**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS**

Pedro José Miranda Lugo

**Levantamento de dados e modelagem da separação de gás em
um separador gravitacional do tipo shroud invertido**

São Carlos

2019

Pedro José Miranda Lugo

**Levantamento de dados e modelagem da separação de gás em
um separador gravitacional do tipo shroud invertido**

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Ciências - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica.

Área de concentração: Termociências e Mecânica dos Fluidos

Orientador: Prof. Dr. Oscar M. H. Rodriguez

VERSÃO CORRIGIDA

São Carlos

2019

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

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca Prof. Dr. Sérgio Rodrigues Fontes da
EESC/USP com os dados inseridos pelo(a) autor(a).

L9511 Lugo, Pedro José Miranda
Levantamento de dados e modelagem da separação de
gás em um separador gravitacional do tipo shroud
invertido / Pedro José Miranda Lugo; orientador Oscar
Mauricio Hernandez Rodriguez. São Carlos, 2019.

Dissertação (Mestrado) - Programa de
Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e Área de
Concentração em Termociências e Mecânica dos Fluidos --
Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de
São Paulo, 2019.

1. Eficiência de separação. 2. Separador
gravitacional. 3. Separador gás-líquido. 4. Shroud
invertido. 5. Diâmetro de bolha. 6. Dissipação de
energia cinética turbulenta. 7. Enxame de bolhas. 8.
Plunging jet. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro **PEDRO JOSÉ MIRANDA LUGO**.

Título da dissertação: "Levantamento de dados e modelagem da separação de gás em um separador gravitacional do tipo shroud invertido".

Data da defesa: 01/11/2018.

Comissão Julgadora:

Resultado:

Prof. Associado **Oscar Mauricio Hernandez Rodriguez**
(Orientador)
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

Aprovado.

Prof. Dr. **Nivaldo Aparecido Correa**
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

Aprovado

Prof. Dr. **Marcelo Souza de Castro**
(Universidade Estadual de Campinas/UNICAMP)

Aprovado

Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica:
Prof. Associado **Gherhardt Ribatski**

Presidente da Comissão de Pós-Graduação:
Prof. Associado **Luís Fernando Costa Alberto**

*Este trabalho é dedicado aos meus pais, irmãos e padrinhos, por serem minha
motivação e fortaleza nos momentos mais difíceis desta aventura.*

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus por ter me dado a oportunidade de sair do meu país para estudar no exterior, em uma instituição de educação reconhecida como a Universidade de São Pablo. Agradeço pela minha saúde e da minha família durante todo o tempo que nos mantivemos longe um dos outros. Obrigado meu Deus.

Ao meu orientador Oscar M. H. Rodriguez por ter acreditado em mim apesar de não me conhecer, pela oportunidade de fazer parte do seu grupo de pesquisa e, ainda mais importante, por todas as conversas que tivemos ao longo deste trabalho. Realmente foram de grande ajuda e valor para mim, não somente na pesquisa mas também no meu crescimento pessoal.

Ao Luis E. Ortiz-Vidal, que foi meu co-orientador embora não esteja escrito oficialmente em nenhuma parte desta dissertação. Obrigado por todos o aprendizado que tive ao seu lado, pelos conselhos e amizade sincera.

À equipe técnica do Laboratório de Engenharia Térmica e Fluidos (LETeF), especialmente ao engenheiro Jorge Nicolau dos Santos e aos técnicos Helio Trebi e Roberto Prata, por toda a ajuda e suporte técnico que me ofereceram durante o trabalho experimental.

Ao Marcel Barbosa, Douglas Sansão, Marlon Hernández e Johan Castro, pela ajuda e sugestões durante as campanhas experimentais, pela amizade sincera e pelo apoio nos momentos mais difíceis deste trabalho.

Aos meus amigos e colegas do LeTEF o do LEMI, Victor, Álvaro, Fernando Quintino, Fernando Misina, Rubens, Rhandrey, Reza, Joseph, Norman, Gustavo, André, Daniel, Carlos Marlon, Arthur, Tiago e Davi, obrigado por compartilharem comigo tantas experiências legais durante todo este tempo.

Aos meus amigos colombianos, Luis, Arnol, Daniel Acebedo, Laura, David, Barragan, Daniel Rojas, Sebastian Grass e Jonathan, pelas conversas no bandeirão, pelos churrascos, pelo apoio incondicional e por serem uma família para mim.

À Iara e Ana Paula pela boa disposição e toda a atenção que me ofereceram sempre que precisei da ajuda delas na secretária.

Ao Brasil e sua gente, à Fundação para o Incremento da Pesquisa e do Aperfeiçoamento Industrial (FIPAI) e à empresa Petróleo Brasileiro S.A. (PETROBRAS) pela bolsa de estudo e o financiamento deste projeto de pesquisa.

Finalmente, agradeço a Dánika, Karim e Pedro Luis, por todo o amor, apoio e conselhos que me deram desde que comecei a aventura chamada Brasil. Obrigado por estarem sempre do meu lado e por compartilharem comigo os melhores momentos neste país. Eu amo vocês.

“Era lo último que iba quedando de un pasado cuyo aniquilamiento no se consumaba, porque seguía aniquilándose indefinidamente, consumiéndose dentro de sí mismo, acabándose a cada minuto pero sin acabar de acabarse jamás.”

Cien años de soledad.

Gabriel García Márquez, Premio Nobel de Literatura 1982.

RESUMO

LUGO, PEDRO J. M. **Levantamento de dados e modelagem da separação de gás em um separador gravitacional do tipo shroud invertido**. 2019. 147p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2019.

Para reduzir a quantidade de gás na sucção da bomba, separadores gás-líquido são empregados a montante do sistema de bombeamento, destacam-se os separadores centrífugos, helicoidais e gravitacionais. Estudos desenvolvidos em um separador gravitacional do tipo Shroud-Invertido (IS) indicam que é possível alcançar a separação total de gás, *i.e.*, eficiências maiores que 97%. Um modelo semi-analítico do separador em posição inclinada foi desenvolvido para prever a região de separação total. Contudo, resultados experimentais sugerem que o modelo superestima a fronteira dessa região e não incorpora adequadamente os efeitos da dissipação de energia cinética turbulenta no interior do separador. Neste trabalho se avaliou experimentalmente a eficiência de separação de gás em um separador-IS, tanto em posição inclinada quanto na vertical. Além disso, estudou-se a distribuição estatística do diâmetro das bolhas produzidas pelo choque entre um líquido escoando em superfície livre descendente e uma interface gás-líquido em uma região anular. Técnicas visuais foram utilizadas no intuito de estudar os fenômenos de entranhamento de ar, quebra de bolhas e dissipação de energia cinética turbulenta no interior do separador. Os resultados mostraram maiores eficiências de separação de gás para o separador IS na posição $\beta=45^\circ$, seguido pelo separador na vertical e inclinado $\beta=15^\circ$, respectivamente. Mapas adimensionais de eficiência de separação foram levantados para as três posições testadas. Para o separador inclinado, foi desenvolvida uma expressão para determinar o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta, a qual ajustou o modelo semi-analítico para prever o comprimento mínimo do nível anular interno que garante a separação total de gás e o diâmetro de bolha no interior do separador. A correlação proposta apresentou resultados satisfatórios para todas as condições experimentais testadas neste trabalho. No caso do separador na vertical, foi proposta uma correlação empírica que prevê a eficiência de separação de gás, uma vez conhecida a vazão de líquido e o diferencial de pressão dado entre as pressões do casing/revestimento e da atmosfera. Ainda, esta correlação fornece as condições operacionais ótimas dada uma eficiência de separação específica e, acredita-se que possui fundamentos teóricos e potencial de servir para o escalonamento do *Shroud-Invertido* em condições de campo com óleos de baixa viscosidade.

Palavras-chave: Eficiência de separação. Separador gravitacional. Separador gás-líquido. Shroud invertido. Diâmetro de bolha. Dissipação de energia cinética turbulenta. Enxame de bolhas. Plunging jet.

ABSTRACT

LUGO, PEDRO J. M. **Data collection and gas separation modeling in an Inverted-Shroud gravitational separator**. 2019. 147p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2019.

The presence of free gas upstream of any pumping system reduces its efficiency, decreases the production rate and increases the parts replacement frequency and maintenance shutdowns. In practice, to reduce free gas at the pump suction, gas-liquid separators are installed upstream the pumping system. There are different gas-liquid separators. Among these, centrifugal, helicoid and gravitational separators stand out. Developed studies in an Inverted-Shroud gravitational separator (IS-separator) indicate that it is possible to reach total-gas-separation, *i.e.*, efficiencies of gas separation (EGS) greater than 97%. A semi-analytical model was proposed to predict the total-gas-separation region, nevertheless, this model overestimates the border of that region and neither incorporate suitably the turbulent kinetic energy dissipation effects inside the separator. In this study, we evaluated experimentally the efficiency of gas separation in an IS-separator, both in a tilted and vertical position. Furthermore, we studied the statistical distribution of bubble size produced by the impact between a downward free-surface flow and a gas-liquid interface in an annular region. Optical techniques were used to study the phenomena of air entrainment, breaking bubbles and turbulent kinetic energy dissipation after the impact. The results showed higher efficiencies of gas separation for the IS-separator in position $\beta=45^\circ$, followed by the vertical separator and inclined $\beta=15^\circ$, respectively. Dimensionless maps of efficiency of gas separation were presented for the three tested positions. For the inclined separator, we developed an experimental expression to determinate the turbulent kinetic energy dissipation length, which adjusted the analytical model to predict the minimum internal annular level length that ensures the total-gas-separation and the bubble diameter inside the separator. In the case of the vertical separator, we proposed an empirical correlation to provide the efficiency of gas separation, once the liquid flow and the pressure differential between the casing and the atmosphere are known. This correlation might also be used to provide the optimal operating condition given a specific efficiency and we believe that it has theoretical foundations and potential to serve for the scaling of Inverted-Shroud under field conditions with low viscosity oils.

