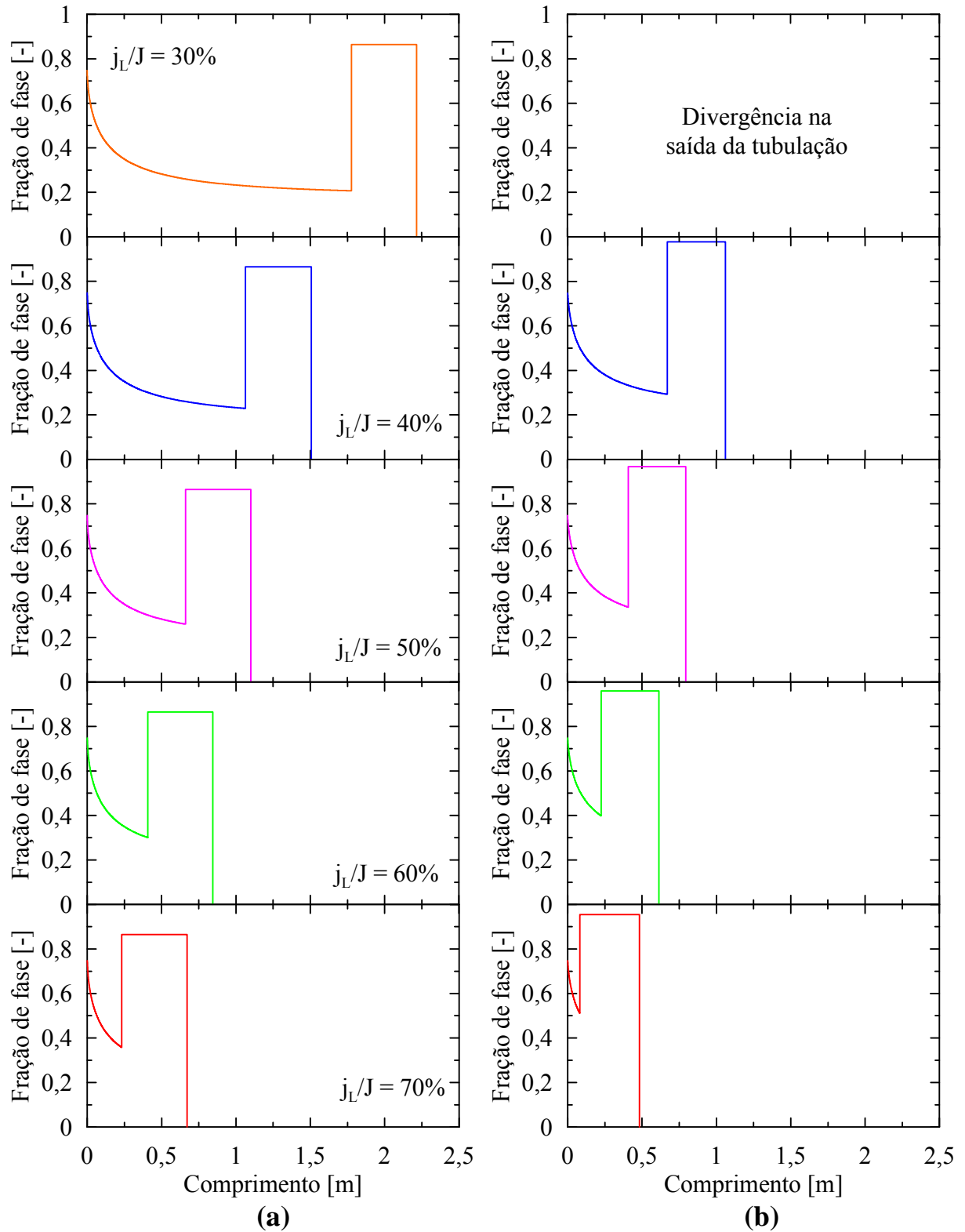


Figura 6.5 – Sensibilidade da geometria da célula unitária à razão líquido/mistura: (a) na entrada da tubulação e (b) na saída da tubulação.

6.3 Influência do diâmetro interno da tubulação na formação de hidratos

As simulações para análise da sensibilidade do modelo ao diâmetro interno da tubulação foram feitas fixando todos os parâmetros igualmente ao caso genérico da Tabela 4.2 e variando o diâmetro de 1 a 4 polegadas (25,4 a 101,6 mm). A espessura da parede permaneceu constante em 1 mm, para manter condições de isonomia da resistência térmica da parede¹⁰⁰ e, portanto, possibilitar a comparação direta entre as simulações¹⁰¹.

A Figura 6.6a apresenta a distribuição de temperaturas. Percebe-se que, para maiores diâmetros, o gradiente de temperaturas ao longo da tubulação é menor. Isso se explica pela maior inércia térmica do escoamento. Em outras palavras, quanto maior o diâmetro da tubulação, maior a vazão mássica a ser resfriada pelo meio externo – visto que as velocidades superficiais são mantidas constantes na entrada da tubulação, conforme Tabela 4.2. Enquanto a vazão mássica é diretamente proporcional ao quadrado do diâmetro, a área superficial de contato com a parede é linearmente proporcional ao diâmetro. Assim, para maiores diâmetros, a razão entre a capacidade de resfriamento e a capacidade térmica da mistura diminui. O gradiente térmico diminui tão acentuadamente para os diâmetros de 3 e 4 polegadas que a nucleação dos hidratos não ocorre dentro da tubulação de 1,5 km (no caso analisado). Ou seja, o uso de tubulações de maiores diâmetros tende a retardar a formação de hidratos.

A Figura 6.6b apresenta o coeficiente de transferência de calor da mistura, que possui valores similares para os diferentes diâmetros. Ou seja, não existe um mecanismo que afete o gradiente de temperatura em função de variações no coeficiente de transferência de calor por convecção entre a mistura e a parede. Logo, as variações na distribuição de temperatura (Figura 6.6a) se dão basicamente pela mudança na inércia térmica do escoamento, conforme discutido no parágrafo anterior.

A Figura 6.6c apresenta a distribuição de pressão ao longo da tubulação. Percebe-se que a perda de carga é inversamente proporcional ao diâmetro. Analisando a conservação da quantidade de movimento, eq. (3.34), essa constatação fica clara. Em outras palavras, pode-se afirmar que a área da seção transversal multiplicada pela variação de pressão deve contrabalancear as forças de atrito, de forma a manter o balanço de forças¹⁰². Logo, a área da seção transversal é inversamente proporcional à queda de pressão. Além disso, a área é

¹⁰⁰ A sensibilidade do modelo à resistência térmica da parede será analisada na seção seguinte.

¹⁰¹ Questões estruturais não são o escopo deste trabalho. Fica claro que a condição de 4 polegadas de diâmetro interno provavelmente não coexistirá com uma espessura de parede de 1 mm em uma situação de engenharia.

¹⁰² Lembrando que, durante a modelagem, as hipóteses adotadas transformam o balanço de quantidade de movimento em um balanço entre as forças de atrito e pressão.

proporcional ao quadrado do diâmetro, enquanto que as forças de atrito são proporcionais ao perímetro molhado – que, por sua vez, é linearmente proporcional ao diâmetro – o que também corrobora com o fato de que maiores diâmetros implicam menores perdas de carga.

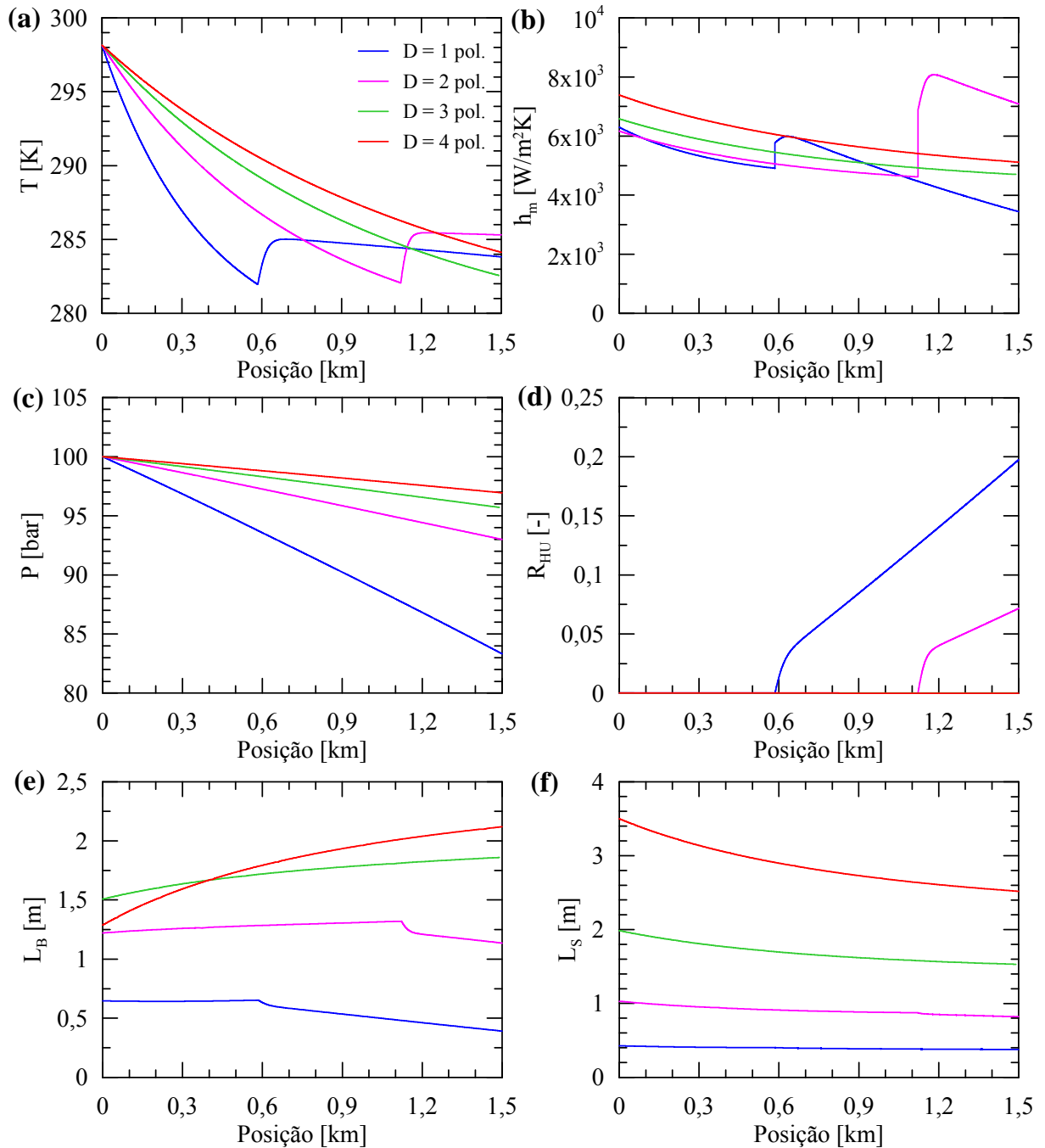


Figura 6.6 – Sensibilidade do modelo ao diâmetro interno da tubulação para: (a) temperatura, (b) coeficiente de transferência de calor da mistura, (c) pressão, (d) fração média de hidratos, (e) comprimento da bolha e (f) comprimento do pistão.

A Figura 6.6d apresenta a fração de hidratos ao longo da tubulação. A maior inércia térmica das tubulações com maiores diâmetros desloca a nucleação dos hidratos para o final da tubulação e, para $D = 3$ e 4 polegadas, não existe nucleação de hidratos dentro da tubulação de 1,5 km (no caso analisado). A Figura 6.6d leva à conclusão de que tubulações de diâmetro pequeno¹⁰³ são mais propícias a obstrução devido à formação de hidratos.

A Figura 6.6e-f apresenta o tamanho das regiões da célula unitária. Os comprimentos da bolha e do pistão são diretamente proporcionais ao diâmetro da tubulação. O único caso que foge a esta regra geral é o comprimento da bolha no início da tubulação para o caso de $D = 4$ polegadas. Esta inversão de comportamento ainda é de causa desconhecida, porém suspeita-se de: (i) inversão de comportamento de alguma das correlações de fechamento e/ou (ii) mal comportamento de alguma das correlações de fechamento para $D = 4$ polegadas, visto que a maioria dos trabalhos experimentais da literatura consideram tubulações de escala laboratorial ($D < 2$ polegadas).

6.4 Influência da resistência térmica da parede na formação de hidratos

A resistência térmica da parede é importante para o cálculo do coeficiente de transferência de calor global, eq. (3.61), o qual permite relacionar a temperatura do meio externo à temperatura da parede interna da tubulação e, conseqüentemente, à temperatura da mistura pelo balanço de energia, eq. (3.57). A resistência térmica condutiva da parede, por unidade de área, é dada por:

$$R_{cond} = \frac{D \ln(D_{ext}/D)}{2k_w} \quad (6.3)$$

Ou seja, existem dois fatores principais na resistência térmica condutiva da parede: (i) a condutividade térmica do material do qual a parede é constituída; e (ii) a razão entre o diâmetro externo e interno – isto é, a espessura da parede. Dessa forma, o teste de sensibilidade do modelo à resistência térmica da parede é feito em termos de k_w e D_{ext}/D .

O caso genérico, vide Tabela 4.2, é para um tubulação com $k_w = 30$ W/mK (uma liga genérica de aço) e espessura de parede de 1 mm ($D_{ext}/D \approx 1,08$). Como o objetivo é retardar a

¹⁰³ A escolha do diâmetro da tubulação também deve levar em consideração questões estruturais, de escolha de material e de custo. Além disso, a relação entre a velocidade superficial da mistura (analisado na seção 6.1) e o diâmetro da tubulação são funções da capacidade do poço em fornecer pressão ao sistema. Ou seja, para um mesmo poço, uma regra geral é que quanto maior for o diâmetro da tubulação de produção, menor será a velocidade superficial da mistura. Isto quer dizer que o engenheiro deve prever uma otimização do projeto da tubulação de produção para os valores de J e D .

formação de hidratos, deve-se diminuir o gradiente de temperaturas ao longo da tubulação – ou seja, aumentar a resistência térmica da parede. Para isso, escolheu-se – além do caso genérico com $k_w = 30 \text{ W/(m.K)}$ – considerar uma tubulação com parede isolante de $k_w = 1 \text{ W/(m.K)}$.

A Figura 6.7 mostra que o gradiente térmico diminui quando a parede isolante é utilizada (linha magenta), retardando a nucleação dos hidratos em aproximadamente 70 m (para o caso analisado). Para que esse retardo na nucleação dos hidratos seja mais acentuado, pode-se aumentar a espessura da parede¹⁰⁴. Considerando $D_{ext}/D = 1,20$ e mantendo $k_w = 1 \text{ W/(m.K)}$ (linha verde), a nucleação é retardada em mais 130 m, aproximadamente. A escolha de materiais isolantes e de maiores espessuras de parede no projeto de tubulações de óleo e gás deve, porém, sempre levar em consideração questões de custo, corrosão, trabalhabilidade do material e restrições estruturais, os quais não são discutidos no presente trabalho.

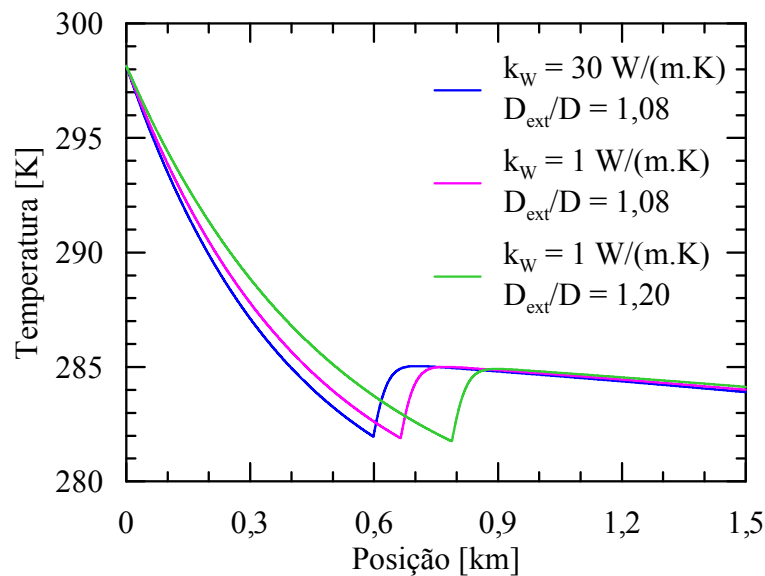


Figura 6.7 – Sensibilidade da distribuição de temperatura da mistura à resistência térmica da parede – ou seja, uso de materiais isolantes e de maiores espessuras da parede.

¹⁰⁴ Desde que seja respeitada a condição de que o raio externo da tubulação esteja acima do raio externo crítico de isolamento térmico (INCROPERA et al., 2007).

6.5 Influência da pressão e do uso de inibidores químicos na formação de hidratos

A Figura 6.8 apresenta a sensibilidade do modelo a diferentes pressões de do sistema a ao uso de inibidores químicos. Para o caso genérico avaliado na Tabela 4.2, com $P_i = 100$ bar, os hidratos nucleiam em $z \approx 0,6$ km, resultando em frações médias de hidratos de aproximadamente 19% no final da tubulação (linha azul). Uma alternativa para diminuir a fração de hidratos formada é o uso de sistemas a menores pressões. Para o caso de $P_i = 50$ bar (linha magenta), percebe-se que não existe formação de hidratos dentro da tubulação (no caso analisado).

Porém, muitas vezes o nível de pressão na entrada da tubulação é uma restrição de projeto e segue os níveis de pressão característicos do conjunto reservatório-poço. Além disso, é interessante manter o nível de pressão alto na entrada da tubulação de forma a evitar ao máximo o uso de processos de elevação artificial¹⁰⁵. Assim, uma alternativa é o uso de inibidores químicos, que são capazes de diminuir a temperatura de equilíbrio de formação de hidratos para um dado nível de pressão. A Figura 6.8 mostra que, para o caso com $P_i = 100$ bar, porém utilizando 5% em massa de metanol (linha verde), a nucleação dos hidratos acontece em $z \approx 1$ km. Nesse caso, a fração de hidratos atingida no final da tubulação cai de 19% para 8%, aproximadamente – ou seja, uma fração de hidratos onde a dispersão provavelmente não decantará e não formará possíveis leitos estacionários e obstruções da tubulação.

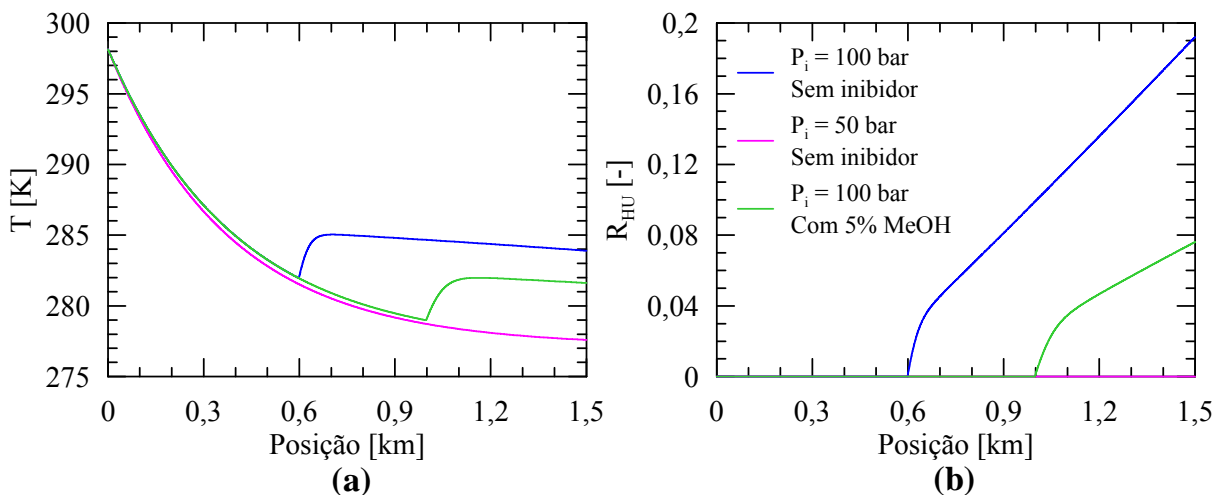


Figura 6.8 – Sensibilidade à pressão de entrada e ao uso de inibidores químicos (metanol) para: (a) distribuição de temperatura e (b) fração de hidratos.

¹⁰⁵ Tais como *Bombas Centrífugas Submersas* (BCS's).

7 INFLUÊNCIA DA DEPOSIÇÃO DE CAMADAS DE HIDRATOS SOBRE O ESCOAMENTO EM GOLFADAS

Os Capítulos 5 e 6 abordaram os fenômenos acoplados de formação de dispersões homogêneas de hidratos com a hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento em golfadas. Porém, quando o gradiente de temperatura entre a mistura e a parede é muito elevado, o hidrato tende a se formar na parede (SLOAN et al., 2011). Este capítulo analisa os efeitos da formação de uma camada de hidratos na parede interna da tubulação sobre o escoamento em golfadas.

A análise é feita para uma camada de hidrato de espessura δ constante, formada na parede a partir do ponto em que $\Delta T_{sub} \geq \Delta T_{sub,crit}$, conforme indicado na Figura 7.1. Ou seja, a camada de hidratos só existe dentro da região de formação de hidratos e para níveis de subresfriamento acima do crítico. O hidrato é considerado como já formado e, portanto, os processos de transferência de massa e geração de calor (já discutidos nos Capítulos 5 e 6) não serão contabilizados neste capítulo¹⁰⁶. O escoamento é tratado como bifásico entre o líquido e o gás, visto que o hidrato se forma na parede e logo não existe formação de uma terceira fase no escoamento¹⁰⁷.

A formação de uma camada de hidratos de espessura δ implica em uma redução do diâmetro interno da tubulação:

$$D^* = D - 2\delta \quad (7.1)$$

sendo que o índice $(\bullet)^*$ indica o parâmetro após a formação da camada de hidratos na parede.

Igualmente, a área útil para o escoamento da mistura é reduzida:

$$A^* = \left(\frac{D^*}{D}\right)^2 A = \left(1 - \frac{2\delta}{D}\right)^2 A \quad (7.2)$$

¹⁰⁶ É importante notar que a formação da camada de hidratos é um fenômeno dependente da distância (z) e do tempo (t), ou seja, possui dois graus de liberdade. Portanto, o modelo mecanicista em regime permanente – que possui apenas um grau de liberdade, seja z ou t – não é capaz de capturar a transferência de calor e massa durante o crescimento da camada de hidratos. Para um futuro acoplamento com modelos de crescimento de camadas de hidratos – tais como o modelo de Gans (2016) – a abordagem deverá ser estendida para transiente. Este capítulo visa apenas isolar os efeitos da camada de hidratos na hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento em golfadas, considerando a camada como já formada (sem transferência de massa e geração de calor) e de espessura constante e uniformemente distribuída ao longo da tubulação.

¹⁰⁷ Em outras palavras, não existe formação de dispersão. Porém, a análise de deposições de hidratos feitos neste capítulo não se aplica apenas à formações diretamente sobre a parede, mas também à formação de leitos estacionários através da decantação de dispersões.

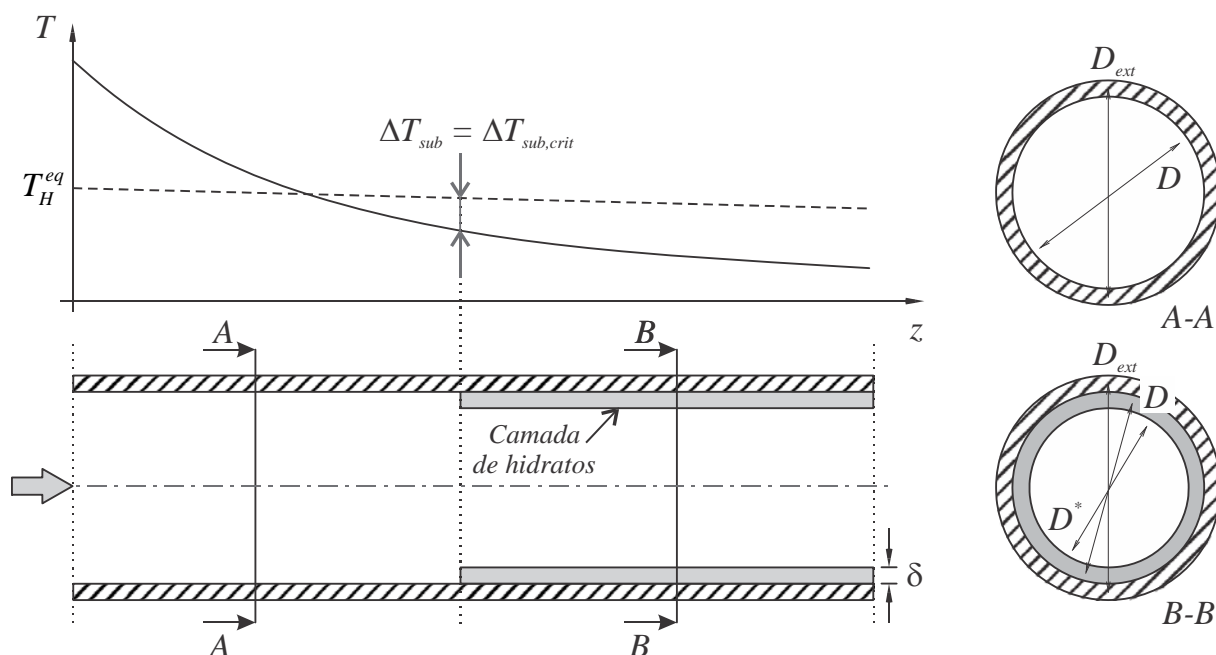


Figura 7.1 – Formação de uma camada de hidratos na parede interna da tubulação.

A redução na área útil do escoamento acelera as fases. Pela conservação da massa:

$$j_{\phi}^* = \frac{A}{A^*} j_{\phi} = \left(1 - \frac{2\delta}{D}\right)^{-2} j_{\phi} \quad (7.3)$$

Além da aceleração das fases, a redução da área útil de escoamento está relacionada a um aumento no gradiente de pressão devido às forças de atrito¹⁰⁸. A partir da eq. (3.32), percebe-se que:

$$\left. \frac{dP}{dz} \right|_f^* = \frac{A}{A^*} \left. \frac{dP}{dz} \right|_f \quad (7.4)$$

A eq. (7.4) é uma relação simplificada para estimar o aumento no gradiente de pressão devido à deposição da camada de hidratos, pois $dP/dz|_f^* = f(A, S_{\phi\psi}, \tau_{\phi\psi})$, sendo $S_{\phi\psi} = f(D)$ e $\tau_{\phi\psi} = f(j_{\phi})$. Assim: (i) a diminuição do diâmetro interno está relacionada à diminuição do perímetro molhado das estruturas e (ii) a aceleração das fases está relacionada ao aumento das tensões cisalhantes das estruturas. Porém, a partir do que já foi constatado no Capítulo 6 (seção 6.3) e baseado na Figura 6.6c, o gradiente de pressão é inversamente proporcional ao valor do diâmetro interno da tubulação, o que está de acordo com a eq. (7.4).

¹⁰⁸ A perda de carga localizada no ponto de contração da seção transversal da tubulação é desconsiderada.

Do ponto de vista da transferência de calor, a formação de uma camada de hidratos na parede interna da tubulação representa uma resistência térmica condutiva. A resistência térmica condutiva equivalente pode ser calculada pela superposição das resistências térmicas entre a parede e a camada de hidratos:

$$R_{cond,eq} = \frac{D^* \ln(D_{ext} / D^*)}{2k_{eq}} = \frac{D^* \ln(D / D^*)}{2k_H} + \frac{D \ln(D_{ext} / D)}{2k_W} \quad (7.5)$$

sendo D o diâmetro interno da tubulação, D^* o diâmetro útil do escoamento contabilizando a camada de hidrato, D_{ext} o diâmetro externo da tubulação, k_{eq} a condutividade térmica equivalente da tubulação, k_H a condutividade térmica dos hidratos e k_W a condutividade térmica do material da parede. Isolando a condutividade térmica equivalente:

$$k_{eq} = \frac{D^* \ln(D_{ext} / D^*)}{2} \left[\frac{D^* \ln(D / D^*)}{2k_H} + \frac{D \ln(D_{ext} / D)}{2k_W} \right]^{-1} \quad (7.6)$$

Visto que o hidrato é isolante térmico e a parede normalmente é feita de materiais metálicos como o aço¹⁰⁹, então normalmente $k_H \ll k_W$ ¹¹⁰. Assim, a condutividade térmica equivalente da parede tende a diminuir consideravelmente quando existe uma camada de hidratos depositada, reduzindo a troca de calor por condução através da parede.

Por outro lado, a aceleração da mistura devido à contração da seção transversal intensifica a troca de calor entre as estruturas da célula unitária e a parede (convecção interna). Visto que os números de Reynolds e Nusselt são diretamente proporcionais à velocidade das fases, então espera-se um aumento no coeficiente de troca de calor da mistura e conseqüente diminuição da resistência térmica de convecção interna. Portanto, o impacto sobre a distribuição de temperaturas será ditado pela competição entre estes dois mecanismos competitivos devido à formação de uma camada de hidratos na parede: (i) o aumento na resistência térmica condutiva da parede devido à deposição de uma camada de material isolante térmico e (ii) a redução na resistência térmica de convecção interna devido à aceleração das fases.

As modificações propostas foram acopladas ao modelo de escoamento em golfadas apresentado no Capítulo 3 deste trabalho, considerando apenas a fase líquida e gasosa – ou

¹⁰⁹ Os projetos de tubulações *offshore* preveem paredes com múltiplas camadas, nas quais algumas possuem função de isolante térmico. Neste trabalho será considerado, por simplicidade, uma tubulação de aço apenas.

¹¹⁰ A condutividade térmica dos hidratos é considerada sendo $k_H = 0,49$ W/(m.K) (JUNG et al., 2010).

seja, descartando a formação de dispersão, a transferência de massa e a geração de calor¹¹¹. A partir do ponto da tubulação em que a mistura atinge o subresfriamento crítico, a camada de hidratos de espessura constante δ é considerada como já formada. O diâmetro útil, a área de seção transversal e as velocidades superficiais das fases são recalculadas conforme indicado nas eqs. (7.1) a (7.3). O coeficiente global de transferência de calor, eq. (3.61), irá levar em consideração a condutividade térmica equivalente entre a camada de hidrato e a parede, eq. (7.6). A estimativa de pressão e temperatura, eqs. (3.35) e (3.57), será consequência dessas modificações¹¹².

O caso genérico da Tabela 4.2 foi avaliado considerando camadas de hidratos com espessuras de 1 e 2 mm¹¹³. Uma comparação direta foi feita com o modelo sem deposição de hidratos na parede, de forma a encontrar a influência da camada de hidratos no escoamento em golfadas e a ser discutido nas próximas seções. Porém, antes de começar a análise de resultados, dois operadores matemáticos devem ser definidos para avaliar a sensibilidade do escoamento em golfadas à redução do diâmetro em função da espessura da camada depositada.

O primeiro operador é a variação percentual do parâmetro ε à formação da camada de hidratos:

$$\xi\varepsilon_{(\%)} = \left(\frac{\varepsilon^* - \varepsilon}{\varepsilon} \right) \times 100\% \quad (7.7)$$

sendo ε o parâmetro de interesse na análise (e.g., temperatura, pressão, comprimento das regiões da célula unitária, etc.) e ε^* este mesmo parâmetro quando existe deposição da camada de hidratos.

O segundo operador a ser definido é a variação percentual do parâmetro ε em relação à variação percentual no diâmetro interno útil ao escoamento:

$$\bar{\xi}\varepsilon = \frac{\xi\varepsilon_{(\%)}}{\xi D_{(\%)}} \quad (7.8)$$

O operador $\bar{\xi}\varepsilon$ mede, em uma escala absoluta, a sensibilidade do parâmetro ε à variação do diâmetro interno da tubulação – ou seja, à espessura da camada de hidratos

¹¹¹ Ou seja, dm_G/dt (taxa de consumo de gás devido à formação de hidratos) é considerada nula – eq. (3.1). O modelo de escoamento bifásico líquido-gás em golfadas com transferência de calor, porém sem formação de hidratos, é apresentado por Bassani et al. (2016b).

¹¹² Lembrando que os termos de transferência de massa e geração de calor são nulos, visto que $dm_G/dt = 0$.

¹¹³ Espessuras em acordo com as observações experimentais de Rao (2013) para deposição de camadas de hidratos em escoamento de gás saturado com água.

depositada. O objetivo é avaliar quais os parâmetros que possuem uma relação de dependência considerável às deposições de hidratos. Assim: (i) quando $|\bar{\xi}\varepsilon| \approx 1$, então a variação de ε é linearmente dependente da espessura da camada depositada; (ii) quando $|\bar{\xi}\varepsilon| \gg 1$, ε é muito sensível à espessura da camada depositada; e (iii) quando $|\bar{\xi}\varepsilon| \ll 1$, ε não é sensível à deposição de camadas de hidratos. O sinal do operador $\bar{\xi}\varepsilon$ indica se o parâmetro ε é diretamente (+) ou inversamente (-) proporcional à redução no diâmetro interno da tubulação devido à camada de hidratos depositada.

7.1 Influência da deposição de camadas de hidratos na velocidade da mistura

A Figura 7.2 apresenta a distribuição de velocidade superficial ao longo da tubulação para as duas espessuras de camada consideradas e para o caso sem deposição de hidratos. Conforme já discutido no Capítulo 5, a velocidade da mistura varia em função: (i) da contração do gás devido ao resfriamento da mistura e (ii) da expansão do gás devido à queda de pressão. A mistura acelera na presença de depósitos de camadas de hidratos (a partir de $z \approx 600$ m). Para camadas de espessuras de $\delta = 1$ e 2 mm, com respectivas variações percentuais no diâmetro interno de $\xi D_{(\%)}$ = -7,7 e -15,4%, a variação percentual na velocidade superficial da mistura é de $\xi J_{(\%)}$ = 17,4 e 39,7%. Isto corresponde a $-2,6 \leq \bar{\xi}J \leq -2,3$, isto é, a velocidade superficial da mistura é inversamente proporcional à redução do diâmetro e varia a uma taxa percentual aproximadamente 2,5 vezes maior que a variação relativa ao diâmetro (para os casos analisados). Compilações dos operadores $\xi_{(\%)}$ e $\bar{\xi}$ são sumarizados na Tabela 7.1.