Keywords: Efficiency of separation. Gravitational separator. Gas-liquid separator. Inverted-Shroud. Bubble diameter. Turbulent kinetic energy dissipation. Bubbles swarm. Plunging jet.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Produção de petróleo bruto em milhões de toneladas de óleo equivalente (Mtoe) no ano 2016.	36
Figura 2 – Consumo total de petróleo em milhões de toneladas de óleo equivalente (Mtoe) no ano 2016.	36
Figura 3 – Sistema de bombeio centrífugo submerso. (a) Componentes do sistema (b) Detalhe do estágio de uma BCS.	38
Figura 4 – Distribuição geométrica e fenomenologia do separador <i>Shroud-Invertido</i> (a) Geometria e tipos de escoamentos do separador IS, (b) Enxame de bolhas geradas no NAI.	42
Figura 5 – Separador <i>Shroud-Invertido</i> (IS) na posição vertical.	43
Figura 6 – Separador <i>Shroud-Invertido</i> (IS) inundado.	44
Figura 7 – Separador <i>Shroud-Invertido</i> (IS) afogado.	45
Figura 8 – Tipos de deformação de um glóbulo (a) Lenticular, (b) Cigar-Shape, (c) Bulgy.	46
Figura 9 – Padrões de escoamento que causam deformação (a) Paralelo, (b) Hiperbólico plano, (c) Hiperbólico axissimétrico, (d) Escoamento Couette, (e) Escoamento rotativo.	46
Figura 10 – Representação esquemática da formação de bolhas devido a um jato líquido mergulhando em uma superfície estagnada.	57
Figura 11 – Segmentação elemento.	60
Figura 12 – Separador gravitacional piloto tipo <i>Shroud-Invertido</i> em posição vertical.	64
Figura 13 – Representação esquemática do separador piloto <i>Shroud-Invertido</i> instalado no LETeF. As letras representam os componentes da instalação experimental, enquanto os números indicam os instrumentos de medição.	65
Figura 14 – Descrição dos diâmetros e regiões anulares que compõem o separador <i>Shroud-Invertido</i>	67
Figura 15 – Configuração da seção de teste.	67
Figura 16 – (a) Tanque separador de água-óleo de placas coalescentes (b) Tanque de água com válvula de saída para a bomba a montante do separador <i>Shroud-Invertido</i>	68
Figura 17 – (a) Bomba de água a montante (b) Inversor de frequência da bomba de água.	68
Figura 18 – (a) Compressor de ar do tipo parafuso. (b) Sistema de tanques pneumáticos de armazenagem de ar.	69
Figura 19 – (a) Tanque decantador a jusante (b) Coriolis e válvula de agulha a jusante.	69
Figura 20 – Sistema de retorno de líquido. (a) Bomba a jusante e tanque intermediário de líquido (b) Variador de frequência da bomba a jusante.	70
Figura 21 – Sistema de medidores de vazão de água. (a) Medidor tipo paleta Badger Meter modelo OGT HF (b) Medidor tipo vortex Oval modelo Ex Delta.	71

Figura 22 – Medidor Coriolis e válvula de agulha a montante do separador IS.	71
Figura 23 – Pannel frontal do programa de aquisição de dados utilizado durante a campanha experimental. Implementado no LabVIEW ® 17.	72
Figura 24 – Instalação experimental para estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha na região anular interna do separador IS.	77
Figura 25 – Testes para determinação dos erros de curvatura e distorção associados à espessura do tubo <i>Shroud</i> e os efeitos da refração entre os fluidos (glicerina-água).	79
Figura 26 – Representação esquemática das posições de filmagem do enxame de bolhas gerado na região anular interna do separador IS. $L_1, L_2, \dots, L_6$ representam as 6 posições de filmagem L_{lente} , enquanto NAI 1, NAI 2, ..., NAI 6 indicam as posições do NAI. A câmera de vídeo de alta velocidade e a lâmpada LED foram instalados 228 cm da entrada do tubo de produção.	80
Figura 27 – Montagem sistema câmera-lâmpada (a) Processo de filmagem de um ponto experimental (b) Detalhe da filmagem de um enxame de bolhas.	80
Figura 28 – Processamento de imagem considerado para análises dos dados. (a) Imagem original, (b) Complemento modificado, (c) Imagem binarizada, (d) Transformada Watershed, (e) Regiões extraídas e plotadas para visualização.	82
Figura 29 – Representação do volume de controle analisado (linha tracejada vermelha) junto com a localização do NAI e L_{nai}	84
Figura 30 – Seção transversal do separador IS. Parâmetros geométricos da região anular interna e do escoamento em superfície livre.	87
Figura 31 – Comparação dos diâmetros de bolhas experimentais coletados por Barbosa (2015) e a correlação para a previsão do diâmetro de bolha máximo proposto por Hinze (1955).	90
Figura 32 – Variação da eficiência de separação de gás (ESG) com o nível anular interno (NAI) e a vazão de água (Q_l) no separador IS inclinado $\beta=45^\circ$	94
Figura 33 – Variação da eficiência de separação de gás (ESG) com o diferencial de pressão ($\Delta P = P_{rev} - P_{atm}$) e a vazão de água (Q_l) no separador IS inclinado $\beta=45^\circ$	95
Figura 34 – Mapa de eficiência de separação de gás (ESG) adimensional associando os números número de Euler (Eu) e número de Weber modificado (We^*) para o separador inclinado $\beta=45^\circ$	96
Figura 35 – Mapa de eficiência de separação de gás (ESG) adimensional incorporando o número de Euler (Eu), número de Weber modificado (We^*) e número de capilaridade (Ca) para o separador inclinado $\beta=45^\circ$	96
Figura 36 – Variação do diâmetro de bolha (d_b) ao longo do enxame de bolha no separador IS inclinado $\beta=45^\circ$ (a) para $Q_l=15\text{ l/min}$, (b) para $Q_l=25\text{ l/min}$	98

Figura 37 – Distribuição estatística do diâmetro de bolha equivalente na região anular interna (AI) do separador IS inclinado $\beta=45^\circ$ para cada posição de filmagem (L_{lente}) para uma vazão de água $Q_l=15\text{ l/min}$. As primeiras 4 posições representam a região dominada pela turbulência, onde as bolhas quebram, incrementado o número de bolhas detectadas com menor diâmetro. As últimas 2 posições indicam a região de estabilização dos diâmetros, caracterizada pelo menor número de bolhas detectadas.	100
Figura 38 – Relação do comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}) e do comprimento do escoamento em bolhas (L_{turb}) com a eficiência de separação de gás (η). A seta indica a sequência seguida para o ajuste das correlações L_{dis} e L_{turb}	103
Figura 39 – Comparação do modelo para a previsão da separação de gás total ($ESG \geq 97\%$), calculado a partir das correlações L_{dis} e L_{turb} , com o banco de dados experimentais para $\beta=15^\circ$	105
Figura 40 – Comparação do modelo de separação total de gás, calculado a partir das correlações L_{dis} e L_{turb} , com o banco de dados experimentais para $\beta=45^\circ$	105
Figura 41 – Comparação do modelo de separação total de gás, calculado a partir das correlações L_{dis} e L_{turb} , com o banco de dados experimentais para $\beta=60^\circ$	106
Figura 42 – Comparação do modelo para a previsão do diâmetro de bolha com os dados experimentais coletados no presente trabalho com o separador IS inclinado $\beta=15^\circ$. A linha sólida representa o diâmetro previsto pelo modelo semi-analítico, calculado a partir da Equação 4.7 e da correlação L_{dis}	107
Figura 43 – Comparação do modelo para a previsão do diâmetro de bolha com os dados experimentais coletados no presente trabalho e por Barbosa (2015) com o separador IS inclinado $\beta=45^\circ$. A linha sólida representa o diâmetro previsto pelo modelo semi-analítico, calculado a partir da Equação 4.7 e da correlação L_{dis}	107
Figura 44 – Variação da eficiência de separação de gás (ESG) com o nível anular interno (NAI) e a vazão de água (Q_l) no <i>Shroud-Invertido</i> inclinado $\beta=90^\circ$	109
Figura 45 – Variação da eficiência de separação de gás (ESG) com o diferencial de pressão ($\Delta P = P_{rev} - P_{atm}$) e a vazão de água (Q_l) no <i>Shroud-Invertido</i> inclinado $\beta=90^\circ$	109
Figura 46 – Mapa de eficiência de separação de gás (ESG) adimensional em função do número de Euler (Eu) e do número de Weber modificado (We^*) para $\beta=90^\circ$	110
Figura 47 – Variação do diâmetro de bolha (d_b) ao longo do enxame de bolhas no separador vertical para $Q_l=15\text{ l/min}$	112
Figura 48 – Distribuição estatística do diâmetro de bolha equivalente na região anular interna (AI) do separador IS na vertical, para cada posição de filmagem (L_{lente}) e uma vazão de água $Q_l=15\text{ l/min}$	113

Figura 49 – Mapas de eficiência de separação de gás para o <i>Shroud</i> -Invertido inclinado $\beta=15^\circ$	127
Figura 50 – Variação do diâmetro de bolha (d_b) ao longo do enxame de bolha no separador inclinado $\beta=15^\circ$ para $Q_l=45$ l/ min.	128
Figura 51 – Distribuição estatística do diâmetro de bolha equivalente na região anular interna (AI) do separador IS inclinado $\beta=15^\circ$, para cada posição de filmagem (L_{lente}) e uma vazão de água $Q_l=45$ l/ min.	128
Figura 52 – Distribuição estatística do diâmetro de bolha equivalente na região anular interna (AI) do separador IS inclinado $\beta=45^\circ$, para cada posição de filmagem (L_{lente}) e uma vazão de água $Q_l=25$ l/ min.	129
Figura 53 – Bancada experimental para estudo do fenômeno de entranhamento de ar em um sistema plunging jet.	131
Figura 54 – Representação esquemática dos componentes e das principais variáveis consideradas no estudo do fenômeno de entranhamento de ar em um sistema plunging jet.	132
Figura 55 – Procedimento de coleta de dados experimentais (a) Processo de calibração da lente (b) Processo de filmagem.	134
Figura 56 – Processamento de imagem considerado para análises dos dados. (a) Imagem em escala cinza, (b) Imagem binarizada, (c) Imagem dilatada, (d) Altura de penetração.	135
Figura 57 – (a) Geometria característica da região bifásico produto do entranhamento de ar. (b) Determinação da profundidade de penetração.	136
Figura 58 – Imagens instantâneas para diferentes vazões de líquido e alturas do bocal. (a) $Q_l= 20$ % l/ min, $H_n=5$ cm; (b) $Q_l= 20$ % l/ min, $H_n=10$ cm; (c) $Q_l= 40$ % l/ min, $H_n=10$ cm; (d) $Q_l= 40$ % l/ min, $H_n=20$ cm.	137
Figura 59 – Profundidade de penetração média (Z) em função da vazão de líquido (Q_l) para diferentes altura do bocal (H_n).	138