7.2 Influência da deposição de camadas de hidratos na pressão

A Figura 7.3a apresenta a distribuição de pressão ao longo da tubulação para as três espessuras de camada consideradas e para o caso sem deposição de hidratos. A distribuição de pressão possui uma mudança súbita de inclinação a partir do ponto em que existe a deposição de uma camada de hidratos ($z \approx 600$ m). Logo, o gradiente de pressão (Figura 7.3b) aumenta devido à camada de hidratos, sendo $46,7 \leq \xi \left[-dP / dz|_U \right]_{(\%)} \leq 122,9\%$

$(-8,0 \leq \bar{\xi} [-dP/dz|_U] \leq -6,1)$. O gradiente de pressão é um das grandezas mais sensíveis à deposição de camadas de hidratos. Ou seja, a deposição de hidratos – seja por formação de depósitos diretamente na parede ou por decantação de dispersões em forma de leitos estacionários – possui impacto considerável na perda de carga da mistura, podendo ocasionar desaceleração do escoamento ou parada do mesmo – isto é, bloqueio de produção.

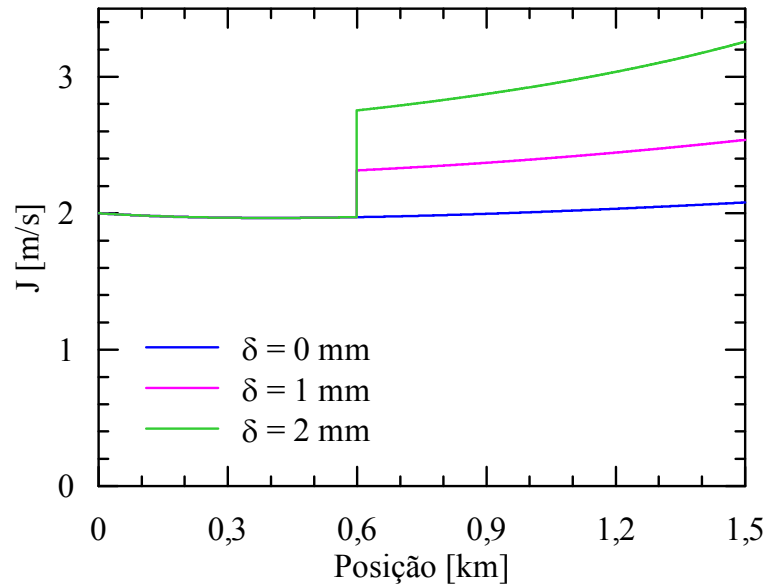


Figura 7.2 – Distribuição da velocidade superficial da mistura ao longo da tubulação para diferentes espessuras de camadas de hidratos depositadas na parede interna da tubulação.

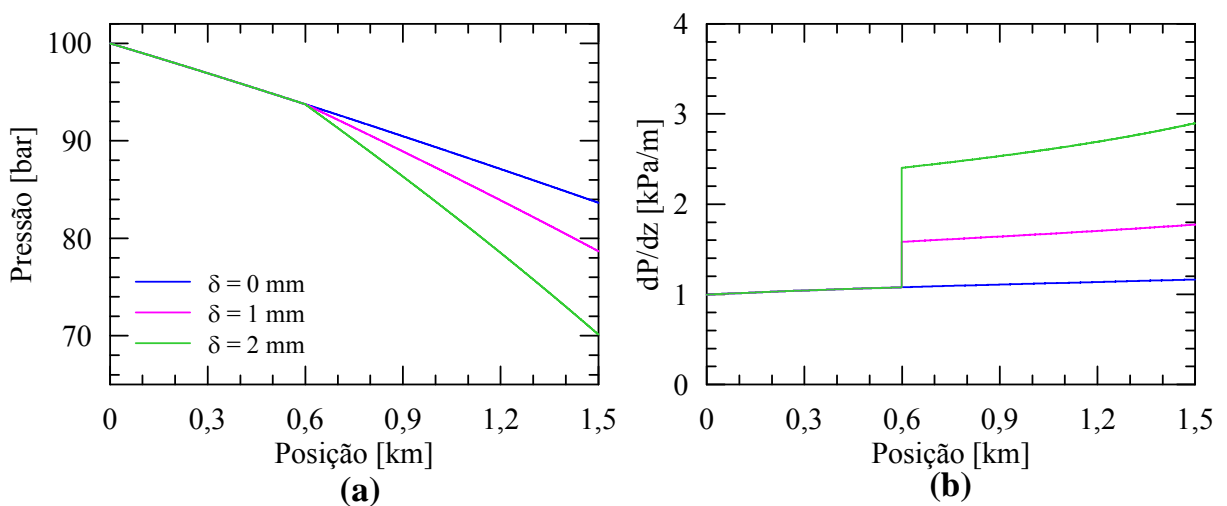


Figura 7.3 – Distribuição ao longo da tubulação de: (a) pressão e (b) gradiente de pressão para diferentes espessuras de camadas de hidratos depositadas na parede interna da tubulação.

Da Figura 7.3b, percebe-se que o gradiente de pressão possui uma leve variação ao longo da tubulação. Como o gás expande devido à queda de pressão e contrai devido ao resfriamento da mistura, então: (i) as propriedades das fases mudam, notadamente as propriedades do gás; (ii) a velocidade superficial do gás varia, enquanto que a velocidade superficial do líquido permanece aproximadamente constante¹¹⁴; e (iii) a razão volumétrica entre o gás e o líquido varia. O mecanismo (i) afeta as tensões de cisalhamento entre as estruturas da célula unitária e a parede, enquanto que os mecanismos (ii) e (iii) ocasionam mudanças na hidrodinâmica do escoamento – isto é, nas velocidades e geometria da célula unitária. Todos estes mecanismos estão presentes na eq. (3.35) para avaliação da distribuição de pressão, e juntos eles tendem a aumentar o gradiente de pressão ao longo da tubulação.

7.3 Influência da deposição de camadas de hidratos na transferência de calor

A Figura 7.4 apresenta a distribuição de temperatura da mistura ao longo da tubulação para as duas espessuras de camada consideradas e para o caso sem deposição de hidratos. A temperatura da mistura apresenta uma queda exponencial em acordo com o apresentado no Capítulo 5 para o caso sem geração de calor (linha preta tracejada da Figura 5.1). A partir de $z \approx 600$ m, onde a deposição é considerada, o gradiente de temperatura diminui. A distribuição de temperaturas é baseada em dois mecanismos competitivos:

- i) A aceleração das fases devido à restrição da seção transversal origina maiores números de Reynolds e Nusselt para as estruturas da célula unitária, aumentando os seus coeficientes de transferência de calor, assim como o da mistura. O aumento do coeficiente de transferência de calor da mistura faz com que o gradiente de temperaturas ao longo da tubulação aumente – ou seja, que a mistura seja resfriada mais rapidamente. A distribuição do coeficiente de transferência de calor da mistura é apresentada na Figura 7.5a, sendo que o mesmo apresenta variações de $19,4 \leq \xi h_{m(\%)} \leq 44,4\%$ ($-2,9 \leq \bar{\xi} h_m \leq -2,5$) quando a camada de hidratos é considerada.
- ii) A formação da camada de hidratos adiciona uma nova resistência térmica de condução ao sistema, tendendo a reduzir o coeficiente global de transferência de calor da mistura (Figura 7.5b) e desfavorecendo o gradiente de temperatura. O coeficiente global de

¹¹⁴ Hipótese de líquido incompressível.

transferência de calor da Figura 7.5b já leva em consideração o aumento de h_m devido ao mecanismo (i). No entanto, a condutividade térmica equivalente entre a parede e a camada de hidratos reduz tão acentuadamente (em aproximadamente $\xi k_{eq(\%)}$ $\approx -97\%$, isto é, $6,3 \leq \bar{\xi} k_{eq} \leq 12,6$, sendo que $k_H \ll k_W$ para o caso analisado), que o coeficiente global de transferência de calor da mistura diminui em $-19,2 \leq \xi h_m^G \leq -11,3\%$ ($1,2 \leq \bar{\xi} h_m^G \leq 1,5$).

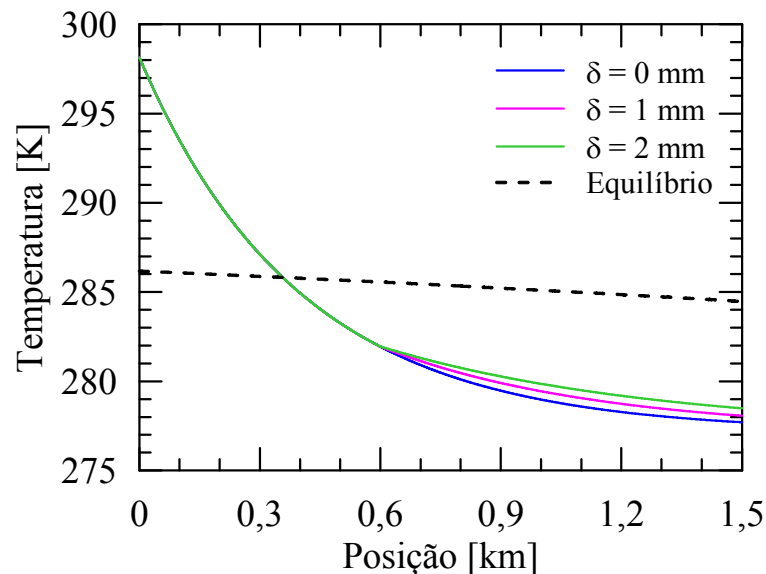


Figura 7.4 – Distribuição da temperatura da mistura ao longo da tubulação para diferentes espessuras de camadas de hidratos depositadas na parede interna da tubulação.

É importante ressaltar que o mecanismo (ii) prevalece sobre o mecanismo (i) para o caso simulado, mas pode ser diferente em outros casos. O mecanismo (i) depende das velocidades superficiais das fases, enquanto que o mecanismo (ii) depende dos coeficientes de transferência de calor externo e interno e da espessura e da condutividade térmica da parede e da camada de hidratos.

A Figura 7.6 apresenta o diagrama de pressão vs. temperatura da mistura para as duas espessuras de camada consideradas e para o caso sem deposição de hidratos. A região de

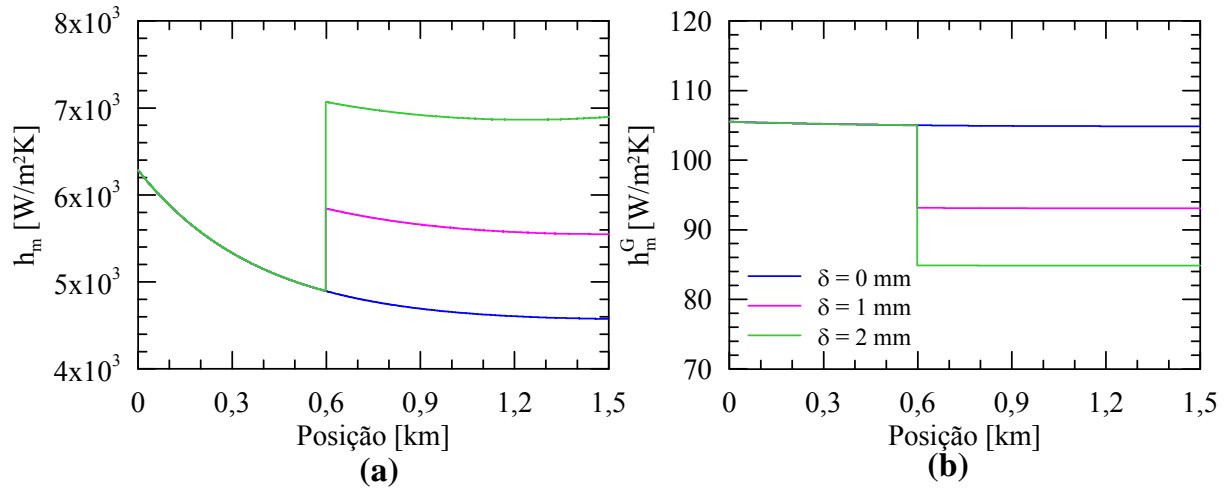


Figura 7.5 – Distribuição ao longo da tubulação: (a) do coeficiente de transferência de calor da mistura (i.e., da convecção interna) e (b) do coeficiente de transferência de calor global para diferentes espessuras de camadas de hidratos depositadas na parede interna da tubulação.

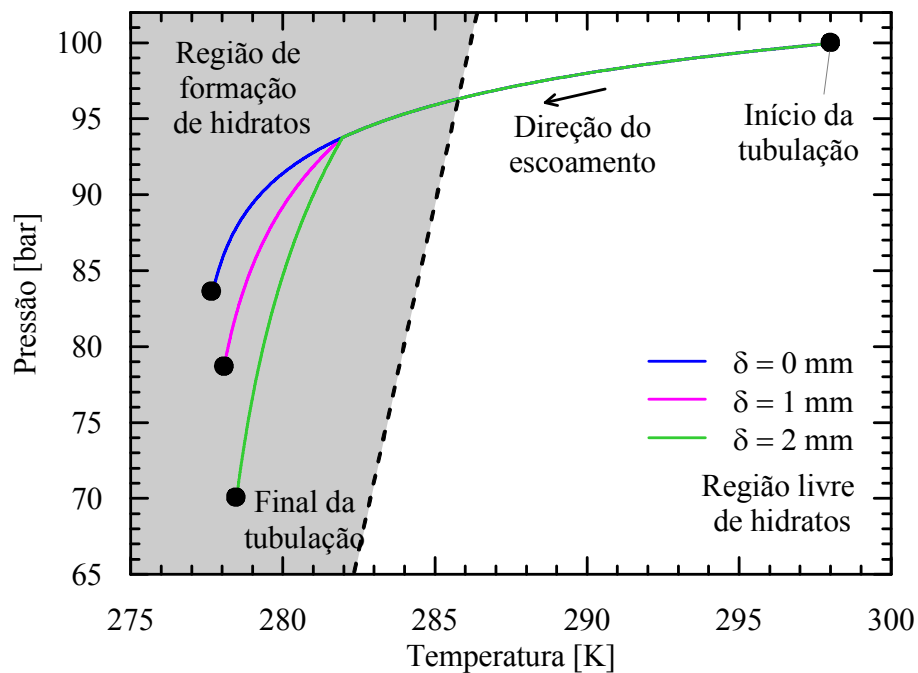


Figura 7.6 – Diagrama pressão vs. temperatura para diferentes espessuras de camadas de hidratos depositadas na parede interna da tubulação.

formação de hidratos também é apresentada no mesmo gráfico¹¹⁵. Este tipo de diagrama é importante para entender o quão dentro da região de formação de hidrato a mistura está.

¹¹⁵ Estimada a partir do programa *CSMGem* (BALLARD e SLOAN, 2002, 2004a, 2004b; JAGER et al., 2003).

Quanto maior o subresfriamento do sistema em relação à temperatura de equilíbrio de hidratos para uma dada pressão, maior o potencial para formação de hidratos. Da Figura 7.6, pode-se observar que a deposição de camadas de hidratos aumenta a queda de pressão e reduz a queda de temperatura, fazendo com que a curva de P vs. T da mistura se aproxime da curva de equilíbrio de formação de hidratos. Portanto, a deposição da camada de hidratos e o potencial para que mais hidratos se formem são fenômenos competitivos¹¹⁶.

7.4 Influência da deposição de camadas de hidratos na geometria da célula unitária

A Figura 7.7 apresenta a velocidade de translação da célula unitária e a frequência do escoamento em golfadas ao longo da tubulação, avaliadas respectivamente pelas correlações experimentais de Bendiksen (1984) e Schulkes (2011). A velocidade de translação da célula unitária (Figura 7.7a) é diretamente proporcional à velocidade da mistura, conforme indicado na eq. (A.1), e portanto aumenta devido à aceleração da mistura em $14,9 \leq \xi U_{T(\%)} \leq 34,1\%$ ($-2,2 \leq \bar{\xi} U_T \leq -1,9$).

A frequência do escoamento em golfadas (Figura 7.7b) também aumenta devido à deposição da camada de hidratos, porém de uma forma mais sensível, ficando na faixa de $27,1 \leq \xi freq_{(\%)} \leq 65,1\%$ ($-4,2 \leq \bar{\xi} freq \leq -3,5$). Isto é, a frequência aumenta, percentualmente, cerca de quatro vezes mais que a contração do diâmetro devido à formação de uma camada de 2 mm de hidratos¹¹⁷. Isso acontece devido a dois mecanismos (GREGORY e SCOTT, 1969): (i) a redução do diâmetro útil ao escoamento, que faz com que a frequência aumente; e (ii) a aceleração da mistura, que é diretamente proporcional à frequência.

A Figura 7.8 apresenta a geometria da célula unitária imediatamente antes (a) e logo após (b) a camada de hidrato – isto é, próximo da redução do diâmetro em $z \approx 600$ m. Antes do ponto de deposição da camada de hidratos (Figura 7.8a), a geometria da célula unitária é igual para todos os casos, uma vez que as condições são todas iguais – nenhuma camada de hidratos para $z \leq 600$ m. Logo após a redução do diâmetro (Figura 7.8b), as estruturas da célula unitária tendem a reduzir. Isto está de acordo com o fato das estruturas da célula

¹¹⁶ De forma análoga, caso a mistura seja aquecida de forma dissociar os hidratos, a deposição de camadas de hidratos e a taxa de dissociação serão fenômenos competitivos.

¹¹⁷ Em uma tubulação de 26 mm.

unitária serem linearmente proporcionais ao diâmetro interno da tubulação. O fato dos operadores $\bar{\xi}L_B$, $\bar{\xi}L_S$ e $\bar{\xi}L_U$ estarem próximos da unidade fortalece essa conclusão.