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Grupos adimensionais que intervêm na deformação de partículas.	47
Tabela 2 – Configurações geométricas de trabalhos reportados na literatura.	58
Tabela 3 – Componentes do separador piloto <i>Shroud</i> -Invertido.	66
Tabela 4 – Instrumentos de medição do separador piloto <i>Shroud</i> -Invertido	66
Tabela 5 – Diâmetros do separador <i>Shroud</i> -Invertido.	67
Tabela 6 – Matriz experimental proposta para avaliar a Eficiência de Separação de Gás.	72
Tabela 7 – Matriz experimental para estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior da região anular interna do separador IS.	78
Tabela 8 – Coeficientes ajustados para cada faixa de eficiência de separação de gás.	111
Tabela 9 – Matriz experimental executada na campanha experimental.	133
Tabela 10 – Profundidades de penetração média e desvio padrão (DP) para cada ponto experimental.	138
Tabela 11 – Dados experimentais coletados no separador <i>Shroud</i> -invertido para o estudo da eficiência de separação de gás (ESG) com mistura água-ar.	139
Tabela 12 – Dados experimentais coletados no separador <i>Shroud</i> -invertido para o estudo da eficiência de separação de gás (ESG) com o separador inundado e mistura água-ar.	141
Tabela 13 – Dados experimentais coletados no separador <i>Shroud</i> -invertido para o estudo da distribuição estatística de diâmetro de bolha com mistura água-ar.	142

LISTA DE SIGLAS

3D ORM 3 Dimensional Optical Reflectance Measurement

AE região anular externa

AI região anular interna

ANP Agência nacional do petróleo, gás natural e biocombustíveis

BCS bomba centrífuga submersa

Ca número de capilaridade

CCD Charged-Coupled Device

EESC Escola de Engenharia da São Carlos

ESG eficiência de separação de gás

Eu número de Euler

IEA International Energy Agency

IS *Shroud*-Invertido

LED Light-Emitting Diode

LETef Laboratório de Engenharia Térmica e Fluidos

NAE nível anular externo

NAI nível anular interno

PETROBRAS Petróleo Brasileiro S.A.

PIV Particle Image Velocimetry

PTV Particle Tracking Velocimetry

We número de Weber

We* número de Weber modificado

We_{crit} número de Weber crítico

LISTA DE SÍMBOLOS

Letras gregas

α	Fração volumétrica
β	Inclinação do separador <i>Shroud</i> -Invertido
ε	Taxa de dissipação de energia turbulenta por unidade de massa
η	Eficiência de separação de gás
η_{kolm}	Micro escala de Kolmogoroff
μ	Viscosidade dinâmica
ν	Viscosidade cinemática
ρ	Densidade
σ	Tensão superficial
τ	Tensão de cisalhamento
θ	Inclinação do bocal injetor

Letras latinas

$\dot{m}$	Vazão mássica
$\overline{V^2}$	Valor médio dos quadrados das diferenças de velocidades um uma distância igual a D_B
$\overline{v^2}$	Valor médio dos quadrados das diferenças de velocidades um uma distância igual a D_{max}
A	Área
C	Constante
C_a	Número de capilaridade
D	Diâmetro
D_e	Diâmetro equivalente da tubulação
$d_{critico}$	Diâmetro crítico

d_{ep}	Diâmetro externo do tubo de produção
d_{eq}	Diâmetro equivalente
d_{ii}	Diâmetro interno do tubo <i>Shroud</i> -Invertido
d_{max}	Diâmetro máximo
d_{mdio}	Diâmetro médio
d_{sauter}	Diâmetro Sauter
e	Coeficiente de rugosidade do tubo <i>Shroud</i>
E_k	Forças inerciais
E_s	Forças de tensão superficial
E_{dis}	Energia cinética
f	Fator de atrito
g	Aceleração da gravidade
H	Altura
h_i	Relaciona a altura do líquido com os diâmetros dos tubos <i>Shroud</i> e de produção
L	Comprimento
m	Massa
P	Pressão
Q	Vazão de líquido
Q_a	Taxa volumétrica de entranhamento de ar
r	Raio
Re	Número de Reynolds
S_i	Comprimento da interface gás-líquido no anular interno
V	Velocidade
V_i	Velocidade de impacto
V_{ter}	Velocidade terminal de uma bolha de gás em um meio líquido
W	Fluxo mássico

<i>We</i>	Número de Weber
<i>Z</i>	Profundidade de penetração

Subscritos

<i>ae</i>	Referente ao anular externo
<i>ai</i>	Referente ao anular interno
<i>atm</i>	Referente à atmosfera
<i>B</i>	Referente a gota/gotícula
<i>b</i>	Referente à bolha
<i>c</i>	Referente à fase contínua
<i>ch</i>	Referente ao enxame de bolha
<i>crit</i>	Referente à crítico
<i>d</i>	Referente à fase dispersa
<i>Davis</i>	Referente a Davis
<i>des</i>	Referente ao desenvolvimento do perfil de velocidade no anular interno
<i>dis</i>	Referente à dissipação
<i>eq</i>	Referente a equilavente
<i>ft</i>	Referente à flutuação turbulenta
<i>g</i>	Referente à fase gasosa
<i>grad</i>	Referente ao gradiente máximo
<i>hai</i>	Referente a hidráulico anular interno
<i>i</i>	Referente à interface gás-líquido
<i>int</i>	Referente ao interno
<i>jte</i>	Referente à jusante
<i>k</i>	Referente à inercia
<i>l</i>	Referente à fase líquida
<i>lente</i>	Referente à posição de filmagem

<i>Levich</i>	Referente a Levich
<i>m</i>	Referente à mistura
<i>max</i>	Referente ao máximo
<i>mte</i>	Referente à montante
<i>n</i>	Referente ao bocal
<i>NAE</i>	Referente ao nível anular externo
<i>nai</i>	Referente ao nível anular interno
<i>Pereyra</i>	Referente a Pereyra
<i>rev</i>	Valor de revestimento
<i>s</i>	Referente à superfície
<i>sl</i>	Referente à superfície livre
<i>stokes</i>	Referente a Stokes
<i>t</i>	Referente à tubulação
<i>tp</i>	Referente ao tubo de produção

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	31
1.1	Justificativa e Objetivos	32
1.2	Metodologia	33
1.3	Organização do trabalho	34
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	35
2.1	Estado atual da indústria de petróleo no Brasil	35
2.2	Bombeio centrífugo submerso	37
2.3	Separadores de gás tipo gravitacionais	39
2.3.1	Separador gravitacional do tipo <i>Shroud</i> -Invertido	40
2.4	Modelagem do diâmetro de bolha e distribuição estatística	45
2.4.1	Modelos para previsão do diâmetro máximo de bolha	51
2.5	Plunging jet	53
2.6	Técnicas e algoritmos para medição visual/óptica de diâmetro de bolhas	57
3	MATERIAIS E MÉTODOS	63
3.1	Avaliação da Eficiência de Separação de Gás em um separador do tipo	
	<i>Shroud</i>-Invertido	63
3.1.1	Descrição do separador piloto <i>Shroud</i> -Invertido	63
3.1.2	Sistema de suprimento de líquido	68
3.1.3	Sistema de suprimento de ar	68
3.1.4	Mistura e separação das fases líquida e gás	69
3.1.5	Instrumentação e aquisição de dados	70
3.1.6	Matriz experimental	72
3.1.7	Procedimento experimental para avaliação da eficiência de separação de gás	73
3.1.8	Procedimento experimental para avaliação da eficiência de separação de gás com o separador inundado	74
3.1.9	Processamento e análises dos dados experimentais	75
3.2	Distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior do separador	
	<i>Shroud</i>-Invertido	77
3.2.1	Descrição da instalação experimental para o estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha	77
3.2.2	Matriz experimental	77
3.2.3	Procedimento de coleta de dados	78
3.2.4	Processamento e análises dos dados experimentais	81

4	MODELAGEM FENOMENOLÓGICA DO SEPARADOR IS INCLINADO	83
4.1	Eficiência de separação de gás (ESG)	83
4.2	Modelagem semi-analítica do separador <i>Shroud-Invertido</i> inclinado . .	83
4.2.1	Correlação empírica para o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}).	91
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	93
5.1	Resultados no separador piloto <i>Shroud-Invertido</i> inclinado	93
5.1.1	Avaliação da eficiência de separação de gás no separador inclinado $\beta=45^\circ$.	93
5.1.2	Avaliação da eficiência de separação de gás no separador inclinado $\beta=15^\circ$.	97
5.1.3	Estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior do separador inclinado $\beta=45^\circ$	98
5.1.4	Estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior do separador inclinado $\beta=15^\circ$	101
5.2	Ajuste das correlações experimentais L_{dis} e L_{turb} para o separador inclinado	102
5.3	Resultados no separador piloto <i>Shroud-Invertido</i> na vertical	108
5.3.1	Avaliação experimental da eficiência de separação de gás no separador . . .	108
5.3.2	Estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior do separador vertical	112
6	CONCLUSÕES E COMENTÁRIOS FINAIS	115
6.1	Observações qualitativas	115
6.2	Conclusões finais	117
6.2.1	Mapas de eficiência de separação	117
6.2.2	Distribuição estatística do diâmetro de bolha	118
6.2.3	Correlações experimentais	118
6.3	Perspectivas para trabalhos futuros	119
	REFERÊNCIAS	121
	APÊNDICE A – AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO DE GÁS NO SEPARADOR INCLINADO	127
A.1	Mapas de eficiência para o <i>Shroud-Invertido</i> inclinado $\beta=15^\circ$	127
A.2	Distribuição estatística do diâmetro de bolha no <i>Shroud-Invertido</i> inclinado $\beta=15^\circ$	128
A.3	Distribuição estatística do diâmetro de bolha no <i>Shroud-Invertido</i> inclinado $\beta=45^\circ$	129

	APÊNDICE B – ESTUDO DO FENÔMENO DO ENTRANHAMENTO DE AR EM UM SISTEMA PLUNGING JET	131
B.1	Metodologia experimental	131
B.1.1	Descrição da bancada experimental Plunging Jet	131
B.1.2	Matriz experimental	132
B.1.3	Procedimento de coleta de dados	133
B.1.4	Processamento e análises dos dados experimentais	134
B.2	Resultados experimentais	135
B.2.1	Entranhamento de ar	135
B.2.2	Profundidade de penetração	136
	APÊNDICE C – DADOS EXPERIMENTAIS	139
	APÊNDICE D – INCERTEZA EXPERIMENTAL	143
	APÊNDICE E – PUBLICAÇÕES EM EVENTOS CIENTÍFICOS . . .	147

1 INTRODUÇÃO

É fato que a energia cumpre um papel indispensável na economia. Esta fornece suporte a serviços essenciais, tais como, transporte, saúde, comunicação, e diferentes tipos de indústrias: manufatura, mineração, entre outros (LIN; ANKRAH; MANU, 2017). Mesmo que a sua participação tenha diminuído de 46% em 1973 para 32% em 2016, o petróleo ainda representa a maior participação mundial no fornecimento total de energia primaria, seguido pelo carvão (27%) e o gás natural (22%). Este último, junto com fontes de energia nucleares, têm deslocado amplamente o petróleo na produção de eletricidade, caindo de 25% para 3% de produção de eletricidade em 40 anos. No entanto, o petróleo representa mais de 94% do consumo de energia do setor de transporte (INTERNATIONAL ENERGY AGENCY - IEA, 2018).

Os mais recentes sucessos econômicos no Brasil têm sido atribuídos ao desenvolvimento energético. Segundo a Revisão Estatística da Energia Mundial de Junho 2015, o Brasil foi o oitavo maior consumidor de energia e o terceiro maior do continente americano no ano 2014, atrás apenas dos Estados Unidos e Canadá. A maior participação do consumo de energia vem do petróleo e outros combustíveis líquidos, seguido pela hidroelétrica e gás natural. Ainda no 2014, o país produziu 2,95 milhões de barris por dia (b/d), tornando-se o nono produtor mundial e o terceiro na América após Estados Unidos e Canadá, sendo os combustíveis fósseis representantes de aproximadamente 60% do abastecimento de energia doméstica no Brasil, enquanto fontes de energia renováveis participaram com menos de 40% do suprimento de energia (LIN; ANKRAH; MANU, 2017).

As maiores descobertas de petróleo do mundo nos últimos anos estão em plataformas *offshore* do Brasil, chamadas de bacias de pré-sal (UNITED-STATES, 2015). O petróleo de pré-sal é caracterizado como reservas localizadas em profundidades sob grossas camadas de rocha e sal, sendo necessário elevados investimentos para a extração.

O bombeio centrífugo submerso é uma técnica de elevação artificial amplamente utilizada na produção de petróleo no Brasil (MENDES, 2012; ORTIZ-VIDAL et al., 2012; SOUZA et al., 2003), possuindo baixos custos de operação, elevadas taxas de produção em grandes profundidades e requer pouco espaço na plataforma de extração. Contudo, essa técnica apresenta limitação com relação à quantidade de gás a montante da bomba no fundo do poço. O sistema de bombeio é composto basicamente por um motor elétrico acoplado, através de um eixo, com um protetor e uma bomba centrífuga submersa (BCS) de múltiplos estágios. O fluido apresenta um ganho de pressão conforme passa por cada estágio. Devido à incapacidade da BCS trabalhar com grandes volumes de gás a montante, *i.e.*, frações volumétricas da ordem de 5%, sem diminuição significativa de sua eficiência e vida útil, é necessário um processo de separação do gás a montante da bomba. Na prática, para evitar esse problema, separadores de gás são empregados no fundo de poços com o objetivo de separar o gás antes de entrar na bomba (BOHORQUEZ et

al., 2009).

Existem diferentes tipos de separadores de gás dependendo da técnica utilizada para a separação. Destacam-se os separadores centrífugos, helicoidais e gravitacionais (ALHANATI et al., 1994; HARUN et al., 2000; SOUZA et al., 2003). Os primeiros têm o problema de elevados custos de manutenção devido às partes móveis que os compõem, contudo, apresentam altas eficiências de separação. O separador de helicóide fixa não tem problema de partes móveis, porém as hélices reduzem a área de secção transversal do canal anular (SOUZA et al., 2003). Dados disponíveis na literatura reportam que estes dois tipos de separadores possuem eficiência de separação de gás (ESG) similares (ALHANATI et al., 1994; HARUN et al., 2000; SOUZA et al., 2003). Estudos recentes indicam que separadores gravitacionais do tipo *shroud*-Invertido apresentam ótimos desempenhos, *i.e.*, eficiências de separação superiores a 97%, prescindindo de partes móveis e mantendo a área de secção transversal do separador, evitando paradas para manutenção da BCS e diminuindo a perda de carga no sistema (BARBOSA, 2015; MENDES, 2012; ORTIZ-VIDAL, 2010; ORTIZ-VIDAL et al., 2012). Logo, este sistema se apresenta como uma tecnologia que pode solucionar o problema da separação de gás a montante da bomba. Porém, mais estudos teórico-experimentais são necessários.

Estudos desenvolvidos por pesquisadores do Laboratório de Engenharia Térmica e Fluidos (LETeF) da Escola de Engenharia da São Carlos (EESC) indicam que é possível alcançar a separação total de gás em separadores do tipo *Shroud*-Invertido (Separador IS), desde que se garanta que o comprimento entre o nível anular interno (NAI) e a entrada do tubo de produção seja maior que o comprimento do enxame de bolhas (L_{ch}) geradas no interior do separador. Em um desses estudos, foi modelada matematicamente a separação total de gás e o funcionamento do separador em posição inclinada. O modelo é baseado no diâmetro de bolha e no comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta produzido pelo impacto entre um líquido escoando em superfície livre e uma interface líquida estagnada no interior do separador. Mendes (2012) e Ortiz-Vidal et al. (2010) apresentaram correlações empíricas no intuito de computar esse comprimento característico. Contudo, resultados experimentais reportados por Barbosa (2015) sugerem que essas correlações fornecem previsões inconsistentes para o diâmetro de bolha máximo e, consequentemente, precisam ser reavaliadas.

1.1 Justificativa e Objetivos

Mostra-se evidente a necessidade de realizar experimentos com o intuito de estudar o fenômeno de geração de bolha e desenvolver novas correlações empíricas que permitam modelar melhor o processo de dissipação de energia cinética turbulenta no interior do separador IS. Além disso, dados de eficiência de separação de gás, em função das vazões das fases e o ângulo de inclinação, sob condições controladas de viscosidade do líquido são também necessários. O desenvolvimento de modelos de separação de gás, que permitam o projeto deste equipamento para uso em campo, depende das informações fenomenológicas extraídas da análise e interpretação

desses resultados experimentais. Deste modo, é claro que ambas as abordagens, experimental e modelagem matemática, são relevantes. Os resultados obtidos auxiliarão na compreensão do fenômeno de separação de gás e evidenciarão a viabilidade do escalonamento do separador IS, além de diminuir as lacunas existentes na literatura sobre separadores de gás gravitacionais.

O objetivo desta pesquisa é estudar o fenômeno de separação de gás em um separador gravitacional do tipo *Shroud-Invertido*, bem como estudar a distribuição estatística do diâmetro das bolhas geradas pelo choque entre um escoamento em superfície livre e uma interface líquida estagnada no interior do separador.

Os objetivos específicos desta pesquisa são:

- a) Estudar o fenômeno de entranhamento de ar em uma superfície líquida estagnada através de técnicas visuais que permitam o entendimento dos processos de dissipação de energia cinética turbulenta, quebra e coalescência de bolhas.
- b) Ajustar a instalação experimental para a coleta de dados de eficiência de separação de gás e distribuição estatística do diâmetros das bolhas geradas no interior do separador *Shroud-Invertido*.
- c) Avaliar a eficiência de separação de gás em um separador *Shroud-Invertido* por meio de dados experimentais coletados com diferentes vazões dos fluidos e ângulos de inclinação.
- d) Medir através de técnicas visuais o diâmetro das bolhas geradas na região anular interna do separador *Shroud-Invertido*.
- e) Desenvolver uma correlação empírica para o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta visando o ajuste do modelo fenomenológico de separação total de gás no separador *Shroud-Invertido* em posição inclinada.
- f) Desenvolver uma correlação experimental para o separador em posição vertical que permita prever a eficiência de separação de gás em função de variáveis medidas em campo.

1.2 Metodologia

Do ponto de vista metodológico, esta pesquisa é do tipo experimental uma vez que o problema abordado visa avaliar experimentalmente o efeito das vazões dos fluidos e o ângulo de inclinação na eficiência de separação de gás em um separador gravitacional do tipo *Shroud-Invertido*. Ademais, estuda-se através de técnicas visuais a distribuição estatística do diâmetro das bolhas, associadas ao fenômeno de entranhamento de ar e dissipação de energia cinética turbulenta no interior do separador. Ainda, pretende-se com a pesquisa contribuir para a modelagem do problema, uma vez que se propõe uma correlação empírica para o ajuste do modelo fenomenológico de separação total de gás no separado inclinado.

1.3 Organização do trabalho

Na tentativa de descrever coerentemente cada uma das teorias, métodos e resultados desta pesquisa, o presente texto foi estruturado em seis capítulos sequenciais, cada um dividido em seções e subseções. A organização dos capítulos se apresenta a seguir:

No Capítulo 2 é apresentada uma revisão da literatura dos tópicos relevantes para a execução deste trabalho. Inicialmente, descreve-se o estado atual da indústria de petróleo no Brasil e uma das técnicas de elevação artificial mais empregada neste país. Seguidamente, estuda-se o separador gravitacional do tipo *Shroud-Invertido* (IS), bem como a modelagem fenomenológica que descreve o seu funcionamento. Em sequência, apresentam-se modelos de previsão de diâmetro de bolha e se estudam os sistemas plunging jet. Por último são estudadas algumas técnicas ópticas para medição do diâmetro de bolha.