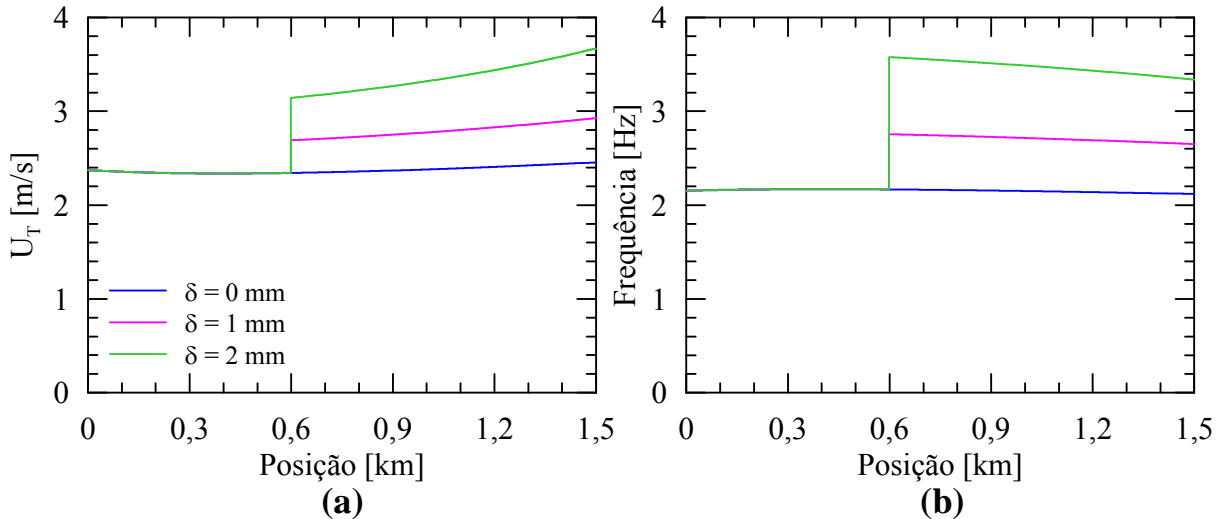


Figura 7.7 – Distribuição ao longo da tubulação: (a) da velocidade de translação da célula unitária e (b) da frequência do escoamento em golfadas para diferentes espessuras de camadas de hidratos depositadas na parede interna da tubulação.

A redução no comprimento da célula unitária devido à redução do diâmetro em função da deposição de hidratos também pode ser compreendida através de dois mecanismos competitivos: (i) a aceleração da célula unitária (Figura 7.7a), que tende a aumentar L_U ; e (ii) o aumento da frequência do escoamento em golfadas (Figura 7.7b), que tende a reduzir L_U . Ambos os mecanismos se relacionam através da eq. (3.24). Sendo que a frequência do escoamento em golfadas é mais sensível à redução do diâmetro, então o mecanismo (ii) prevalece e o comprimento da célula unitária diminui devido à deposição da camada de hidratos.

O fator de intermitência – definido como a razão entre os comprimentos da bolha alongada e da célula unitária, relacionado à avaliação das distribuições de pressão e temperatura, eqs. (3.35) e (3.57) – é dependente principalmente da relação entre a velocidade superficial do gás e da mistura¹¹⁸, $\beta \propto j_G / J$ (ROSA e ALTEMANI, 2006). Visto que ambas as fases fluem através da mesma contração da área da seção transversal, e logo sofrem a

¹¹⁸ A razão entre a velocidade superficial da fase e da mistura é chamada de fração de fase de não-deslizamento (SHOHAM, 2006).

mesma aceleração, então o fator de intermitência não é pouco sensível à deposição da camada de hidrato, com $\bar{\xi}\beta \approx 0,5$.

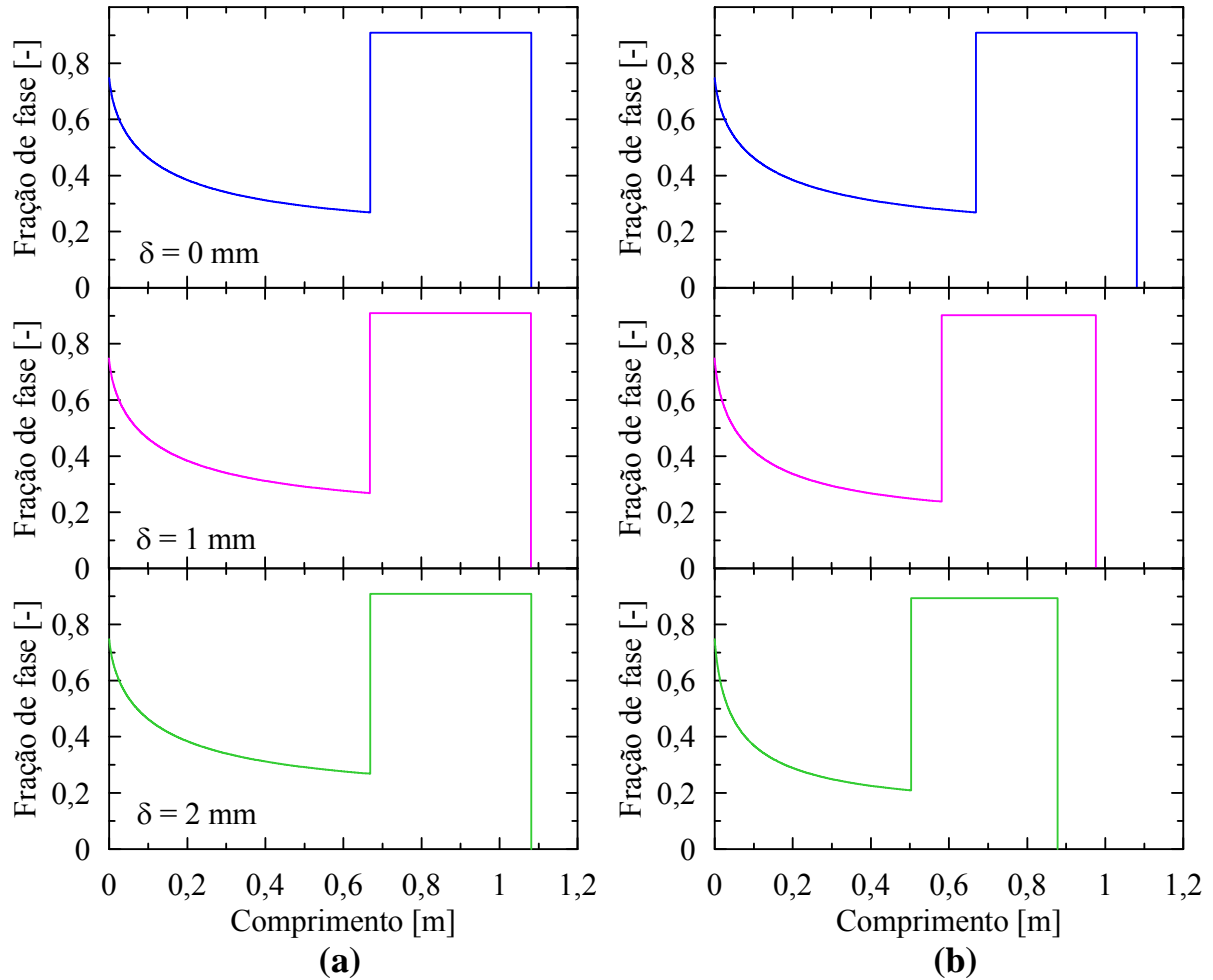


Figura 7.8 – Geometria da célula unitária: (a) antes da deposição e (b) após a deposição para as diferentes espessuras de camadas de hidratos.

As frações volumétricas das fases também não são sensíveis à espessura da camada de hidratos depositada, com $\bar{\xi}R_{GB}$ (região de bolha), $\bar{\xi}R_{LS}$ (região do pistão) e $\bar{\xi}R_{LU}$ (célula unitária) abaixo de 0,6. No entanto, a bolha alongada sofre leve alteração no seu perfil quando a camada de hidrato está presente. Esta alteração está relacionada com a aceleração da mistura após a restrição da área da seção transversal, sendo que velocidades superficiais de mistura mais elevadas estão relacionadas à narizes de bolha com maiores curvaturas¹¹⁹.

¹¹⁹ Conforme já discutido na Seção 6.1.

7.5 Considerações finais

A Tabela 7.1 apresenta uma compilação da análise de sensibilidade do escoamento em golfadas em termos da redução do diâmetro pela deposição de camadas de hidratos com espessuras de 1 e 2 mm. A Tabela 7.1 compila os operadores $\xi_{(%)}$ e $\bar{\xi}$ das variáveis do escoamento em golfadas analisadas neste capítulo. Conclui-se que: (i) o gradiente de pressão, a condutividade térmica equivalente da parede e a frequência de escoamento em golfadas são os parâmetros mais sensíveis à deposição da camada de hidrato ($|\bar{\xi}| > 3,5$); (ii) a velocidade superficial da mistura, a velocidade de translação da célula unitária e o coeficiente de transferência de calor da mistura também são sensíveis, porém com menor intensidade ($2 < |\bar{\xi}| < 3,5$); (iii) o coeficiente de transferência de calor global e o comprimento das regiões da célula unitária são aproximadamente linearmente dependentes do diâmetro ($|\bar{\xi}| \approx 1$); e (iv) as frações volumétricas das fases e o fator de intermitência não são sensíveis à deposição de camadas de hidratos ($|\bar{\xi}| < 0,5$).

Tabela 7.1 – Análise de sensibilidade do escoamento em golfadas à deposição de camadas de hidratos.

Espessura da camada	1 mm	2 mm
Diâmetro	-7,7%	-15,4%
Velocidade da mistura	17,4% (-2,3)*	39,7% (-2,6)
Condutividade térmica equivalente	-96,9% (12,6)	-97,7% (6,3)
Coeficiente de transferência de calor da mistura	19,4% (-2,5)	44,4% (-2,9)
Coeficiente global de transferência de calor	-11,3% (1,5)	-19,2% (1,2)
Gradiente de pressão	46,7% (-6,1)	122,9% (-8,0)
Velocidade de translação da célula unitária	14,9% (-1,9)	34,1% (-2,2)
Frequência do escoamento em golfadas	27,1% (-3,5)	65,1% (-4,2)
Comprimento da bolha	-13,0% (1,7)	-24,8% (1,6)
Comprimento do pistão	-4,3% (0,6)	-8,9% (0,6)
Comprimento da célula unitária	-9,6% (1,3)	-18,7% (1,2)
Fator de intermitência	-3,7% (0,5)	-7,4% (0,5)
Fração de gás na bolha	4,7% (-0,6)	9,4% (-0,6)
Fração de gás no pistão	-0,8% (0,1)	-1,7% (0,1)
Fração de líquido na célula unitária	-1,5% (0,2)	-2,8% (0,2)

*Legenda: operadores $\xi_{(%)}$ ($\bar{\xi}$).

8 CONCLUSÕES

Este trabalho apresentou a modelagem dos termos referentes à transferência de calor e massa devido à formação de hidratos, acoplando estes fenômenos e a introdução de uma terceira fase sólida – o hidrato – no escoamento horizontal em golfadas. O modelo acopla as três equações de conservação com os fenômenos de formação de hidrato neste tipo de escoamento multifásico. O modelo foi comparado com dados experimentais para escoamentos isotérmicos e com transferência de calor (sem formação de hidratos) e, de uma maneira geral, se apresenta aproximadamente dentro dos $\pm 20\%$ de erro percentual¹²⁰. O modelo também foi comparado com resultados experimentais que consideram a formação de hidratos, sendo que uma concordância satisfatória foi encontrada para a distribuição de temperaturas e para a quantidade de hidratos formada.

O modelo foi utilizado para compreender: (i) os efeitos da formação de dispersões homogêneas de hidratos na hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento em golfadas, (ii) as condições de entrada do escoamento e as condições geométricas da tubulação que retardam a formação de hidratos e (iii) os efeitos da deposição de uma camada de hidratos na parede interna da parede sobre o escoamento em golfadas..

Sobre a influência da formação de dispersões homogêneas de hidratos na hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento em golfadas, conclui-se que:

- Um subresfriamento crítico em relação à temperatura de equilíbrio de formação de hidratos deve ser atingido para fornecer a energia necessária para a nucleação das primeiras partículas de hidratos. Devido a esse subresfriamento crítico, a taxa de formação de hidratos inicial é elevada, o que pode ocasionar um rápido bloqueio da tubulação.
- A competição entre o calor liberado durante a formação de hidratos e o calor transferido ao meio externo fazem com que a etapa de crescimento da fração de hidratos ocorra a um subresfriamento aproximadamente constante em relação a temperatura de equilíbrio da formação de hidratos.
- A mistura desacelera quando os hidratos se formam devido ao consumo do gás (uma fase de alto volume específico) para formar uma fase sólida (uma fase de baixo volume específico).

- A velocidade superficial da mistura também sofre alterações com as variações de pressão e temperatura ao longo da tubulação devido à expansão e contração da fase gasosa.
- A viscosidade da fase líquida aumenta devido à formação de uma dispersão quando as partículas de hidratos nucleiam. Porém, enquanto a dispersão for homogênea, a queda de pressão não será sensível à formação de hidratos. Os mecanismos de variação da pressão e bloqueio de tubulação estão relacionados a maiores frações de hidratos que as consideradas no presente modelo, as quais estão associadas à formação de dispersões heterogêneas e de leitos estacionários.
- A razão dispersão/mistura aumenta conforme os hidratos se formam, fazendo com que: (i) a frequência do escoamento em golfadas aumente e (ii) o comprimento da bolha diminua. O comprimento do pistão não se apresentou sensível à formação de hidratos. Sugere-se uma análise experimental para compreender os efeitos da formação de hidratos sobre o comprimento do pistão, visto que a estimativa deste parâmetro via o modelo proposto apresenta erros percentuais consideráveis quando comparado a dados experimentais.
- O consumo de gás devido à formação de hidratos faz com que o comprimento da bolha alongada e da célula unitária diminua. Já no caso de não formação de hidratos, tanto a bolha alongada quanto a célula unitária tendem a expandir devido à queda de pressão ao longo do escoamento¹²¹.
- As bolhas alongadas tendem a ser mais esbeltas devido ao aumento de viscosidade aparente da fase líquida em função da formação de uma dispersão.

Sobre a influência das condições de entrada do escoamento e das condições geométricas da tubulação na formação de hidratos, conclui-se que:

- Maiores velocidades de mistura tendem a retardar a formação de hidratos devido à diminuição de tempo de residência da mistura dentro da tubulação – e conseqüente diminuição do tempo de troca térmica.
- Maiores razões de líquido/mistura impostos na entrada da tubulação tendem a retardar a formação de hidratos principalmente devido à maior capacidade térmica do líquido em relação ao gás.

¹²⁰ A precisão do modelo depende do parâmetro estimado. Uma compilação dos erros percentuais é apresentado na Tabela 4.4.

- Maiores diâmetros internos de tubulação retardam a formação de hidratos devido à maior vazão mássica de mistura a ser resfriada (mantendo velocidades superficiais constantes). Ou seja, quanto maior a tubulação, maior a inércia térmica do escoamento.
- O uso de materiais isolantes para revestir a tubulação, de paredes com espessuras maiores, de sistemas com pressões menores e de injeção de inibidores químicos retardam a formação de hidratos. Porém, a decisão de uso dos mesmos é uma questão de projeto que também envolve questões estruturais e financeiras (que não são analisados neste trabalho).

Sobre a influência da deposição de camadas de hidratos na hidrodinâmica e transferência de calor do escoamento em golfadas, conclui-se que:

- A mistura acelera devido à redução da seção transversal útil para o escoamento, aumentando substancialmente a perda de carga, sendo que o gradiente de pressão aumenta em aproximadamente 120% para a deposição de uma camada de 2 mm em uma tubulação de 26 mm de diâmetro interno.
- O gradiente de temperatura ao longo da tubulação diminui devido à deposição da camada de hidratos – um material isolante térmico.
- A frequência do escoamento em golfadas aumenta devido à aceleração da mistura e à redução do diâmetro.
- Os comprimentos das estruturas da célula unitária são linearmente dependentes do diâmetro interno útil ao escoamento.
- As frações volumétricas de fase e o fator de intermitência do escoamento não são sensíveis à deposição de camadas de hidratos.

8.1 Sugestões para trabalhos futuros

Em trabalhos futuros, sugere-se:

- Considerar frações de hidrato maiores que 13%. Isso implica em: (i) considerar a formação de dispersões não homogêneas; (ii) prever uma velocidade de deslizamento entre o hidrato e a fase líquida; (iii) prever limites para a decantação de partículas de hidratos; (iv) prever uma transição do comportamento da dispersão entre fluido

¹²¹ Visto que a expansão do gás devido à queda de pressão predomina sobre a contração do gás devido ao resfriamento da mistura para o caso analisado.

newtoniano e não newtoniano, caso necessário; e (v) modelar o comportamento não newtoniano do escoamento, caso necessário.

- Considerar a aglomeração e a formação de plugues de hidratos.
- Considerar a influência da fase gasosa no balanço de energia, principalmente ao utilizar gases densos e/ou altas pressões na entrada.
- Considerar a limitação de formação de hidratos por transferência de massa devido ao bloqueio de área interfacial gás-água ocasionado pelas partículas de hidrato.
- Considerar uma quarta fase no escoamento, o óleo. Isso implica em considerar a limitação de formação de hidratos por transferência de massa devido à diminuição do contato gás-água em função da nova fase.
- Expandir o modelo para diversas inclinações. Isso implica em: (i) considerar a queda de pressão gravitacional; (ii) prever a mudança na geometria da bolha alongada; e (iii) escolher correlações experimentais de fechamento que sejam coerentes para cada inclinação.
- Analisar a sensibilidade do modelo proposto aos modelos cinéticos existentes na literatura para a formação de hidratos.
- Realizar medições experimentais para uma validação mais completa do modelo. Isso inclui propor correlações experimentais necessárias para o fechamento do modelo, baseadas em condições de alta pressão e de escoamento trifásico sólido-líquido-gás.
- Considerar um modelo de crescimento de hidratos na parede para acoplar com o modelo proposto no presente trabalho. Isso inclui propor um critério de transição entre formação de dispersões e deposição de hidratos.

PRODUÇÃO CIENTÍFICA REFERENTE AO TRABALHO

A seguir, são compiladas as referências e resumos dos artigos científicos publicados/submetidos e que são referentes ao tema desta dissertação de mestrado.

PERIÓDICOS

BASSANI, C.L.; BARBUTO, F.A.A.; SUM, A.K.; MORALES, R.E.M.; 2017. Modeling the effects of hydrate wall deposition on slug flow hydrodynamics and heat transfer. *Applied Thermal Engineering*, v. 114, p. 245–254.

Abstract. *Offshore oil and gas exploitation is usually accompanied of water (brine) and sand. High water cuts at high pressure scenarios (deep waters) and low temperature (cold waters) favor the formation of gas hydrates. Pipe blockage due to gas hydrates formation is a main concern in the oil and gas industry due to the profit losses caused by either production impairments or interruptions, and to the high costs associated to the elimination of such blockages. Hydrates form mainly at: (i) the water-gas interface, forming a suspension, or (ii) on the pipe inner wall, forming a deposit that constricts the flow. Both cases will affect flow hydrodynamics and heat transfer, and predicting how the flow will be affected is essential for improving exploitation efficiency and safety. Due to the gas and liquid volumetric flow rates that are typical of this kind of operation, the spatial distribution of the phases is often assumed to fall within the slug flow pattern region. Slug flows are characterized by the intermittent passage of elongated bubbles flowing over a liquid film, followed by liquid slug bodies that may contain dispersed bubbles in their interior. The present work introduces modifications on an existing mechanistic slug flow model to consider the effects brought by the deposition of hydrates on the pipe inner wall. The main differences herein considered are: (i) a cross sectional area reduction, which is related to higher pressure drops, and (ii) a conductive thermal resistance at the pipe wall, since the hydrate is an insulating material. Assuming a hydrate layer of constant thickness already deposited on the wall – that is, both the mass transfer and the heat generation associated to hydrate formation have already ceased – the slug flow model is used to verify the consequences of hydrate deposition to the slug flow hydrodynamics and heat transfer. Simulations for methane-water mixtures flowing along a 1.5-km length, 26-mm ID horizontal pipeline are presented so that the consequences to the pressure and temperature distributions, to the mixture heat transfer coefficient, to the unit cell geometry and to the slug flow frequency can be explained.*

BASSANI, C.L.; PEREIRA, F.H.G.; BARBUTO, F.A.A.; MORALES, R.E.M.; 2016. Modeling the scooping phenomenon for the heat transfer in liquid-gas horizontal slug flows. *Applied Thermal Engineering*, v. 98, p. 862–871.

Abstract. *The heat transfer between the deep sea waters and the oil and gas mixtures flowing through production lines is a common situation in the petroleum industry. The optimum prediction of the liquid-gas flow parameters along those lines, when the intermittent flow pattern known as slug flow is dominant, has extreme importance in the design of production facilities. The mixture temperature drop caused by the colder sea waters, which can be regarded as an infinite medium with constant temperature, directly affects physical properties of the fluids such as the viscosity and specific mass. Gas expansion may also occur due to pressure and temperature gradients, thus changing the flow hydrodynamics. Finally, the temperature gradient affects the thermodynamic equilibrium between the phases, favouring wax deposition and thus increasing pressure drops or even blocking the production line. With those issues in mind, the present work proposes a stationary model to predict the mixture temperature distribution and the two-phase flow heat transfer coefficient based on the mass, momentum and energy conservation equations applied to different unit cell regions. The main contribution of the present work is the modelling of the thermal scooping phenomenon, i.e., the heat transfer between two adjacent unit cells due to the mass flux known as scooping. The model was implemented as a structured Fortran 95 code with an upwind difference scheme. The results were compared to experimental data and presented good agreement. The analysis showed that the inclusion of the scooping phenomenon into the model resulted in an averaged 8% improvement in the temperature gradient calculation and heat transfer coefficient prediction for the flowing mixture.*

CONGRESSOS

BASSANI, C.L.; BARBUTO, F.A.A.; MORALES, R.E.M.; SUM, A.K.; 2016. An analysis of the coupled effects of mass transfer, slug flow hydrodynamics and heat transfer during hydrate formation using a quasi-stationary mechanistic model. Proceedings of the *10th North American Conference on Multiphase Technology*, BHR Group, BHR-2016-071, Banff, Canada. Disponíble at <https://www.onepetro.org/conference-paper/BHR-2016-071>

Abstract. *Hydrate formation is one of the main flow assurance concerns in deepwater oil and gas production due to the high cost of production interruptions or impairments. The high pressure and low temperature conditions needed for hydrate formation are frequently found in offshore production lines, where slug flow is often the prevailing flow regime. The present work demonstrates how hydrate formation, the hydrodynamics and the heat transfer in slug flow are coupled. A kinetic model for predicting the hydrate formation rate is coupled to a unit cell geometry model to predict characteristic lengths and phase fractions of each slug flow structure. A quasi-stationary approach takes the quantitative variations of each phase in the mass balance into account, as well as the energy released during hydrate formation through an energy balance. Simulations for long pipe lengths were carried out, with boundary conditions similar to those found in offshore scenarios. Results are presented in such a way that the hydrate formation effects on temperature, pressure, slug flow structures length and the distributions of the phase fractions along the pipeline can be understood. The results clearly show that hydrate formation, slug flow hydrodynamics and heat transfer are coupled phenomena.*

BASSANI, C.L.; BARBUTO, F.A.A.; SUM, A.K.; MORALES, R.E.M.; 2017. Hydrate formation effects on slug flow hydrodynamics and heat transfer: wall deposition vs. dispersion formation. Accepted with corrections at the *IV Journeys in Multiphase Flows*, ABCM, São Paulo, Brazil.

Abstract. *Pipe blockage due to gas hydrate formation is a main concern to the oil and gas industry due to the costs of production interruptions. Hydrate formation scenarios are usually found in offshore production pipelines, where oil and gas flow along the pipeline as a mixture that may also contain sand and brine. The high pressure conditions and the heat transfer with the external medium – the ocean – may create the necessary conditions for hydrate formation. Hydrates may form: (i) as a deposit on the pipe inner wall, where the temperature gradient is higher and the wall imperfections trigger the nucleation process; or (ii) in the gas-water interface, where a more effective contact between the phases occurs, forming a hydrate-in-liquid dispersion. This work gathers three years of study from NUEM – Multiphase Flow Research Center on slug flow modeling using a mechanistic approach and shows the main equations, results and discussions of: (i) slug flows with heat transfer; (ii) mass transfer and heat generation during hydrate formation; (iii) hydrate formation as a layer deposited on the pipe wall; and (iv) hydrate formation as a dispersion, thus creating a new flowing phase. A theoretical discussion about the possible mechanisms of transition between dispersion and wall deposition is also included in the article, focusing on: (i) whether the hydrate dispersion deposits and (ii) whether hydrate particles may detach from the wall to suspend in the liquid as a dispersion.*

BASSANI, C.L.; PEREIRA, F.H.G.; BARBUTO, F.A.A.; MORALES, R.E.M.; 2017. Evaluation of the gas contribution to the momentum and energy balances for liquid-gas slug flows in high pressure scenarios using a mechanistic approach. Accepted with corrections at the *IV Journeys in Multiphase Flows*, ABCM, São Paulo, Brazil.

Abstract. *The heat transfer between the deep sea waters and the oil and gas mixtures flowing through production lines is a day-to-day situation in the petroleum industry. The optimum prediction of the liquid-gas flow parameters along those lines, where the slug flow pattern is predominant, has an extreme importance in the design of production facilities. The mixture temperature drop caused by the colder sea waters directly affects physical properties of the fluids such as the viscosity and specific mass. Gas expansion may also occur due to pressure and temperature gradients, thus changing the flow hydrodynamics. Several models have been developed to characterize this kind of flow along the pipeline. When dealing with long pipelines, it is important to choose a less expensive model, such as the mechanistic ones. These models are, however, not yet prepared for taking the gas contribution in momentum and energy balances into account – which cannot be neglected when dealing with the frequently high pressures found at the inlet of long pipelines. With this challenge in mind, the*

present work extends a mechanistic approach for characterizing the slug flow hydrodynamics and heat transfer to account for the effects brought by the gas to the conservation equations, with a special focus on the energy balance. Terms due to the gas expansivity, the gas heat capacity and the heat transfer between the gas and the wall are introduced in the model. Results are shown as to evidence the gas contribution in higher pressure scenarios, when the gas contribution is not negligible. The parameters analyzed are the mixture temperature, pressure and heat transfer coefficient and the gas superficial velocity.

ROSAS, L.M.M.; BASSANI, C.L.; MARCELINO NETO, M.A.; da SILVA, M.J.; MORALES, R.E.M.; SUM, A.K.; 2017. Experimental measurements of horizontal three-phase solid-liquid-gas slug flow with hydrate-like particles. Accepted to be published at the ***IV Journeys in Multiphase Flows***, ABCM, São Paulo, Brazil.

Abstract. *Gas hydrate is a main flow assurance concern for worldwide oil companies due to the high risk of pipe blockages. Those blockages represent a global obstacle to the successful production of deep-water hydrocarbons. Hydrates are crystals formed by the trapping of gas molecules into cages formed by hydrogen-bonded water molecules and may form at the water-gas interface. Right after the hydrate formation onset, when the volumetric fraction and the size of the particles are still small, the particles flow homogeneously dispersed in the liquid phase. However, the particles may interact with the gas-liquid flow, changing the flow hydrodynamics. For offshore operations, the phases are assumed as flowing predominantly in the slug flow pattern due to the range of gas and liquid superficial velocities in those operations. Understanding the effects of the solid particles introduction in the slug flow is essential to improve the efficiency and safety of oil and gas facilities. The purpose of the present work is to experimentally characterize solid-liquid-gas slug flow with the presence of homogeneously dispersed hydrate-like particles. Experimental tests were carried out with polyethylene particles of 0.5 mm-diameter with density similar to the hydrates (938 kg/m³). The test section comprised a 26 mm-ID, 9 m-long horizontal duct made of transparent Plexiglass. High Speed Imaging was used to analyze the bubbles shape behavior due to the introduction of the solid particles. Resistivity sensors were placed in the test section to measure the unit cell translational velocity, the slug flow frequency and the bubble and slug region lengths. Two distinct solid particles concentrations were tested (6 and 8 g/dm³) and compared to a similar case of liquid-gas slug flow.*

BASSANI, C.L.; BARBUTO, F.A.A.; SUM, A.K.; MORALES, R.E.M.; 2016. A mechanistic approach for horizontal gas-liquid slug flows with the formation of gas hydrate dispersions. Proceedings of the ***9th International Conference on Multiphase Flow***, Italian Association of Chemical Engineering, Firenze, Italy.

Abstract. *Pipe blockage due to gas hydrate formation is a main concern in the oil and gas industry due to the costs of production impairments or interruption. Assuming a hydrate formation rate in the gas-water interface based on the subcooling of the system, the present work models the effects of hydrates on the hydrodynamics and heat transfer of slug flows. The hydrate phase is assumed as being homogeneously dispersed in the water. The gas and water consumptions become source terms in the mass balance equations. The exothermic characteristic of the hydrate formation is taken into account in the energy conservation equation. The model follows a quasi-stationary approach, assuming a known unit cell translational velocity and transforming the time-based rates into spatial variations. The model was implemented as a low-cost numerical simulator written in Fortran 90 language. This simulator is capable of predicting the hydrodynamics and heat transfer of the gas-water-hydrate slug flows. Some results are presented so that the differences between the slug flow temperature and pressure distributions with and without hydrate formation can be understood.*

BASSANI, C.L.; BARBUTO, F.A.A.; SUM, A.K.; MORALES, R.E.M.; 2016. The effects of heat transfer and hydrate dispersion formations on the slug flow hydrodynamics. Proceedings of the ***16th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering***, ABCM, Vitória, Brazil.

Abstract. *Pipe blockage due to gas hydrate formation is a main concern to the oil and gas industry due to the costs of production impairments or interruptions. Hydrate formation scenarios are usually found in offshore production pipelines, where oil and gas flow along the pipeline as a mixture that may also contain sand and brine. The high pressure conditions and the heat transfer with the external medium – the ocean – may create the*

necessary conditions for hydrate formation. With this scenario in mind, the present work uses a mechanistic model to understand the effects of heat transfer and hydrate dispersion formations on the multiphase flow hydrodynamics. The model is based on the mass, momentum and energy conservation equations considering that the phases flow in the slug flow pattern – which is, incidentally, the most commonly found flow pattern in the aforementioned scenario. The simulations were carried out for a methane-water mixture flowing along a 1.5 km-length pipeline at a 10 MPa inlet pressure. Three simulation cases were run: one for isothermal flow, one with heat transfer and, lastly, one with heat transfer and hydrate formation. The discussion revolves around on how the slug flow behaves when heat transfer and hydrate formation occur, focusing on the temperature and pressure distributions, the mixture superficial velocity, the slug flow frequency and the slug flow unit cell geometry.

BASSANI, C.L.; BARBUTO, F.A.A.; MORALES, R.E.M.; 2016. Sensitivity analysis of a mechanistic slug flow model to the frequency. Proceedings of the **16th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering**, ABCM, Vitória, Brazil.

Abstract. *The importance of the slug flow pattern to the oil and gas industry comes from the fact that it occurs over a wide range of gas and liquid flow rates and is therefore frequently found in offshore oil and gas transportation operations. Several experimental works attempted to model some important slug flow parameters such as its frequency and the elongated bubble translational velocity. The experimental correlations that arose from those works are widely used today in mechanistic slug flow simulators so as to provide mathematical closure to the numerical model, as the one that will be presented herein. Yet, those correlations were developed under different experimental conditions, where the pipe geometry, the fluid properties and even the measurement techniques widely affect their performance and their accuracy whenever extrapolations are required. Therefore, this work presents a sensitivity analysis of a heat transfer model for gas-liquid slug flows in horizontal pipes in terms of some slug flow frequency correlations. The sensitivity analysis for the pressure and temperature gradient predictions is shown here, as well as for the mixture heat transfer coefficient and the lengths of the unit cell structures.*

BASSANI, C.L.; PEREIRA, F.H.G.; BARBUTO, F.A.A.; MORALES, R.E.M.; 2015. Sensitivity analysis of a horizontal stationary heat transfer slug flow model on the elongated bubble velocity. Proceedings of the **23rd International Congress of Mechanical Engineering**, ABCM, Rio de Janeiro, Brazil.

Abstract. *The two-phase slug flow pattern occurs over a wide range of gas and liquid flow rates and is frequently found in oil and gas offshore transportation operations. Due to the high complexity of this kind of multiphase flow, several experimental works attempted to model some important parameters such as the slug frequency and the elongated bubble translational velocity. The experimental correlations that arose from such works are widely used today on stationary slug flow simulators so as to provide mathematical closure to several models, as the one that will be presented here. Yet, those correlations were developed under different experimental conditions, where the pipe geometry, the fluid properties and even the measurement techniques widely affect the shape and/or the extrapolated accuracy of those experimental correlations. Therefore, the present work presents a sensitivity analysis of a heat transfer model for stationary gas-liquid slug flows in horizontal pipes in terms of the chosen elongated bubble velocity correlation. The sensitivity analysis for the pressure and temperature gradients predictions is shown here, as well as for the two-phase flow heat transfer coefficient and for the length of the slug flow structures.*

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AL-SAFRAN, E. Investigation and prediction of slug frequency in gas/liquid horizontal pipe flow. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, v. 69, p. 143–155, 2009.
- AL-SAIF, O. Slugging in large diameter pipelines: field measurements, experiments and simulation. Tese de Doutorado, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, Noruega, 2015.
- ANP. Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, 2015.
- ANTUNES, M.M.; COZIN, C.; BARBUTO, F.A.A.; MORALES, R.E.M.; RODRIGUES, H.T. Analysis of slug flow frequency correlations for two-phase gas-liquid horizontal slug flow. Anais da ASME - 4th Joint US-European Fluids Engineering Division Summer Meeting, Chicago, Illinois, EUA, 2014.
- BALLARD, A. L.; SLOAN, E. D. The next generation of hydrate prediction: I. Hydrate standard states and incorporation of spectroscopy. *Fluid Phase Equilibria*, v. 194-197, p. 371–383, 2002.
- BALLARD, A. L.; SLOAN, E. D. The next generation of hydrate prediction: Part III. Gibbs energy minimization formalism. *Fluid Phase Equilibria*, v. 218, n. 1, p. 15–31, 2004a.
- BALLARD, A. L.; SLOAN, E. D. The next generation of hydrate prediction IV: A comparison of available hydrate prediction programs. *Fluid Phase Equilibria*, v. 216, n. 2, p. 257–270, 2004b.
- BARNEA, D. A unified model for predicting flow-pattern transitions for the whole range of pipe inclinations. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 13, n. 1, p. 1–12, 1987.
- BARNEA, D.; SHOHAM, O.; TAITEL, Y. Flow pattern transition for downward inclined two phase flow; horizontal to vertical. *Chemical Engineering Science*, v. 37, n. 5, p. 735–740, 1982.
- BARNEA, D.; TAITEL, Y. A model for slug length distribution in gas-liquid slug flow. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 19, n. 5, p. 829–838, 1993.
- BASSANI, C.L. Desenvolvimento de um modelo estacionário para o escoamento bifásico líquido-gás em golfadas com transferência de calor em tubulações horizontais. Trabalho de Conclusão de Curso, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2014.
- BASSANI, C. L.; BARBUTO, F. A. A.; MORALES, R. E. M. Sensitivity analysis of a mechanistic heat transfer slug flow model to the frequency. Anais da ABCM - 16th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering, Vitória, Brasil, 2016a.
- BASSANI, C.L.; CONTE, M.G.; PARRA, V.E.L.; MEDINA, C.D.P.; BARBUTO, F.A.A.; MORALES, R.E.M. Numerical simulation of slight direction changes in two-phase flows using a slug tracking model. Anais da ABCM - 14th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering, Rio de Janeiro, Brasil, 2012.
- BASSANI, C.L.; PEREIRA, F.H.G.; BARBUTO, F.A.A.; MORALES, R.E.M. Sensitivity analysis of a horizontal stationary heat transfer slug flow model on the elongated bubble velocity. Anais da ABCM - 23rd International Congress of Mechanical Engineering, Rio de Janeiro, Brasil, 2015.
- BASSANI, C.L.; PEREIRA, F.H.G.; BARBUTO, F.A.A.; MORALES, R.E.M. Modeling the scooping phenomenon for the heat transfer in liquid-gas horizontal slug flows. *Applied Thermal Engineering*, v. 98, p. 862–871, 2016b.
- BEGGS, D.H.; BRILL, J.P. A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes. *Journal of Petroleum Technology*, v. 25, p. 607–617, 1973.
- BEJAN, A. Convection Heat Transfer. 4a Edição, Wiley, 2013.