No Capítulo 3, são descritas as instalações experimentais e as metodologias de coleta de dados utilizadas neste trabalho. O capítulo está dividido em três seções. Na primeira se apresenta o trabalho experimental realizado em uma bancada plunging jet no intuito de entender o fenômeno de entranhamento de ar, os processos de quebra e coalescência de bolhas. Na segunda seção, apresenta-se em detalhe o separador IS junto com a matriz de testes proposta para a avaliação da eficiência de separação de gás, tanto em condições normais quanto em condição inundado. Por fim, a última seção está relacionada ao estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior do separador através de uma técnica visual.

O Capítulo 4 descreve o modelo para a previsão de separação total de gás no separador IS proposto por Ortiz-Vidal (2010) e posteriormente modificado por Barbosa (2015) e Mendes (2012). É proposta uma nova correlação empírica para a previsão do comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta em função de parâmetros adimensionais, visando um melhor ajuste do modelo.

No Capítulo 5 se analisam e discutem os resultados obtidos após os trabalhos experimentais. Apresenta-se o ajuste da correlação experimental para o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta através de dados experimentais coletados no presente trabalho. Ainda, é proposta uma correlação empírica para a previsão da eficiência de separação de gás no separador vertical.

Finalmente, o Capítulo 6 apresenta as conclusões e comentários finais da pesquisa.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Há crescente necessidade de diversos setores industriais, entre eles a indústria petrolífera, de melhorar a eficiência dos processos de separação de gás em escoamentos bifásicos gás-líquido. Para o desenvolvimento de técnicas prospectivas que ajudem o setor, torna-se necessário o estudo do fenômeno de separação de gás, focando em técnicas que permitem elevadas eficiências de separação, como é o caso dos separadores gravitacionais do tipo *Shroud-Invertido*.

Este capítulo apresenta uma breve revisão da literatura dos tópicos abordados ao longo deste trabalho. Foca-se no estudo da eficiência de separação de gás em separadores gravitacionais, particularmente do tipo *Shroud-Invertido*, bem como no estudo dos fenômenos de entranhamento de ar e dissipação de energia cinética turbulenta devido ao choque entre um escoamento descendente de líquido e uma superfície líquida estagnada.

O capítulo está organizado como segue: a seção 2.1 apresenta uma breve descrição do estado atual da indústria do petróleo no Brasil. A seguir, a seção 2.2 detalha o funcionamento da técnica de bombeio centrífugo submerso. A seção 2.3 relata alguns estudos reportados na literatura sobre separadores de gás gravitacionais. No final desta seção, descreve-se o separador gravitacional *Shroud-Invertido* e algumas das suas condições especiais de operação. Em sequência, na seção 2.4 são abordados modelos matemáticos para previsão do diâmetro de bolha máximo, destacando o modelo proposto por Hinze. Na seção 2.5 é apresentado o sistema *plunging jet* a fim de estudar o fenômeno de entranhamento de ar em uma superfície líquida estagnada, bem como os processos de quebra e coalescência de bolha devido à dissipação de energia cinética turbulenta. Por fim, a seção 2.6 descreve algumas técnicas visuais para medição de diâmetro de bolha.

2.1 Estado atual da indústria de petróleo no Brasil

Até o ano 2016, os principais produtores de petróleo bruto têm sido os Estados Unidos, Arábia Saudita, Rússia, Canadá e Irã, representando quase a metade da produção global de petróleo, *vide* Figura 1. Quanto ao panorama dos consumidores, ainda nesse ano, os Estados Unidos eram o maior consumidor seguido pela República da China, Índia, Japão e Rússia (Figura 2). Devido à grande diferença entre as taxas de produção e consumo, o petróleo é amplamente comercializado em forma de petróleo bruto ou produtos derivados. Entre os grandes exportadores, destacam-se Arábia Saudita, Rússia, Iraque, Emirados Árabes Unidos e Irã. Sendo a China a maior importadora, seguida pelos Estados Unidos e países asiáticos, tais como, Índia, Japão e Coreia (IEA,2018).

Figura 1 – Produção de petróleo bruto em milhões de toneladas de óleo equivalente (Mtoe) no ano 2016.

Fonte: Adaptado de IEA (2018).

Figura 2 – Consumo total de petróleo em milhões de toneladas de óleo equivalente (Mtoe) no ano 2016.

Fonte: Adaptado de IEA (2018).

Focando no Brasil, é imperativo afirmar que a energia tem um papel fundamental na economia do país. Os mais recentes sucessos econômicos no país tem sido atribuídos ao desenvolvimento energético. Nos últimos anos, as maiores descobertas de petróleo do mundo estão em plataformas *offshore* do Brasil, transformando o país em um dos 10 maiores produtores de combustível líquido (UNITED-STATES, 2015). Essas reservas são chamadas de bacias de

pré-sal e se caracterizam por estarem localizadas em grandes profundidades sob grossas camadas de rocha e sal, sendo necessários elevados investimentos para a sua extração. A IEA (2018) estimou que o Brasil teve reservas de petróleo de 16 bilhões de barris no ano 2016, representando 1% da reserva mundial e a segunda maior da América do Sul, depois da Venezuela.

O setor petrolífero brasileiro, liderado pela empresa de capital misto Petróleo Brasileiro S.A. (Petrobras), concentra mais de 91% da sua produção em plataformas *offshore*. Em agosto de 2018, a produção do pré-sal totalizou 1,720 milhão de barril de óleo equivalente por dia (boe/d), uma redução de 5,6% em relação ao mês anterior reconhecido como a marca histórica de 1,821 milhão de boe/d. No mês de agosto, foram produzidos 1,374 milhão de barris de petróleo por dia (Mbbd/d) e 58 milhões de metros cúbicos diários de gás natural por meio de 88 poços. A produção no pré-sal correspondeu a 53,9% do total produzido no Brasil (AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEL - ANP, 2018).

Segundo UNITED-STATES (2015), o país antecipou que a produção de petróleo da camada de pré-sal representará a maior parte do crescimento projetado entre os anos 2020 e 2030, sendo necessário a criação e implementação de novas técnicas e tecnologias a fim de superar os desafios que implica a exploração e produção dessas reversas promissoras.

2.2 Bombeio centrífugo submerso

Uma das técnicas de elevação artificial mais empregadas no Brasil é o bombeio centrífugo submerso (MENDES, 2012; SOUZA et al., 2003). Esta técnica utiliza a energia elétrica para elevar fluidos desde grandes profundidades até a superfície. Um motor situado no fundo do poço recebe energia através de um cabo elétrico e a transforma em energia mecânica, movimentando um eixo que está conectado a uma bomba. A Figura 3a mostra os principais equipamentos que compõem o sistema de bombeio centrífugo submerso.

A bomba instalada no fundo do poço conforme ilustrado na Figura 3a é uma bomba centrífuga submersa (BCS) de múltiplos estágios acoplados em série, cuja quantidade varia dependendo das necessidades de elevação do poço (PARDO, 2013). Cada estágio é formado por um difusor estacionário e um impulsor acoplado ao eixo proveniente do motor como indicado na Figura 3b. O fluido passando pelo impulsor é submetido a um campo centrífugo, aumentando sua energia cinética. No difusor, o fluido é redirecionado para o seguinte impulsor, reduzindo a sua velocidade e transformando a energia cinética em pressão. O ganho de pressão é incrementado conforme o fluido passa por cada estágio da bomba.

As principais vantagens que possui o sistema de bombeio centrífugo submerso são: baixos custos de operação, elevadas taxas de produção em grandes profundidades, pouco espaço na plataforma de extração, larga continuidade operacional e a possibilidade de trabalho com fluidos viscosos e a altas temperaturas (QUINTAES, 2010). Contudo, essa técnica apresenta limitações com relação à quantidade de gás a montante da BCS, só pode ser utilizada em poços

de alto nível dinâmico e não é recomendada para poços que produzam areia.

Figura 3 – Sistema de bombeio centrífugo submerso. (a) Componentes do sistema (b) Detalhe do estágio de uma BCS.

Fonte: Adaptado de Mendes (2012).

2.3 Separadores de gás tipo gravitacionais

A presença de gás livre na sucção de uma bomba pode dificultar a operação do sistema de bombeamento, tendo um decréscimo na produção (ORTIZ-VIDAL et al., 2012; RONDY; CHOLET; FEDERER, 1993). O fato do gás livre reduzir a eficiência de bombeamento é conhecido há bastante tempo. Em vista disso, na indústria do petróleo são empregados separadores de gás no fundo do poço com o objetivo de separar o gás antes de entrar na bomba (BARBOSA, 2015; BOHORQUEZ et al., 2009; HARUN et al., 2000; MCCOY et al., 2007; ORTIZ-VIDAL et al., 2009; ORTIZ-VIDAL, 2010; RONDY; CHOLET; FEDERER, 1993; SOUZA et al., 2003).

Devido à necessidade de melhorar a produção na indústria petrolífera, pesquisadores têm estudado a eficiência de separação de gás (ESG) em separadores no fundo do poço considerando variáveis como viscosidade, vazões das fases líquido-gás e a geometria do separador. Alguns dos trabalhos reportados na literatura se apresentam a seguir.

Rondy, Cholet e Federer (1993) estudaram a ESG em uma instalação experimental composta por uma seção horizontal e uma seção inclinada 20° com respeito à horizontal. Identificou-se visualmente o padrão de escoamento a medida que o ar escoou em cada seção. Escoamentos água-ar e óleo de silicone-nitrogênio foram testados, injetando cada fase separadamente. As pressões foram restritas entre 3,5 e 5 bar. Os autores mostraram a viscosidade como um parâmetro importante, uma vez que para vazões de líquido e gás constantes, a eficiência de separação, definida como a razão entre as vazões mássicas de gás a jusante e a montante do separador, aumentou com um aumento da viscosidade. Notou-se que a separação de gás em misturas gás-líquido foi mais fácil com líquidos viscosos em escoamento pistonado, caso contrário ao observado em escoamento de bolhas dispersas. Ademais, Rondy, Cholet e Federer levantaram curvas de eficiência para diferentes vazões das fases, obtendo eficiências de 85% a 100% para baixas vazões de ar e altas vazões de água. Os resultados mostraram que para vazões fixas de gás, um aumento na vazão de líquido conduz a um acréscimo na ESG. Finalmente, neste trabalho se concluiu que em poços horizontais com gás existem padrões de escoamento pistonado, diminuindo a produção e deteriorando os equipamentos.