- BENDIKSEN, K.H. An experimental investigation of the motion of long bubbles in inclined tubes. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 10, n. 4, p. 467–483, 1984.
- BENDIKSEN, K.H.; MAINES, D.; MOE, R.; NULAND, S. The Dynamic Two-Fluid Model OLGA: Theory and Application. *SPE Production Engineering*, v. 6, p. 171 – 180, 1991.
- BOXALL, J. Hydrate plug formation from <50% water content water-in-oil emulsions. Tese de Doutorado, Colorado School of Mines, Golden, EUA, 2008.
- BUENO, L.G.G. Estudo experimental de escoamentos líquido-gás intermitentes em tubulações inclinadas. Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, Brasil, 2010.
- CAI, J.Y.; WANG, H.W.; HONG, T.; JEPSON, W.P. Slug frequency and length inclined large diameter multiphase pipeline. Anais do *4th Multiphase Flow and Heat Transfer International Symposium*, Xi'an, China, 1999.
- CAMARGO, R.M.T. Hidrodinâmica e transferência de calor no escoamento intermitente horizontal. Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, Brasil, 1991.
- CAMARGO, R. M. T.; PALERMO, T.; SINQUIN, A.; GLENAT, P. Rheological Characterization of Hydrate Suspensions in Oil Dominated Systems. Anais do *New York Academy of Sciences*, v. 912, n. 1, p. 906–916, 2000.
- CAMARGO, R.M.T.; PALERMO, T. Flow properties of hydrate suspensions in asphaltenic crude oil. Anais do *4th International Conference on Gas Hydrates*, Yokohama, Japão, 2002.
- CASTILLO, F.V. Caracterização experimental do escoamento intermitente líquido-gás em tubulações horizontais. Dissertação de Mestrado, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2013.
- CHISHOLM, D. A theoretical basis for the Lockhart-Martinelli correlation for two-phase flow. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, v. 10, p. 1767-1778, 1967.
- CONTE, M.G. Estudo numérico e experimental da geração de golfadas em um escoamento bifásico gás-líquido. Dissertação de Mestrado, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2014.
- CONTE, M.G.; BASSANI, C.L.; MEDINA, C.D.P.; SCORSIM, O.B.S.; AMARAL, C.E.F.; MORALES, R.E.M. Numerical analysis of slug flow for slight changes of direction using slug tracking model. Anais do *XXXII CILAMCE - Congresso Ibero Latino Americano de Métodos Computacionais em Engenharia*, Ouro Preto, Brasil, 2011.
- COOK, M.; BEHNIA, M. Pressure drop calculation and modelling of inclined intermittent gas-liquid flow. *Chemical Engineering Science*, v. 55, p. 4699–4708, 2000.
- DANIELSON, T. A simple model for hydrodynamic slug flow. Anais do *Offshore Technology Conference*, Houston, EUA, 2011.
- DAVIES, S.R. The role of transport resistances in the formation and remediation of hydrate plugs. Tese de Doutorado, Colorado School of Mines, Golden, EUA, 2009.
- DUKLER, A.E.; HUBBARD, M.G. Model for gas-liquid slug flow in horizontal and near horizontal tubes. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, v. 14, n. 4, p. 337–347, 1975.
- DUKLER, A.E.; MARON, D.M.; BRAUNER, N. A physical model for predicting the minimum stable slug length. *Chemical Engineering Science*, v. 40, n. 8, p. 1379-1385, 1985.
- FERNANDES, R.C.; SEMIAT, R.; DUKLER, A.E. Hydrodynamic model for gas-liquid slug flow in vertical tubes. *Aiche Journal*, v. 29, p. 981–989, 1983.
- FERRARI, P. F.; GUEMBAROSKI, A. Z.; MARCELINO NETO, M. A.; MORALES, R. E. M.; SUM, A. K. Experimental measurements and modelling of carbon dioxide hydrate

- phase equilibrium with and without ethanol. *Fluid Phase Equilibria*, v. 413, p. 176–183, 2016.
- FERRÉ, D. Écoulements diphasiques à poches en conduite horizontale. *La Houille Blanche*, v. 6, p. 378–381, 1979.
- FOSSA, M.; GUGLIELMINI, G.; MARCHITTO, A. Intermittent flow parameters from void fraction analysis. *Flow Measurement and Instrumentation*, v. 14, n. 4–5, p. 161–168, 2003.
- FRANÇA, F.A.; BANNWART, A.C.; CAMARGO, R.M.T.; GONÇALVES, M.A.L. Mechanistic Modeling of the Convective Heat Transfer Coefficient in Gas-Liquid Intermittent Flows. *Heat Transfer Engineering*, v. 29, p. 984–998, 2008.
- FRANKLIN, E.M.; ROSA, E.S. Dynamic slug tracking model for horizontal gas-liquid flow. *Anais do 3rd International Symposium on Two-Phase Flow Modeling and Experimentation*, Pisa, Italia, 2004.
- GAMBOA, J.; PRADO, M. Experimental study of two-phase performance of an Electric-Submersible-Pump stage. *SPE Production & Operations*, v. 27, n. 4, p. 414–421, 2012.
- GANS, L.H.A. Modelo de predição para o crescimento de hidratos em paredes de tubulações. Dissertação de Mestrado, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2016.
- GARCÍA, F.; GARCÍA, J.M.; GARCÍA, R.; JOSEPH, D.D. Friction factor improved correlations for laminar and turbulent gas-liquid flow in horizontal pipelines. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 33, p. 1320–1336, 2007.
- GHAJAR, A.J. Non-Boiling Heat Transfer in Gas-Liquid Flow in Pipes – a Tutorial. *Anais da ABCM - 10th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering*, Rio de Janeiro, Brasil, 2004.
- GHAJAR, A.J.; TANG, C.C. Advances in void fraction, flow pattern maps and non-boiling heat transfer two-phase flow in pipes with various inclinations. *Advances in Multiphase Flow and Heat Transfer*, v. 1, p. 1–52, 2009.
- GNIELINSKI, V. New equations for heat and mass transfer in turbulent pipe and channel flow. *International Journal of Chemical Engineering*, v. 16, n. 2, p. 359–368, 1976.
- GOKCAL, B.; AL-SARKHI, A.; SARICA, C.; ALSAFRAN, E. Prediction of Slug Frequency for High Viscosity Oils in Horizontal Pipes. *SPE Projects, Facilities & Construction*, v. 5, n. 3, p. 136–144, 2009.
- GOMEZ, L.E.; SHOHAM, O.; TAITEL, Y. Prediction of slug liquid holdup: Horizontal to upward vertical flow. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 26, n. 3, p. 517–521, 2000.
- GORE, R.A.; CROWE, C.T. Effect of particle size on modulating turbulent intensity. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 15, n. 2, p. 279–285, 1989.
- GREGORY, G.A.; SCOTT, D.S. Correlation of liquid slug velocity and frequency in horizontal cocurrent gas-liquid slug flow. *AIChE Journal*, v. 15, p. 933–935, 1969.
- GRESKOVICH, E.J.; SHRIER, A.L. Slug Frequency in Horizontal Gas-Liquid Slug Flow. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, v. 11, n. 2, p. 317–318, 1972.
- GUEMBAROSKI, A. Z. Estudo experimental do equilíbrio de fases de hidratos de dióxido de carbono na presença de inibidores termodinâmicos. Dissertação de Mestrado, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2016.
- HARMATHY, T.Z. Velocity of large drops and bubbles in media of infinite or restricted extent. *AIChE Journal*, v. 6, n. 2, p. 281–288, 1960.
- HERNANDEZ-PEREZ, V.; ABDULKADIR, M.; AZZOPARDI, B.J. Slugging Frequency Correlation for Inclined Gas-liquid Flow. *World Academy of Science, Engineering and Technology*, v. 2, n. 5, p. 44–51, 2010.

- HEYWOOD, N.I.; RICHARDSON, J.F. Slug flow of air-water mixtures in a horizontal pipe: Determination of liquid holdup by γ -ray absorption. *Chemical Engineering Science*, v. 34, n. 1, p. 17–30, 1979.
- HILL, T.J.; WOOD, D.G. New approach to the prediction of slug frequency. *Anais da SPE - Annual Technical Conference and Exhibition*, New Orleans, EUA, 1990.
- HILL, T.J.; WOOD, D.G. Slug Flow: Occurrence, Consequences, and Prediction. *Anais da SPE - University of Tulsa Centennial Petroleum Engineering Symposium*, Tulsa, EUA, 1994.
- INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P.; BERGMAN, T. L.; LAVINE, A. S. Fundamentals of Heat and Mass Transfer. 7a Edição, John Wiley & Sons, Jefferson, EUA, 2007.
- ISSA, R.I.; 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, n. 1, p. 69–95, 2003.
- JAGER, M. D.; BALLARD, A. L.; SLOAN, E. D. The next generation of hydrate prediction: II. Dedicated aqueous phase fugacity model for hydrate prediction. *Fluid Phase Equilibria*, v. 211, n. 1, p. 85–107, 2003.
- JOSHI, S. V. Experimental investigation and modeling of gas hydrate formation in high water cut producing oil pipelines. Tese de Doutorado, Colorado School of Mines, Golden, EUA, 2012.
- JUNG, J. W.; ESPINOZA, D. N.; SANTAMARINA, J. C. Properties and phenomena relevant to CH₄-CO₂ replacement in hydrate-bearing sediments. *Journal of Geophysical Research: Solid Earth*, v. 115, p. B10102, 2010.
- KAKITANI, C. Estudo do equilíbrio de fases de hidratos de metano e da mistura metano e dióxido de carbono. Dissertação de Mestrado, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2014.
- KIM, J.Y.; GHAJAR, A.J. A general heat transfer correlation for non-boiling gas-liquid flow with different flow patterns in horizontal pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 32, p. 447–465, 2006.
- KITANOVSKI, A.; POREDOŠ, A. Concentration distribution and viscosity of ice-slurry in heterogeneous flow. *International Journal of Refrigeration*, v. 25, p. 827–835, 2002.
- KJELDBY, T.K.; HENKES, R.A.W. M.; NYDAL, O.J. Lagrangian slug flow modeling and sensitivity on hydrodynamic slug initiation methods in a severe slugging case. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 53, p. 29–39, 2013.
- KOKAL, S.L.; STANISLAV, J.F. An experimental study of two-phase flow in slightly inclined pipes - II. Liquid holdup and pressure drop. *Chemical Engineering Science*, v. 44, p. 681–693, 1989.
- KRIEGER, I.M.; DOUGHERTY, T.J. A mechanism for non-newtonian flow in suspensions of rigid spheres. *Transactions of the Society of Rheology*, v. 3, p. 137–152, 1959.
- LEMMON, E.W.; HUBER, M.L.; MCLINDEN, M.O. Programa de computador: REFPROP – Reference Fluid Thermodynamic and Transport Properties. NIST Standard Reference Database 23, versão 9.1, 2013.
- LIMA, I.N.R.C. Estudo experimental da transferência de calor no escoamento bifásico intermitente horizontal. Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, Brasil, 2009.
- LOCKHART, R.W.; MARTINELLI, R.C. Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two-component flow in pipes. *Chemical Engineering Progress*, v. 45, p. 39–48, 1949.
- MANDHANE, J.M.; GREGORY, G.A.; AZIZ, K. A flow pattern map for gas-liquid flow in horizontal pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 1, n. 4, p. 537–553, 1974.

- MANOLIS, I.G. High pressure gas-liquid slug flow. Tese de Doutorado, Imperial College of Science, Technology & Medicine, Londres, Inglaterra, 1995.
- MANOLIS, I.G.; MENDES-TATSIS, M.A.; HEWITT, G.F. The effect of pressure on slug frequency in two-phase horizontal flow. *Anais da 2nd Conference on Multiphase Flow*, Kyoto, Japão, 1995.
- MATTHEWS, P.N.; NOTZ, P.K.; WIDENER, M.W.; PRUKOP, G. Flow loop experiments determine hydrate plugging tendencies in the field. *Annals of the New York Academy of Sciences*, v. 912, p. 330–338, 2000.
- MAZZA, R. A.; ROSA, E. S.; YOSHIZAWA, C. J. Analyses of liquid film models applied to horizontal and near horizontal gas-liquid slug flows. *Chemical Engineering Science*, v. 65, p. 3876–3892, 2010.
- MEDINA, C.D.P. Simulação numérica do escoamento bifásico líquido-gás em golfadas com transferência de calor em dutos horizontais. Dissertação de Mestrado, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2011.
- MEDINA, C.D.P.; BASSANI, C.L.; COZIN, C.; BARBUTO, F.A.A.; JUNQUEIRA, S.L.M.; MORALES, R.E.M. Numerical simulation of the heat transfer in fully developed horizontal two-phase slug flows using a slug tracking method. *International Journal of Thermal Sciences*, v. 88, p. 258–266, 2015.
- MEDINA, C.D.P.; COZIN, C.; MORALES, R.E.M.; JUNQUEIRA, S.L.M. Hydrodynamics and heat transfer simulation for two-phase intermittent flow in horizontal pipes. *Anais da ABCM - 13th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering*, Uberlândia, Brasil, 2010.
- MORALES, R.E.M.; COZIN, C.; BARBUTO, F.A.A.; da SILVA, M.J. A comprehensive analysis on gas-liquid slug flows in horizontal pipes. *Anais do Offshore Technology Conference*, Rio de Janeiro, Brasil, 2013.
- NAIDEK, B. P.; KASHIWAKURA, L. Y.; ALVES, R. F.; BASSANI, C. L.; STEL, H.; MORALES, R. E. M. Experimental analysis of horizontal liquid-gas slug flow pressure drop in d-type corrugated pipes. *Experimental Thermal and Fluid Science*, v. 81, p. 234–243, 2017.
- NAKAMURA, T.; MAKINO, T.; SUGAHARA, T.; OHGAKI, K. Stability boundaries of gas hydrates helped by methane - Structure-H hydrates of methylcyclohexane and cis-1,2-dimethylcyclohexane. *Chemical Engineering Science*, v. 58, p. 269–273, 2003.
- NAPA, A.A.P. Influência das condições iniciais e relações de fechamento para a simulação do escoamento bifásico em golfadas. Dissertação de Mestrado, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2011.
- NETTO, J.R.F. Dynamique de poches de gaz isolées em écoulement permanent et non permanent horizontal. Tese de Doutorado, Institut National Polytechnique de Toulouse, Toulouse, França, 1999.
- NICKLIN, D.J.; WILKES, M.A.; DAVIDSON, J.F. Two-Phase Flow in Vertical Tubes. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, v. 40, p. 61–68, 1962.
- NYDAL, O.J. An experimental investigation of slug flow. Tese de Doutorado, University of Oslo, Oslo, Noruega, 1991.
- NYDAL, O.J.; BANERJEE, S. Objected oriented dynamic simulation of slug flow. *Anais da 2nd International Conference on Multiphase Flow*, Kyoto, Japão, 1995.
- NYDAL, O.J.; BANERJEE, S. Dynamic slug tracking simulations for gas-liquid flow in pipelines. *Chemical Engineering Communications*, v. 141, n. 1, p. 13–39, 1996.
- OLIVEIRA, P.M. On air-water two-phase flows in return bends. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, Brasil, 2013.