Harun et al. (2000) desenvolveram um modelo através de uma metodologia de volume de controle para prever a ESG em poços verticais. Os autores combinaram as equações de quantidade de movimento das fases e uma relação de fechamento que considera o deslizamento entre as fases. A ESG aumentou com a área da região anular formada pelo motor da BCS e o tubo externo de revestimento. Além disso, Harun et al. (2000) estudaram a influência das velocidades *in-situ* das fases sobre a ESG. Segundo o modelo proposto, a eficiência deveria aumentar com a diminuição da vazão de gás. Porém, uma vez que esses parâmetros estão relacionados, algumas condições operacionais podem produzir diferentes tendências, conforme descrito nos trabalhos de Alhanati (1993) e Serrano (1999). Os resultados obtidos por Serrano mostraram menores ESG a medida que aumentou a velocidade *in-situ* do gás, enquanto que Alhanati reportou acréscimos da ESG para maiores velocidades *in-situ* do gás. Harun et al. (2000) reportaram que

ESG depende fortemente da geometria, da fração de vazio e da velocidade *in-situ* do gás. Além disso, concluíram que a pressão no interior do separador é um parâmetro que afeta indiretamente a ESG, pois tem efeito sobre a velocidade superficial do gás e a fração volumétrica dentro do anular. Resultados similares foram obtidos por Barbosa (2015), Mendes (2012) e Ortiz-Vidal (2010).

Bohorquez et al. (2009) testaram quatro separadores diferentes construídos com tubos de acrílico para visualizar os mecanismos do processo de separação, três do tipo gravitacional com um *tubo de imersão* de 1,67 m de comprimento e um separador centrífugo estático (sem partes móveis) com uma mangueira de PVC atuando como *tubo de imersão* em espiral dentro do separador. Todos os separadores eram aproximadamente de 1,82 m de comprimento, 7 cm de diâmetro interno e foram testados com mistura água-ar. Os autores obtiveram ESG de 100% sempre que os portos de entrada do separador estiveram localizados 0,45 m abaixo dos furos do *casing* (tubo de revestimento), independente da área anular entre o *casing* e o *mud anchor* e da geometria dos portos. Esse fato foi obtido inclusive com velocidades superficiais de líquido de aproximadamente 5 m/seg e concordou com os resultados reportados por McCoy et al. (2007). Por outro lado, quando os portos de entrada do separador estiveram acima dos furos, a quantidade de gás entrante através do separador aumentou, uma vez que os volumes de líquido e gás no poço incrementaram. Neste caso, a ESG melhorou quando os portos de entrada estiveram em posições opostas aos furos. Ainda, Bohorquez et al. (2009) reportaram que quanto maiores os portos de entrada, maior a probabilidade que a mistura gás-líquido os atinja, aumentando o volume de ar dentro do separador e, conseqüentemente, reduzindo a ESG. Ademais, usar múltiplas linhas de furos não melhora a eficiência de separação de gás pois os testes indicaram que a água escoava preferencialmente pelos portos de entrada mais baixos. No entanto, pode ser vantajoso se ocorrer entupimento.

Finalmente, Bohorquez et al. (2009) observaram que o comprimento dos separadores e *tubos de imersão* utilizados (1,82 m e 1,67 m, respectivamente) foram suficientes para separar o ar quando as velocidades superficiais do líquido no interior do separador foram iguais ou menores a 1,52 m/seg. Assim, os autores concluíram que não são necessários grandes separadores de gás no fundo do poço, discordando com a prática na indústria. Ademais, o uso de *tubos de imersão* maiores aumentam a queda de pressão no separador.

2.3.1 Separador gravitacional do tipo *Shroud-Invertido*

O separador *Shroud-Invertido*, ou simplesmente separador IS, é um separador gravitacional composto por um cilindro fechado em uma extremidade que, quando instalado de maneira inclinada, transforma um escoamento caótico em um escoamento em superfície livre (ORTIZ-VIDAL et al., 2012).

A Figura 4 representa a distribuição geométrica e a fenomenologia do separador IS. Quatro diferentes tipos de escoamento são observados. O escoamento tipo A corresponde

a uma mistura gás-líquido do tipo co-corrente ascendente, considerado o desenvolvimento da mistura bifásica estudada há tempo por diferentes pesquisadores (BLANCO; ALBIERI; RODRIGUEZ, 2008; CAETANO; SHOHAM; BRILL, 1992; EKBERG et al., 1999; HASAN; KABIR, 1992; KELESSIDIS; DUKLER, 1989; WONGWISES; PIPATHATTAKUL, 2006). Quando esta mistura atinge a altura do nível anular externo (NAE), mostrado na Figura 4a, a fase líquida começa a escorregar pela parede do tubo *Shroud* (escoamento em superfície livre, tipo B). O gás se encontra praticamente estático dentro do separador sujeito a uma pressão chamada de pressão de revestimento (P_{rev}). Esta pressão controla o nível do líquido na região anular interna do separador devido à força de pressão exercida sobre a interface do líquido, deslocando-la à entrada do tubo de produção se houver um aumento na pressão ou em direção ao NAE caso diminuir a pressão de revestimento, Figura 4a. O escoamento tipo C é caracterizado pela presença de um enxame de bolhas produzido pelo choque entre o escoamento em superfície livre descendente e a interface do nível anular interno (NAI), *vide* Figura 4b. Fisicamente, nesse instante, ocorre um aumento considerável da intensidade da turbulência e, portanto, existe uma forte dissipação de energia cinética turbulenta (ÇENGEL; CIMBALA, 2017; KUCUKALI; COKGOR, 2006). As bolhas do enxame são arrastadas pelo escoamento até a entrada do tubo de produção (na prática, a sucção da BCS). Ao mesmo tempo essas bolhas buscarão alcançar o topo interno do tubo *shroud*, seguindo uma trajetória curvilínea devido à resultante entre as forças de arrasto, empuxo e gravidade (Lei de Stokes). Observa-se que o escoamento tipo C é o mais crítico no processo de separação de gás no separador IS. Finalmente, em caso de 100% de separação de gás, ter-se-á um escoamento monofásico no tubo de produção (tipo D). O comportamento desse escoamento está bem reportado e previsto na literatura (ÇENGEL; CIMBALA, 2017; POTTER et al., 2012; PRITCHARD; LEYLEGIAN, 2011).

Algumas condições de operação fazem com que existam mudanças tanto no comportamento quanto na fenomenologia do separador IS. Entre essas condições se destacam: o funcionamento do separador na posição vertical, a inundação e o afogamento do separador.

No caso do separador IS na vertical, *vide* Figura 5, a mistura gás-líquido que entra no separador pelo duto anular externo apresenta maior axissimetria do que o escoamento tipo A no separador inclinado, uma vez que as fases não são separadas pelo efeito da gravidade. Por causa dessa axissimetria, o padrão de escoamento agitante tende a prevalecer quando o separador funciona na posição vertical, enquanto que o padrão de escoamento pistonado é característico do separador inclinado.

Figura 5 – Separador *Shroud-Invertido* (IS) na posição vertical.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Os escoamentos tipo B e tipo C, descritos acima e mostrados na Figura 4a, assumem comportamentos diferentes em função da inclinação, uma vez que a transição entre esses ocorre de forma abrupta devido ao efeito da gravidade. Assim, o escoamento em superfície livre, característico do separador IS inclinado, torna-se um escoamento em formato de cascata que, dependendo do grau de instabilidade interfacial, promove fenômenos de desprendimento de gotículas e turbulência que podem prevalecer ao longo do escoamento.

Quando o escoamento em cascata impacta no NAI, processos de entranhamento de ar e dissipação de energia cinética turbulenta, semelhantes aos do separador IS inclinado, tomam lugar, gerando um enxame de bolhas que pode ter comprimentos da ordem do comprimento total do aparato experimental, ou seja, de 9 m, quase atingindo o NAE. Neste caso, tanto as forças de empuxo quanto as forças de arrasto são relevantes, pois dependendo da velocidade do líquido,

o arrasto pode dominar o escoamento em bolhas, mas sempre haverá grandes quantidades de bolhas subindo à superfície do NAI. Processos complexos de quebra, coalescência e choque entre bolhas são comuns nesse escoamento.

Finalmente, diferentemente do escoamento “monofásico” no separador IS inclinado (tipo D), frequentemente, uma mistura bifásica gás-líquido é escoada pelo tubo de produção, uma vez que baixas ESG são características do separador na posição vertical.

No caso do separador IS inundado, ver Figura 6, a pressão de revestimento diminui drasticamente enquanto o líquido preenche completamente a região anular interna (AI), ficando o nível da água acima da entrada do tubo *Shroud*. Essa condição de operação foi reportada por Mendes (2012) e Souza et al. (2003), e pode ocorrer na prática.

Figura 6 – Separador *Shroud*-Invertido (IS) inundado.

Fonte: Mendes (2012).

Já no afogamento do separador, o nível do líquido sobrepassa a entrada do tubo *Shroud*. Contudo, observa-se o escoamento em superfície livre, bem como o enxame de bolhas presentes em uma condição normal de funcionamento do separador. Esta situação foi testada por Mendes (2012) e se ilustra na Figura 7.

Figura 7 – Separador *Shroud-Invertido* (IS) afogado.

Fonte: Mendes (2012).

Após terminada a revisão bibliográfica sobre separadores de gás de fundo do poço, nota-se a falta de estudos tanto experimentais quanto fenomenológicos em separadores com geometria anular. Alguns dos trabalhos encontrados na literatura foram desenvolvidos por Barbosa (2015), Bohorquez et al. (2009), Mendes (2012), Ortiz-Vidal et al. (2010), Rondy, Cholet e Federer (1993) e Souza et al. (2003). Contudo, somente os trabalhos de Mendes e Ortiz-Vidal et al. focaram na modelagem do fenômeno de separação de gás, porém alguns resultados não foram conclusivos e devem ser reavaliados.