- PEKER, S.; HELVACI, S. Solid-liquid two-phase flow. 1ª Edição, Elsevier Science, Amsterdam, Holanda, 2007.
- RAO, I. Multiphase flow modeling and deposition of hydrates in oil and gas pipelines. Tese de Doutorado, Colorado School of Mines, Golden, EUA, 2013.
- RODRIGUES, H.T. Simulação numérica do escoamento bifásico líquido-gás no padrão de golfadas utilizando um modelo lagrangeano de seguimento de pistões. Dissertação de Mestrado, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2009.
- RODRIGUES, H.T.; MORALES, R.E.M.; MAZZA, R.A.; ROSA, E.S. Modelo algébrico para o seguimento de bolhas em escoamento horizontal gás-líquido no padrão de golfadas. Anais da ABCM - 11º Congresso Brasileiro de Engenharia e Ciências Térmicas, Curitiba, Brasil, 2006.
- RODRIGUES, R.L.P. Caracterização experimental do escoamento bifásico de gás-líquido descendente em golfadas em tubulações levemente inclinadas. Dissertação de Mestrado, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2015.
- ROGERO, E. C. Experimental Investigation of Developing Plug and Slug Flows. Tese de Doutorado, Technische Universität München, Munique, Alemanha, 2009.
- ROSA, E.S.; ALTEMANI, C.A. C. Análise de Escoamentos em Golfadas de Óleos Pesados e de Emulsões Óleo-Água. Relatório, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, Brasil, 2006.
- RUDER, Z.; HANRATTY, T. J. A definition of gas-liquid plug flow in horizontal pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 16, n. 2, p. 233–242, 1990.
- SAKAGUCHI, T.; HAMAGUCHI, H.; SHAKUTSUI, H.; TOMIYAMA, A.; MINAGAWA, H.; HOSOKAWA, S. Estimations of large bubble length, liquid slug length, slug unit length and slug period of gas-liquid two-phase slug flow in vertical pipes. *Japanese Journal of Multiphase Flow*, v. 15, n. 3, p. 288–295, 2011.
- SCHULKES, R. Slug frequencies revisited. Anais do BHRG - 15th International Conference on Multiphase Production Technology, Cannes, França, 2011.
- SHEA, R.H.; EIDSMOEN, H.; NORDSVEEN, M.; RASMUSSEN, J.; XU, Z.G.; NOSSEN, J.O. Slug frequency prediction method comparison. Anais do BHRG - 4th North American Conference on Multiphase Technology, Banff, Canadá, 2004.
- SHOHAM, O. Mechanistic modeling of gas-liquid two-phase flow in pipes. 1ª Edição, Society of Petroleum Engineers, Richardson, EUA, 2006.
- SIMÕES, E.F.; CARNEIRO, J.N.E.; NIECKELE, A.O. Numerical prediction of non-boiling heat transfer in horizontal stratified and slug flow by the Two-Fluid Model. *International Journal of Heat and Fluid Flow*, v. 47, p. 135–145, 2014.
- SLOAN, E.D.; KOH, C.; SUM, A.K. Natural gas hydrates in flow assurance. 1ª Edição, Elsevier Inc., Burlington, EUA, 2011.
- SLOAN, E.D.; KOH, C.A. Clathrate hydrates of natural gases. 3ª Edição, Taylor & Francis Group, Boca Raton, EUA, 2008.
- TAITEL, Y.; BARNEA, D. A consistent approach for calculating pressure drop in inclined slug flow. *Chemical Engineering Science*, v. 45, p. 1199–1206, 1990a.
- TAITEL, Y.; BARNEA, D. Two-Phase Slug Flow. *Advances in Heat Transfer*, v. 20, p. 83–132, 1990b.
- TAITEL, Y.; BARNEA, D. Effect of gas compressibility on a slug tracking model. *Chemical Engineering Science*, v. 53, n. 11, p. 2089–2097, 1998.
- TAITEL, Y.; BARNEA, D. Slug-Tracking Model for Hilly Terrain Pipelines. *SPE Journal*, v. 5, n. 1, p. 102–109, 2000.
- TAITEL, Y.; DUKLER, A.E. A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow. *AIChE Journal*, v. 22, p. 47–55, 1976.

- THAKER, J., BANERJEE, J. On intermittent flow characteristics of gas–liquid two-phase flow (in press). *Nuclear Engineering Design*, 2016, doi:10.1016/j.nucengdes.2016.10.020.
- THÉRON, B. Écoulements diphasiques stationnaires en conduite horizontale. Tese de Doutorado, Institut National Polytechnique de Toulouse, Toulouse, França, 1989.
- TRONCONI, E. Prediction of slug frequency in horizontal two phase slug flow. *AIChE Journal*, v. 36, p. 701–709, 1990.
- TURNER, D.J. Clathrate hydrate formation in water-in-oil dispersions. Tese de Doutorado, Colorado School of Mines, Golden, EUA, 2005.
- VAN HOUT, R.; SHEMER, L.; BARNEA, D. Spatial distribution of void fraction within a liquid slug and some other related slug parameters. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 18, n. 6, p. 831–845, 1992.
- WALLIS, G.B. One dimensional two-phase flow. 1ª Edição, McGraw-Hill, New York, EUA, 1969.
- WANG, X.; GUO, L.; ZHANG, X. An experimental study of the statistical parameters of gas–liquid two-phase slug flow in horizontal pipeline. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, v. 50, p. 2439–2443, 2007.
- WHITE, F.M. Fluid Mechanics. 7ª Edição, McGraw-Hill, New York, EUA, 2009.
- WOLDESEMAYAT, M.A.; GHAJAR, A.J. Comparison of void fraction correlations for different flow patterns in horizontal and upward inclined pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 33, n. 4, p. 347–370, 2007.
- WOODS, B.D.; HANRATTY, T.J. Relation of slug stability to shedding rate. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 22, n. 5, p. 809–828, 1996.
- YOSHIZAWA, C.J. Estudos de modelos para a forma das bolhas em um escoamento intermitente padrão golfadas. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2005.
- ZABARAS, G.J. Prediction of slug frequency for gas/liquid flows. *SPE Journal*, v. 5, n. 3, p. 252–258, 2000.
- ZERPA, L.E.; RAO, I.; AMAN, Z.M.; DANIELSON, T.J.; KOH, C.A.; SLOAN, E.D.; SUM, A.K. Multiphase flow modeling of gas hydrates with a simple hydrodynamic slug flow model. *Chemical Engineering Science*, v. 99, p. 298–304, 2013.
- ZHENG, G.; BRILL, J.P.; TAITEL, Y. Slug flow behavior in a hilly terrain pipeline. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 20, n. 1, p. 63–79, 1994.

APÊNDICE A – COMPILAÇÃO DE CORRELAÇÕES EXPERIMENTAIS PARA O FECHAMENTO E VALIDAÇÃO DO MODELO

Neste apêndice são compiladas correlações experimentais da literatura para escoamentos em golfadas. Estas correlações experimentais são usadas: (i) para o fechamento do modelo (velocidade de translação da célula unitária, frequência do escoamento em golfadas, fração de líquido no pistão, tensão cisalhante e coeficiente de película das estruturas da célula unitária); (ii) para a validação do modelo (gradiente de pressão, fração média de líquido, coeficiente de transferência de calor da mistura); e (iii) para analisar outros fenômenos inerentes à formação de hidratos (viscosidade relativa de uma dispersão). Este apêndice ainda apresenta as relações geométricas para o cálculo dos perímetros molhados, áreas ocupadas e diâmetros hidráulicos das estruturas da célula unitária.

Bassani et al. (2015) apontam que a velocidade de translação e a frequência do escoamento em golfadas são as correlações de fechamento de maior sensibilidade em modelos mecanicistas em regime permanente – o tipo de abordagem utilizada no presente trabalho. A velocidade de translação da célula unitária é essencial para a definição de todos os volumes de controle do modelo e ainda apresenta uma grande sensibilidade na determinação do perfil da bolha alongada (YOSHIZAWA, 2005). Já a frequência do escoamento em golfadas apresenta uma grande sensibilidade quanto ao tamanho das regiões da célula unitária (BASSANI et al., 2016a). Visto que essas duas são as correlações mais sensíveis do modelo, um trabalho de compilação das mesmas é apresentado na Tabela A.1, para a velocidade de translação, e na Tabela A.2, para a frequência. Para o uso da Tabela A.1, utiliza-se a definição proposta por Nicklin et al. (1962), amplamente aceita pela literatura:

$$U_T = C_0 J + C_1 \sqrt{gD} \quad (\text{A.1})$$

sendo que a velocidade de translação depende de dois fenômenos: (i) a inércia da mistura, representado por sua velocidade superficial J ; e (ii) o deslizamento entre as fases, representado pelo termo \sqrt{gD} .

As demais correlações de fechamento são menos sensíveis ao modelo, sendo elas: (i) a fração de líquido no pistão; (ii) as tensões de cisalhamento das estruturas da célula unitária; e (iii) os coeficientes de película das mesmas. A Tabela A.3 apresenta a correlação utilizada no presente trabalho para o cálculo da fração de líquido no pistão e do coeficiente de película das

estruturas. O cálculo das tensões cisalhantes das estruturas é apresentado na Tabela A.4.

A Tabela A.3 ainda apresenta algumas correlações para o cálculo do gradiente de pressão médio do escoamento, do coeficiente de transferência de calor da mistura, da fração de líquido média na célula unitária e da viscosidade relativa da dispersão. A Tabela A.5 apresenta as características geométricas do filme de líquido e da bolha alongada em função do ângulo de molhamento α definido na Figura A.1.

Tabela A.1 – Valores de C_0 e C_I para cálculo da velocidade de translação da célula unitária, eq. (A.1)*.

<i>Autor(es)</i>	C_0	C_I	<i>Inclinação</i>	
Nicklin et al. (1962)	1,2	0,351	V	
Dukler e Hubbard (1975)	$1,022 + 0,021 \ln(Re_j)$	-	H	
Ferré (1979)	1,10 $Fr_j \leq 2,26$	0,44 $Fr_j \leq 2,26$	H	
	1,30 $2,26 < Fr_j < 8,28$	0 $2,26 \leq Fr_j < 8,28$		
	1,02 $Fr_j \geq 8,28$	3 $Fr_j \geq 8,28$		
Bendiksen (1984)	$1,05 + 0,15(\text{sen}\gamma)^2$ $Fr_{jL} < 3,5$	$0,54 \cos\gamma + 0,35\text{sen}\gamma$ $Fr_{jL} < 3,5$	H/I/V	
	1,2 $Fr_{jL} \geq 3,5$	$0,35\text{sen}\gamma$ $Fr_{jL} \geq 3,5$		
Dukler et al. (1985)	1,225	-	H/V	
Théron (1989)	$1,3 - \frac{0,23}{\Gamma} + 0,13(\text{sen}\gamma)^2$	$\left(-0,5 + \frac{0,8}{\Gamma}\right) \cos\gamma + 0,35\text{sen}\gamma$	H/I/V	
Manolis (1995)	1,033 $Fr_j < 2,86$	0,477 $Fr_j < 2,86$	H	
	1,216 $Fr_j \geq 2,86$	0 $Fr_j \geq 2,86$		
Woods e Hanratty (1996)	1,1 $Fr_j < 3,1$	0,52 $Fr_j < 3,1$	H	
	1,2 $Fr_j \geq 3,1$	0 $Fr_j \geq 3,1$		
Castillo (2013)	1,18	0,4	H	
	$\gamma = 0^\circ$	1,26		-0,08
	$\gamma = -4^\circ$	1,38		-0,79
Rodrigues (2015)	$\gamma = -7^\circ$	1,29	-0,40	H/I
	$\gamma = -10^\circ$	1,30	-0,52	
	$\gamma = -13^\circ$	1,20	+0,70	

Sendo: $Fr_j = \frac{J^2}{gD}$, $Fr_L = \frac{j_L^2}{gD}$; $\Gamma = 1 + \left(\frac{Fr_j}{Fr_{crit}} \cos\gamma\right)$, com $Fr_{crit} = 3,5$; $Re_j = \frac{\rho_L JD}{\mu_L}$.

Legenda: H = horizontal; I = inclinado; V = vertical.

*Compilado com a ajuda de Rodrigues (2009) e Morales et al. (2013).

Tabela A.2 – Correlações para a frequência do escoamento em golfadas*.

<i>Autor(es)</i>	<i>Correlação</i>	<i>Inclinação</i>
Gregory e Scott (1969)	$freq = 0,0226 \left[\frac{j_L}{gD} \left(\frac{19,75}{J} + J \right) \right]^{1,2}$	H
Greskovich e Shrier (1972)	$freq = 0,0226 \left[\lambda \left(\frac{2,02}{D} + Fr_J \right) \right]^{1,2}$	H
Heywood e Richardson (1979)	$freq = 0,0434 \left[\lambda \left(\frac{2,02}{D} + Fr_J \right) \right]^{1,02}$	H
Nydal (1991)	$freq = 0,088 \frac{(1,5 + j_L)^2}{gD}$	H
Sakaguchi et al. (2011)	$freq = \left[16100 \left(\frac{D}{J} \right) \left(\frac{j_G}{J} \right)^{1,38} \left(\frac{j_L}{J} \right)^{-0,166} \left(\frac{J}{\sqrt{gD}} \right)^{-0,317} \times \right. \\ \left. \times \left(\frac{\rho_L D J}{\mu_L} \right)^{1,61} \left(\frac{\rho_L D J^2}{\sigma} \right)^{-0,564} \left(\frac{\mu_G}{\mu_L} \right)^{0,333} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{3,04} + 0,087 \right]^{-1}$	V
Tronconi (1990)	$freq = 0,61 \frac{\rho_G U_G}{\rho_L h_G}$ <i>h_G e U_G são a altura e a velocidade do gás em escoamento estratificado, respectivamente</i>	H
Hill e Wood (1990)	$freq = \frac{0,275 J}{3600 D} \cdot 10^{2,68 R_{Le}}$ <i>R_{Le} é a fração de líquido no equilíbrio</i>	H
Hill e Wood (1994)	$freq = \frac{f' J}{3600 D} \frac{1}{(1 - 0,05 j_G) D^{0,3}}$ $f' = -24,726 + 0,00766 e^{9,91209 H'} + 24,721 e^{0,20524 H'}$ $H' = R_{Le} \left(1 - \frac{0,068}{j_L} \right)$	H
Manolis et al. (1995)	$freq = 0,0037 \left[\frac{j_L}{gD} \left(\frac{25,0}{J} + J \right) \right]^{1,8}$	H
Cai et al. (1999)	$freq = 0,018 e^{\sin \gamma} \left[\frac{j_L}{gD} \left(\frac{36}{V_t} + V_t \right) \right]^{1,2}$ <i>V_t = 1,25J</i>	H/I/V
Zabaras (2000)	$freq = \left[0,836 + 2,75 (\sin \gamma)^{0,25} \right] 0,0226 \left[\frac{j_L}{gD} \left(\frac{19,75}{J} + J \right) \right]^{1,2}$	H/I/V
Correlação da Shell (apud ZABARAS, 2000)	$freq = \sqrt{\frac{g}{D}} \left\{ 0,048 Fr_{j_L}^{0,81} + \right. \\ \left. + 0,73 Fr_{j_L}^{2,34} \left[(Fr_{j_L} + Fr_{j_G})^{0,1} - 1,17 Fr_{j_L}^{0,064} \right]^2 \right\}$	H
Fossa et al. (2003)	$freq = \frac{j_G}{D} \frac{0,044 \lambda}{1 - 1,71 \lambda + 0,70 \lambda^2}$	H
Shea et al. (2004)	$freq = 0,47 \frac{j_L^{0,75}}{D^{1,2} L^{0,55}}$ <i>L é o comprimento da tubulação</i>	H

Sendo: $\lambda = \frac{j_L}{J}$; $Fr_J = \frac{J^2}{gD}$; $Fr_{j_L} = \frac{j_L}{\sqrt{gD}}$; $Fr_{j_G} = \frac{j_G}{\sqrt{gD}}$

Legenda: H = horizontal; I = inclinado; V = vertical.

*Compilado com a ajuda de Rodrigues (2009), Schulkes (2011), Morales et al. (2013) e Antunes et al. (2014)

Tabela A.2 (continuação) – Correlações para a frequência do escoamento em golfadas*.

<i>Autor(es)</i>	<i>Correlação</i>	<i>Inclinação</i>
Wang et al. (2007)	$freq = \frac{j_G}{D} \frac{0,05\lambda}{1 - 1,675\lambda + 0,768\lambda^2}$	H
Gokcal et al. (2009)	$freq = 2,816 \frac{j_L}{D} N_\mu^{0,612} \quad N_\mu = \frac{\mu_L}{D^{3/2} \sqrt{\rho_L (\rho_L - \rho_G) g}}$	H
Al-Safran (2009)	$\ln(freq) = 0,8 + 1,53 \ln(U_L) + 0,27 \left(\frac{U_{slip}}{J} \right) - 34,1D$ $U_L = \frac{j_L}{H_{Le}} \quad U_{slip} = \frac{j_G}{1 - H_{Le}} - \frac{j_L}{H_{Le}}$ <i>H_{Le} é a altura de líquido no equilíbrio</i> <i>U_{slip} é a velocidade de deslizamento entre as fases</i>	H
Hernandez-Perez et al. (2010)	$f_h = 0,0226 \left[\frac{j_L}{gD} \left(\frac{19,75}{J} + J \right) \right]^{1,2}$ $f_v = 0,8428 \left[\frac{j_L}{gD} \left(\frac{19,75}{J} + J \right) \right]^{0,25}$	H/I/V
Schulkes (2011)	$freq = \frac{J}{D} \Psi_{(\lambda)} \Phi_{(Re_L)} \Theta_{(\gamma, Fr_L^*)} \quad \Psi_{(\lambda)} = 0,016\lambda(2 + 3\lambda)$ $\Phi_{(Re_L)} = \begin{cases} 12,1 Re_L^{-0,37}, & \text{para } Re_L < 4000 \\ 1, & \text{para } Re_L \geq 4000 \end{cases} \quad Re_L = \frac{\rho_L j_L D}{\mu_L}$ $\Theta_{(\gamma, Fr_L^*)} = \begin{cases} 1 + \frac{2}{Fr_L^*} \operatorname{sgn}(\gamma) \sqrt{ \gamma }, & \text{para } \gamma \leq 0,17 \\ \frac{1,8}{Fr_L^*} (0,6 + 2\gamma - \gamma^2), & \text{para } \gamma > 0,17 \end{cases}$ $Fr_L^* = \frac{j_L}{\sqrt{Dg \cos \gamma}}$	H/I/V
Castillo (2013)	$freq = 0,08 \frac{j_L}{D} \left(\frac{j_L}{j_G} \right)^{0,45}$	H
Rodrigues (2015)	$freq = a_1 \frac{j_G}{D} \exp\left(a_2 \frac{j_L}{J}\right)$	H/I
Thaker e Banerjee (2016)	$freq = \frac{J}{D} \frac{0,036\lambda}{1 - 1,432\lambda + 0,739\lambda^2}$	H

Sendo: $\lambda = \frac{j_L}{J}$; $Fr_J = \frac{J^2}{gD}$; $Fr_{j_L} = \frac{j_L}{\sqrt{gD}}$; $Fr_{j_G} = \frac{j_G}{\sqrt{gD}}$

Legenda: H = horizontal; I = inclinado; V = vertical.