2.4 Modelagem do diâmetro de bolha e distribuição estatística

Hinze (1955) estudou varias formas nas quais um “glóbulo” pode quebrar em partes menores. Segundo o autor, os glóbulos se dividem devido às forças hidrodinâmicas de diferentes maneiras dependendo do padrão de escoamento ao qual estão submetidos. Três tipos básicos de deformação são reconhecidos: *Lenticular*, *Cigar-shaped* e *Bulgy*, Figura 8. Entre os padrões de escoamento que causam esse tipo de deformações se encontram: *escoamento paralelo*, *escoamento hiperbólico plano*, *escoamento hiperbólico axi-simétrico*, *escoamento de Couette*, *escoamento rotativo* e *escoamento irregular*, Figura 9. Esses padrões se comportam como padrões de escoamento locais dentro do campo global. Assim, a quebra de um glóbulo ocorrerá se a região do padrão de escoamento causar uma deformação suficientemente grande para conter o glóbulo deformado e se o padrão de escoamento persistir por tempo considerável. Hinze

destacou que a preferência por um tipo de deformação não só depende do padrão de escoamento local, mas também das propriedades físicas das duas fases, principalmente suas densidades, viscosidades e tensões superficiais.

Figura 8 – Tipos de deformação de um glóbulo (a) Lenticular, (b) Cigar-Shape, (c) Bulgy.

Fonte: Adaptado de Hinze (1955).

Figura 9 – Padrões de escoamento que causam deformação (a) Paralelo, (b) Hiperbólico plano, (c) Hiperbólico axissimétrico, (d) Escoamento Couette, (e) Escoamento rotativo.

Fonte: Adaptado de Hinze (1955).

Previamente, Kolmogorov (1949) analisou o problema de quebra de gotas em escoamento turbulento. O autor concluiu que o destino de uma gota de raio (r_B) depende de três relações adimensionais:

$$\text{Número Weber} \quad We_{crit} = \frac{\rho_c \overline{V^2} D_B}{\sigma}; \quad (2.1)$$

$$\text{Relação das escalas de comprimento} \quad \frac{2r_B}{\eta_{kolm}} = \frac{D_B}{\eta_{kolm}}; \quad (2.2)$$

$$\text{Relação de viscosidades cinemáticas} \quad \frac{\nu_d}{\nu_c}. \quad (2.3)$$

Onde $\overline{V^2}$ é o valor médio dos quadrados das diferenças de velocidades a uma distância igual a $D_B = 2r_B$, η_{kolm} é a micro escala de Kolmogorov e ν_d , ν_c as viscosidades cinemáticas da fase dispersa e da fase contínua, respetivamente.

Os resultados obtidos por Kolmogorov foram resumidos na Tabela 1.

Tabela 1 – Grupos adimensionais que intervêm na deformação de partículas.

Escala de comprimento	Caso A	Caso B
	$\nu_d \ll \nu_c$ ou $\nu_d \approx \nu_c$	$\nu_d \gg \nu_c$
(1) $D_B \leq \eta_{kolm}$	$We, \nu_d/\nu_c$	$We, \nu_d/\nu_c$
(2) $D_B \approx \eta_{kolm}$	$We, D_B/\eta_{kolm}, \nu_d/\nu_c$	$We, D_B/\eta_{kolm}, \nu_d/\nu_c$
(3) $D_B \geq \eta_{kolm}$	We	We, Re_d
(4) $D_B \geq (\nu_d/\nu_c)/\eta_{kolm}$	—	We

* c e d representam as fases dispersa e contínua, respetivamente.

Fonte: Hinze (1955).

Onde $Re_d = r_B \sqrt{\overline{V^2}}/\nu_d$ é o número Reynolds da fase dispersa.

Segundo Hinze (1955), três forças por unidade de área controlam a deformação e a quebra de um glóbulo: a pressão dinâmica do fluido, a força de tensão superficial $(\frac{\sigma}{D_B})$ e as tensões viscosas expressas por $\frac{\mu_d}{D_B} \sqrt{\frac{\tau}{\rho_d}}$, onde D_B é o diâmetro do glóbulo, μ_d e ρ_d a viscosidade e a densidade do glóbulo e $\sqrt{\frac{\tau}{\rho_d}}$ a velocidade de cisalhamento.

A razão entre duas das forças citadas acima, gera três grupos adimensionais, sendo dois deles independentes. A definição dada por Hinze desses parâmetros adimensionais diferem um pouco daqueles propostos por Kolmogorov.

Se τ representa a força externa por unidade de área interfacial atuando sobre o glóbulo, Hinze define um número de Weber modificado como:

$$\frac{\tau}{(\frac{\sigma}{D_B})} = \frac{\tau D_B}{\sigma} = We \quad (2.4)$$

Quanto maior o valor de We , i.e., quanto maior a força externa (τ) quando comparada com a força de tensão interfacial $(\frac{\sigma}{D_B})$, maior a deformação, tendo rompimento em um valor crítico We_{crit} . Experimentos mostraram que o mecanismo de rompimento é bastante simples quando We é igual ou levemente maior que We_{crit} . No entanto, conforme We excede seu valor crítico, mais complexo se torna este mecanismo (HINZE, 1955).

Outros grupos adimensionais, provenientes das razões das forças que controlam a deformação são:

$$\frac{\frac{\mu_d}{D_B} \sqrt{\frac{\tau}{\rho_d}}}{(\frac{\sigma}{D_B})} = \frac{\mu_d}{\sigma} \sqrt{\frac{\tau}{\rho_d}} \quad (2.5)$$

$$\frac{\tau}{\frac{\mu_d}{D_B} \sqrt{\frac{\tau}{\rho_d}}} = \frac{\tau D_B}{\mu_d} \sqrt{\frac{\rho_d}{\tau}} = \frac{\rho_d D}{\mu_d} \sqrt{\frac{\tau}{\rho_d}} = Re \quad (2.6)$$

Nota-se que a última das razões é o número de Reynolds. Contudo, uma vez que os dois grupos contêm a força externa (τ), a razão entre os grupos Weber e o Reynolds é preferida já que somente contem as propriedades do glóbulo, *vide* Equação 2.7. Esta relação considera o efeito da viscosidade do glóbulo, pelo que é chamada de número de viscosidade.

$$N_{vi} = \frac{\sqrt{We}}{Re} = \frac{\mu_d}{\sqrt{\rho_d \sigma D_B}} \quad (2.7)$$

Uma vez que o processo de deformação pode ser descrito por dois grupos adimensionais conforme indicado pela Equação 2.7, We_{crit} pode ser expresso da forma a seguir:

$$We_{crit} = C[1 + \varphi(N_{vi})] \quad (2.8)$$

Onde C é uma constante igual ao número critico Weber para efeitos de viscosidade desprezível, *i.e.*, quando $N_{vi} = \frac{\mu_d}{\sqrt{\rho_d \sigma D_B}} \rightarrow 0$. Assim, as pressões dinâmicas são dominantes e o número Weber de Hinze é igual a aquele expresso por Kolmogorov.

Na Equação 2.8, C e φ dependem das condições externas, uma vez que a força τ é determinada pelas condições de escoamento da fase contínua, a qual também pode ser descrita em termos de outros grupos adimensionais. Ademais, We_{crit} será diferente para os três tipos básicos de deformação –*lenticular*, *cigar-shaped* e *bulgy*– e dependerá do padrão de escoamento local.

Hinze (1955) estudou a quebra de glóbulos em três diferentes sistemas: glóbulos em escoamento viscoso, gotas expostas em um escoamento de ar e emulsificação em escoamento turbulento. Com base nos trabalhos desenvolvidos por Taylor (1934) e Tomotika (1936), Hinze obteve, para os três casos, uma expressão para o diâmetro máximo do glóbulo que suporta as forças de um campo de escoamento hidrodinâmico. Taylor considerou as seguintes hipóteses:

1. Pequenas deformações;
2. Não deslizamento na interface;
3. Tensão de cisalhamento contínua através da interface.

Além, o pesquisador considerou um escoamento Couette e um escoamento hiperbólico plano, Figuras 9b e 9d, respetivamente. Segundo a teoria de Taylor a deformação do glóbulo é predominantemente determinada pelo grupo Weber, expresso por:

$$We = \frac{\mu_c V_{grad} D_B}{\sigma} \quad (2.9)$$

Onde V_{grad} é o máximo gradiente de velocidade no campo de escoamento da fase contínua. Taylor determinou o valor de V_{grad} no qual o rompimento das gotas ocorre, *i.e.*, We_{crit} , mantendo constante a viscosidade da fase contínua (μ_c) e variando a viscosidade da fase dispersa (μ_d). Em todos os casos, observou-se que uma gota se divide mais facilmente no escoamento hiperbólico que no Couette, uma vez que a energia de entrada requerida para a quebra da gota foi menor no escoamento hiperbólico.

Hinze (1955) concluiu que as forças de pressão dinâmica dos escoamentos turbulentos são o fator chave para determinar o tamanho das maiores gotas. Estas forças são causadas por variações de velocidade em distâncias da ordem do diâmetro da gota.

Por outro lado, a energia cinética de uma flutuação turbulenta incrementa conforme aumenta a longitude de onda. Em vista disso, diferenças de velocidade devido à flutuações com uma longitude de onda maior produzirão pressões dinâmicas maiores. Se essas flutuações são consideradas responsáveis pela quebra de gotas, We_{crit} na Equação 2.8 pode ser escrita como:

$$We_{crit} = \frac{\rho_c \overline{v^2} D_{max}}{\sigma} \quad (2.10)$$

Onde $\overline{v^2}$ é o valor médio dos quadrados das diferenças de velocidades em uma distância igual a D_{max} em todo o campo de escoamento.

Considerando o caso mais simples, turbulência homogênea isotrópica, a principal contribuição à energia cinética provem das flutuações na região de longitude de onda onde a lei de distribuição de energia de Kolmogoroff é válida. Segundo Hinze (1955), nesta região o padrão de turbulência é somente determinado pela taxa de dissipação de energia turbulenta por unidade de massa (ϵ). Para essa região se tem:

$$\overline{v^2} = C_1 (\epsilon D_{max})^{2/3} \quad (2.11)$$

Onde $C_1 \simeq 2.0$ de acordo a Batchelor.

Substituindo $\overline{v^2}$ na Equação 2.10 e assumindo $N_{vi} \ll 1$ na Equação 2.8 se obtém:

$$We_{crit} = \frac{\rho_c \overline{v^2} D_{max}}{\sigma} = \frac{\rho_c D_{max} C_1 (\epsilon D_{max})^{2/3}}{\sigma} = C \quad (2.12)$$

$$\Rightarrow We_{crit} = \frac{\rho_c C_1 \epsilon^{2/3} D_{max}^{5/3}}{\sigma} = C \quad (2.13)$$

Hinze (1955) utilizou a Equação 2.13 junto com uma relação ajustada experimentalmente aos dados obtidos por Clay, obtendo um número Weber crítico (We_{crit}) entorno de 1.2, o qual esta próximo ao valor correspondente à quebra de uma gota em um escoamento de cisalhamento viscoso.