*Compilado com a ajuda de Rodrigues (2009), Schulkes (2011), Morales et al. (2013) e Antunes et al. (2014)

Tabela A.3 – Compilação de correlações experimentais da literatura para o fechamento e validação do modelo.

<i>Tipo</i>	<i>Autor(es)</i>	<i>Equação</i>
Fração de líquido no pistão ^a	Gomez et al. (2000)	$R_{GS} = 1 - \exp(-0.45\gamma + 2.48 \times 10^{-6} \text{Re})$ $\text{Re} = \frac{\rho_L JD}{\mu_L}$
Volume médio das bolhas dispersas	Regredido de Rogero (2009)	$\forall_{GS} = (38,058J^2 - 167,41J + 252,63) \times 10^{-9} \text{ [m}^3\text{]}$
Fator de intermitência	Rosa e Altemani (2006)	$\beta = 0,853 \frac{j_G}{J} + 0,207$
Gradiente de pressão (ou fator de atrito da mistura) ^b	Lockhart e Martinelli (1949) e Chisholm (1967)	$\frac{dP}{dL}\Big _{TP} = \frac{dP}{dL}\Big _{SL} \phi_L^2 \quad \phi_L^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2}$ $X = \left(\frac{dP}{dL}\Big _{SL} / \frac{dP}{dL}\Big _{SG} \right)^{1/2} = \sqrt{\frac{f_{SL} \rho_L j_L^2}{f_{SG} \rho_G j_G^2}}$ <p>X = parâmetro de Lockhart-Martinelli C = valor tabelado por Chisholm (1967) e dependente do regime de escoamento das fases líquida e gasosa</p>
	García et al. (2007)	$f_m = F_2 + \frac{(F_1 - F_2)}{\left(1 + \left(\frac{\text{Re}}{t}\right)^c\right)^d}$ $F_1 = a_1 \text{Re}^{b_1} \quad F_2 = a_2 \text{Re}^{b_2} \quad \text{Re} = \rho_L JD / \mu_L$ <p>a_1, a_2, b_1, b_2, c e d são valores tabelados e dependentes do padrão do escoamento e da fração de líquido</p>
Fração de líquido média no escoamento ^c	Chisholm (1967)	$R_{LU} = 1 - (1 + X^{0,8})^{-0,378}$ <p>X = parâmetro de Lockhart-Martinelli</p>
	Beggs e Brill (1973)	$R_{LU} = 0,845 \left(\frac{j_L}{J}\right)^{0,5351} Fr_J^{-0,0173} \quad Fr_J = \frac{J^2}{gD}$ <p>(Escoamento em golfadas horizontal)</p>
Coefficiente de transferência de calor da estrutura ^d	Gnielinski (1976)	$h_{\phi\nu} = \frac{(f_{\phi\nu} / 8)(\text{Re}_{\phi\nu} - 1000) \text{Pr}_{\phi}}{1 + 12,7(f_{\phi\nu} / 8)^{1/2} (\text{Pr}_{\phi}^{2/3} - 1) D_{H,\phi\nu}} \frac{k_{\phi}}{D_{H,\phi\nu}}$ $f_{\phi\nu} = [0,790 \ln(\text{Re}_{\phi\nu}) - 1,64]^{-2}$

Para uma compilação mais detalhada, consultar:

^aRodrigues (2009) e Morales et al. (2013).

^bShoham (2006) e García et al. (2007).

^cWoldesemayat e Ghajar (2007).

^dIncropera et al. (2007).

Tabela A.3 (continuação) – Compilação de correlações experimentais da literatura.

<i>Tipo</i>	<i>Autor(es)</i>	<i>Equação</i>
Coeficiente de transferência de calor da mistura ^e	Kim e Ghajar (2006)	$\frac{h_m}{h_L} = F_P \left\{ 1 + C \left[\left(\frac{X}{1-X} \right)^m \left(\frac{1-F_P}{F_P} \right)^n \left(\frac{\text{Pr}_G}{\text{Pr}_L} \right)^p \left(\frac{\mu_G}{\mu_L} \right)^q I^r \right] \right\}$ $F_P = R_L + R_G F_S^2 \quad F_S = \frac{2}{\pi} \tan^{-1} \left(\sqrt{\frac{\rho_G (U_G - U_L)^2}{gD(\rho_L - \rho_G) \cos \gamma}} \right)$ $I = 1 + \frac{gD(\rho_L - \rho_G) \sin \gamma}{\rho_L j_L^2}$
		<p>$C, m, n, p, q, r =$ constantes dependentes do padrão de escoamento</p> <p>$F_S =$ fator de forma</p> <p>$F_P =$ fator de padrão de escoamento</p> <p>$I =$ fator de inclinação</p> <p>$X =$ título</p>
		$h_m = h_{LS} \frac{L_S}{L_U} + \left(\frac{h_{LB} S_{LB} + h_{GB} S_{GB}}{\pi D} \right) \frac{L_B}{L_U}$ <p>(Temperatura externa constante)</p>
	França et al. (2008)	$\frac{1}{h_m} = \frac{1}{h_{LS}} \frac{L_S}{L_U} + \left(\frac{\pi D}{h_{LB} S_{LB} + h_{GB} S_{GB}} \right) \frac{L_B}{L_U}$ <p>(Fluxo de calor constante)</p>
	Bassani et al. (2016b)	$h_m = \left(h_{LB} \frac{S_{LB}}{S} \frac{L_B}{L_U} + h_{LS} \frac{S_{LS}}{S} \frac{L_S}{L_U} - \frac{\kappa \dot{m}_{Lx} C_L}{S L_U} \right) \frac{j_L}{R_{LU} U_T}$ <p>(Temperatura externa constante)</p>
Viscosidade da dispersão ^f	Einstein (apud PEKER e HELVACI, 2007)	$\tilde{\mu}_L = \mu_L \left(1 + 2,5 \frac{R_{HU}}{\tilde{R}_{LU}} \right)$
	Krieger e Dougherty (1959)	$\tilde{\mu}_L = \mu_L \left(1 - \frac{R_{HU}}{0,63 \tilde{R}_{LU}} \right)^{-1,575}$
	Thomas (apud KITANOVSKI e POREDOŠ, 2002)	$\tilde{\mu}_L = \mu_L \left[1 + 2,5 \left(\frac{R_{HU}}{\tilde{R}_{LU}} \right) + 10,05 \left(\frac{R_{HU}}{\tilde{R}_{LU}} \right)^2 + 0,00273 \exp \left(16 \frac{R_{HU}}{\tilde{R}_{LU}} \right) \right]$

Para uma compilação mais detalhada, consultar:

^eGhajar (2004) e Ghajar e Tang (2009).

^fKitanovski e Poredoš (2002) e Peker e Helvaci (2007).

Tabela A.4 – Tensão de cisalhamento das estruturas da célula unitária.

<i>Parâmetro</i>	<i>Equação</i>
Tensões de cisalhamento	$\tilde{\tau}_{LB} = \tilde{f}_{LB} (\tilde{\rho}_L \tilde{U}_{LB} \tilde{U}_{LB} / 2)$
	$\tau_{GB} = f_{GB} (\rho_G U_{GB} U_{GB} / 2)$
	$\tau_i = f_i (\rho_G U_{GB} - \tilde{U}_{LB} (U_{GB} - \tilde{U}_{LB}) / 2)$
	$\tilde{\tau}_{LS} = \tilde{f}_{LS} \tilde{\rho}_L \tilde{U}_{LS} \tilde{U}_{LS} / 2$
Fatores de atrito das estruturas* ($\phi_{\psi} = LB, LS, GB$) e da interface (i)	$f_{\phi_{\psi}} = \begin{cases} 64/Re_{\phi_{\psi}} & Re_{\phi_{\psi}} < 2300 \\ 0,3164/Re_{\phi_{\psi}}^{0,25} & Re_{\phi_{\psi}} \geq 2300 \end{cases}$ $f_i = 0,014$
Número de Reynolds das estruturas	$Re_{LB} = \tilde{\rho}_L \tilde{U}_{LB} D_{H,LB} / \tilde{\mu}_L$ $Re_{GB} = \rho_G U_{GB} D_{H,GB} / \mu_G$ $Re_{LS} = \tilde{\rho}_L \tilde{U}_{LS} D / \tilde{\mu}_L$

*Para uma compilação mais detalhada, consultar White (2009).

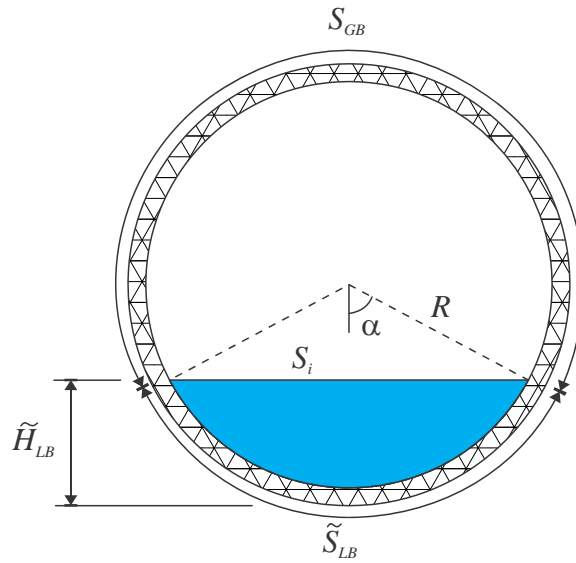


Figura A.1 – Seção transversal da tubulação na região da bolha alongada.

Tabela A.5 – Relações geométricas para escoamento em golfadas horizontal.

<i>Parâmetro</i>	<i>Equação</i>
Altura do filme de líquido	$\tilde{H}_{LB} = \frac{D}{2}(1 - \cos \alpha)$
Área ocupada pelo líquido do filme	$\tilde{A}_{LB} = \frac{D^2}{4}(\alpha - \sin \alpha \cos \alpha)$
Área ocupada pelo gás da bolha	$A_{GB} = A - \tilde{A}_{LB} = \frac{D^2}{4}[\pi - \alpha + \sin \alpha \cos \alpha]$
Fração de líquido na região da bolha alongada	$\tilde{R}_{LB} = \frac{\tilde{A}_{LB}}{A}$
Fração de gás na região da bolha alongada	$R_{GB} = 1 - \tilde{R}_{LB} = \frac{A_{GB}}{A}$
Perímetro da parede molhado pelo filme de líquido	$\tilde{S}_{LB} = \alpha D$
Perímetro da parede molhado pela bolha alongada	$S_{GB} = (\pi - \alpha) D$
Perímetro molhado da interface	$S_{i, LB} = D \sin \alpha$
Área de contato da interface bolha/filme	$A_{i, B} = DL_B \sin \alpha$
Diâmetro hidráulico do filme de líquido	$\tilde{D}_{H, LB} = \frac{4\tilde{A}_{LB}}{S_{LB}}$
Diâmetro hidráulico do gás na bolha	$D_{H, GB} = \frac{4A_{GB}}{S_{GB}}$
Varição de \tilde{R}_{LB} com a altura do filme de líquido	$\frac{d\tilde{R}_{LB}}{d\tilde{H}_{LB}} = \frac{4}{\pi D} \sqrt{\left(1 - \left(\frac{2\tilde{H}_{LB}}{D} - 1\right)^2\right)}$

APÊNDICE B – AVALIAÇÃO DE PROPRIEDADES

Este apêndice apresenta o método de avaliação das propriedades das fases, da dispersão e da mistura. O modelo para escoamento trifásico água-gás-hidrato utiliza abordagem homogênea para a avaliação das propriedades da mistura e da dispersão, seguindo as seguintes hipóteses:

- i) A massa específica do gás é desprezível em relação às massas específicas do líquido e dos hidratos;
- ii) A viscosidade do líquido com bolhas dispersas é considerada igual à do próprio líquido;
- iii) A capacidade térmica do gás é desprezível em relação à do líquido e dos hidratos, decorrente da hipótese (i);
- iv) Não existem bolhas dispersas na região do filme de líquido.

Propriedades da mistura

As propriedades da mistura são utilizadas para avaliação do coeficiente de transferência de calor da mistura, eq. (3.58). As propriedades da mistura são as propriedades médias das três fases envolvidas no escoamento. A massa específica da mistura pode ser definida a partir de um balanço de massa como:

$$\rho_m = \rho_L R_{LU} + \rho_G R_{GU} + \rho_H R_{HU} \approx \rho_L R_{LU} + \rho_H R_{HU} \quad (\text{B.1})$$

O calor específico é avaliado a partir de um balanço de energia conforme:

$$c_m = \frac{\dot{m}_L c_L + \dot{m}_G c_G + \dot{m}_H c_H}{\dot{m}_m} \approx \frac{\dot{m}_L c_L + \dot{m}_H c_H}{\dot{m}_m} = \frac{\rho_L j_L c_L + \rho_H j_H c_H}{\rho_L j_L + \rho_H j_H} \quad (\text{B.2})$$

sendo a vazão mássica da fase ϕ e a vazão mássica da mistura definidas respectivamente por:

$$\dot{m}_\phi = \rho_\phi j_\phi A \quad (\text{B.3})$$

$$\dot{m}_m = \rho_L j_L A + \rho_G j_G A + \rho_H j_H A \approx \rho_L j_L A + \rho_H j_H A \quad (\text{B.4})$$

Propriedades da dispersão

A dispersão é composta pelo hidrato em suspensão no líquido, homogêneamente distribuído, seja no pistão ou no filme. Além disso, pela hipótese de não deslizamento sólido-líquido, mostrou-se que a proporção de líquido para hidrato é constante em toda a célula

unitária e dependente apenas das velocidades superficiais, eq. (3.27). Assim, as propriedades da dispersão são constantes ao longo de toda a célula unitária. Para a massa específica:

$$\tilde{\rho}_{LB} \approx \tilde{\rho}_{LS} \approx \tilde{\rho}_{LU} \approx \tilde{\rho}_L \quad (\text{B.5})$$

Avaliando a massa específica da dispersão por um modelo homogêneo entre as fases líquida e gasosa:

$$\tilde{\rho}_L = \frac{\rho_L R_L + \rho_H R_H}{R_L + R_H} = \frac{\rho_L R_L + \rho_H R_H}{\tilde{R}_L} = \rho_L \frac{R_L}{\tilde{R}_L} + \rho_H \frac{R_H}{\tilde{R}_L} \quad (\text{B.6})$$

sabendo que $R_L + R_H = \tilde{R}_L$. Porém, as razões R_L/\tilde{R}_L e R_H/\tilde{R}_L são funções das velocidades superficiais do líquido e dos hidratos, eqs. (3.29) e (3.30). Assim:

$$\tilde{\rho}_L = \left(\rho_L + \frac{j_H}{j_L} \rho_H \right) \left(1 + \frac{j_H}{j_L} \right)^{-1} \quad (\text{B.7})$$

As demais propriedades da dispersão podem ser avaliadas de forma similar. Logo, a condutividade e a difusividade térmica são dadas por:

$$\tilde{k}_L = \left(k_L + \frac{j_H}{j_L} k_H \right) \left(1 + \frac{j_H}{j_L} \right)^{-1} \quad (\text{B.8})$$

$$\tilde{\alpha}_L = \left(\alpha_L + \frac{j_H}{j_L} \alpha_H \right) \left(1 + \frac{j_H}{j_L} \right)^{-1} \quad (\text{B.9})$$

O número de Prandtl da dispersão é definido como:

$$\tilde{Pr}_L = \frac{\tilde{c}_L \tilde{\mu}_L}{\tilde{\alpha}_L} \quad (\text{B.10})$$

sendo o calor específico da dispersão considerado aproximadamente igual ao calor específico da mistura $\tilde{c}_L \approx c_m$, eq. (B.2). A viscosidade da dispersão é calculada a partir da correlação de Krieger e Dougherty (1959) para partículas esféricas:

$$\tilde{\mu}_L = \mu_L \left(1 - \frac{R_H/\tilde{R}_L}{0,63} \right)^{-1,575} \quad (\text{B.11})$$

Finalmente, a tensão superficial entre a dispersão e o gás pode ser aproximada pela tensão superficial entre o líquido e o gás, i.e., $\tilde{\sigma} \approx \sigma$.

Propriedades das fases

As propriedades do líquido e do gás – no presente trabalho, água e metano – são calculados pelo programa REFPROP (LEMMON et al., 2013). O programa em *Fortran 90* do modelo proposto foi acoplado com as *dll's* em *FORTTRAN 77* fornecidas pelo REFPROP. As propriedades dos hidratos – no presente trabalho, hidratos de metano com estrutura do tipo I – foram avaliadas conforme Jung et al. (2010). A curva de equilíbrio de hidratos foi avaliada pelo programa *CSMGem* (BALLARD e SLOAN, 2002, 2004a, 2004b; JAGER et al., 2003).