Ainda, rearranjando a Equação 2.13 se chega:

$$D_{max} \left(\frac{\rho_c}{\sigma} \right)^{3/5} \epsilon^{2/5} = C \quad (2.14)$$

Assim, o diâmetro máximo de gota é função da taxa de dissipação de energia turbulenta por unidade de massa (ϵ), da densidade da fase contínua (ρ_c) e da tensão superficial (σ).

Hinze (1955) utilizou a Equação 2.14 junto com o diâmetro máximo de gotas obtido por Clay, obtendo:

$$D_{max} \left(\frac{\rho_c}{\sigma} \right)^{3/5} \epsilon^{2/5} = 0.725 \quad (2.15)$$

Isolando o diâmetro máximo de gota:

$$D_{max} = 0.725 \left(\frac{\rho_c}{\sigma} \right)^{-3/5} \epsilon^{-2/5} \quad (2.16)$$

Segundo Winterton e Munaweera (2001), a taxa de dissipação de energia turbulenta por unidade de massa em um escoamento bifásico (ϵ_m) é expressa por:

$$\epsilon_m = \frac{2f_m}{D_e} V_m^3 \quad (2.17)$$

Onde D_e é o diâmetro equivalente da tubulação, f_m o fator de atrito para a mistura e V_m a velocidade da mistura. Com base no modelo homogêneo, sabe-se que:

$$V_m = \frac{W_{Total}}{A\rho_m} \quad (2.18)$$

Onde W_{Total} é o fluxo mássico, A é a área da seção transversal da tubulação e ρ_m é a densidade da mistura, a qual é dada por:

$$\rho_m = \alpha\rho_g + (1 - \alpha)\rho_l \quad (2.19)$$

Sendo α a fração volumétrica, enquanto ρ_g e ρ_l representam as densidades da fase gasosa e da fase líquida, respetivamente.

Considerando um escoamento homogêneo, turbulento com $Re > 1 \times 10^5$, o fator de atrito para a mistura (f_m) é expresso por:

$$f_m = 0.046 Re_m^{-0.2} \quad (2.20)$$

Onde Re_m é o número Reynold da mistura que pode ser expresso por:

$$Re_m = \frac{\rho_m D_e V_m}{\mu_m} \quad (2.21)$$

Sendo μ_m a viscosidade dinâmica da mistura, segundo Winterton e Munaweera (2001) dada por:

$$\mu_m = \mu_g \alpha + \mu_l (1 - \alpha)(1 + 2.5\alpha) \quad (2.22)$$

Hinze (1955) concluiu que a diferença de densidades entre as fases contínua e dispersa influencia a forma na qual a quebra de um glóbulo ocorre.

2.4.1 Modelos para previsão do diâmetro máximo de bolha

Na literatura existem dois tipos de abordagem para modelar o tamanho de gotas ou bolhas em escoamentos bifásicos: *evolução de tamanho de gota* e *tamanho de gota em estado estacionário*. A segunda destas abordagens considera o equilíbrio entre taxa de coalescência e a taxa de quebra de bolhas dentro de um escoamento particular, tendo como parâmetro chave a previsão do máximo diâmetro de gota estável.

Para escoamento turbulento, apesar da complexidade do mecanismo de deformação e quebra, algumas relações simples têm sido utilizadas para prever o diâmetro máximo de partícula em um escoamento. A modelagem mais usada é baseada na teoria de Hinze (1955), descrita na seção 2.4. Esse autor considerou que a tensão de cisalhamento local deforma uma partícula, a qual será quebrada se essa tensão exceder a força que resiste a deformação (tensão superficial). Além disso, Hinze (1955) propôs que a escala de comprimento primária é da mesma ordem do diâmetro de partícula (D), *i.e.*, a partícula pode ser quebrada só por turbilhões da mesma ordem de magnitude do seu tamanho. Nenhuma partícula menor do que a escala da turbulência será deformada. O diâmetro máximo de gota proposto pelo autor é dado pela Equação 2.16. Segundo Pereyra e Shoham (2015) a desvantagem do modelo de Hinze é que não leva em conta a variação da densidade da fase dispersa (ρ_d), especialmente para escoamentos onde as mudanças de pressão são relevantes.

Outros autores reportaram modelos visando prever o diâmetro máximo de bolha. Levich (1962) considerou um balanço entre a pressão interna e a pressão capilar da bolha deformada. A densidade da fase dispersa foi incluída no termo da força de pressão interna e a pressão capilar foi determinada a partir da forma da bolha deformada. A expressão de diâmetro de bolha máximo, obtida nesse estudo é expressa a seguir:

$$D_{max} = We_{crit(Levich)} \frac{\sigma^{3/5}}{\rho_d^{1/5} \rho_c^{2/5}} \epsilon^{-2/5} \quad (2.23)$$

Onde ρ_d e ρ_c representam as densidades da fase dispersa e da fase contínua, respectivamente, ε a taxa de dissipação de energia turbulenta por unidade de massa e $We_{crit(Levich)} \approx 1.1$ segundo Hesketh, Etchells e Russell (1991). A Equação 2.23 prevê o diâmetro máximo tanto de bolhas quanto de gotas para densidades da fase dispersa maiores do que a fase contínua ($\rho_c < \rho_d$).

Nota-se que as duas abordagens anteriores não consideram explicitamente o efeito das viscosidades de ambas as fases. Assim, essas expressões são válidas para $\mu_c \leq \mu_d$. De acordo a Kolmogorov (1949), nessa condição, a quebra de partícula é dominada pelas forças de pressão produzidas pelas flutuações de velocidade dentro dos campos de escoamento locais, onde as forças viscosas podem ser desprezíveis.

Davies (1985), objetivando incluir a viscosidade da fase dispersa na expressão proposta por Hinze, adicionou um termo de força viscosa no modelo, chegando na seguinte equação:

$$D_{max} = We_{crit(Davis)} \left[\frac{\sigma}{\rho_c} + \frac{\sqrt{2}}{4} \frac{\mu_d (\varepsilon D_{max})^{1/3}}{\rho_c} \right]^{3/5} \varepsilon^{-2/5} \quad (2.24)$$

Onde μ_d representa a viscosidade da fase dispersa.

Winterton e Munaweera (2001) propuseram a Equação 2.25 a fim de prever o diâmetro de bolha para escoamentos líquidos, turbulentos e tubulações circulares. Esta relação não inclui constantes ajustadas experimentalmente para sistemas bifásicos, uma vez que é baseada em uma analogia com escoamentos turbulentos monofásicos. Os autores explicam que nesse tipo de escoamento existem turbilhões e a estrutura do escoamento permanece estável. Similarmente, em um escoamento bifásico existem bolhas de gás que podem substituir os turbilhões mantendo estável o escoamento.

$$D_b = 0.04 D_t \quad (2.25)$$

Sendo D_b o diâmetro de bolha médio e D_t o diâmetro da tubulação. Uma das vantagens deste modelo quando se compara com o modelo de Hinze é a sua simplicidade.

Pereyra e Shoham (2015) desenvolveram um modelo mecanicista para prever a distribuição de partículas para escoamento turbulento baseados na abordagem de tamanho de gota em estado estacionário. Os autores consideraram a quebra de partículas devido a turbilhões com o mesmo tamanho das partículas ($D_{max} \approx \eta_{kolm}$), conforme proposto por Hinze (1955). Assim, a expressão para o diâmetro de gota máximo em sistemas diluídos foi expressa como:

$$D_{max} = We_{crit(Pereyra)} \left[\frac{[\sigma + 2^{-2/3} \mu_d (\varepsilon D_{max})^{1/3}]^{3/5}}{\rho_d^{1/5} \rho_c^{2/5}} \varepsilon^{-2/5} \right] \quad (2.26)$$

Onde o número Weber crítico está dado por:

$$We_{crit(Pereyra)} = \frac{2\rho_d^{1/3}\rho_c^{2/3}V_{ft}D_{max}}{[\sigma + (\mu_d V_{ft}/4)]} \quad (2.27)$$

Sendo V_{ft} a magnitude da flutuação turbulenta. Observa-se que a Equação 2.26 incorpora os efeitos da viscosidade e da densidade da fase dispersa, μ_d e ρ_d , respectivamente.

2.5 Plunging jet

O entendimento dos fenômenos associados ao impacto de um jato líquido sobre uma superfície líquida estagnada influencia diretamente no projeto de equipamentos nas áreas da geofísica, marinha, química e energia (BIÑ, 1993; CHANSON, 1992)

Quando um jato líquido mergulha em uma superfície líquida depois de passar através de uma fase gasosa circundante, arrasta com ele uma quantidade de bolhas de gás. Dependendo do número de Reynolds, da altura de queda do jato, da velocidade de com que o jato atinge o líquido estagnado, uma camada de ar é formada logo abaixo da região de impacto; a criação e o colapso dessa camada induz a formação de bolhas de ar debaixo da superfície livre. Este fenômeno é reportado na literatura como entranhamento de ar (HARBY; CHIVA; MUÑOZ-COBO, 2014; QU et al., 2011; ROY; MAITI; DAS, 2013). Processos ambientais e industriais, tais como: quebra de ondas no mar, aeração de reações químicas, derramamento de líquidos em recipientes e agitação de uma fase líquida fundida, envolvem escoamentos bifásicos gerados por esse fenômeno (BIÑ, 1993).

Hammoumi, Achard e Davoust (2002) identificaram o processo de entranhamento de ar devido a um jato líquido mergulhante como uma consequência de dois mecanismos complementares: o cisalhamento interfacial ao longo do jato, o qual arrasta para abaixo uma camada de ar e o processo de captura na região de impacto do jato com a superfície estagnada. Este é usualmente dominado pelas perturbações interfaciais no jato.

A partir de estudos e observações de muitos autores, é evidente que o mecanismo de entranhamento de ar devido a jatos líquidos mergulhantes é um processo muito complexo, controlado pela velocidade de impacto entre o jato e a superfície livre (V_i), as propriedades físicas do fluido (principalmente da viscosidade e da tensão superficial), a inclinação do bocal injetor (θ), o diâmetro (D_n), o comprimento (L_n) e a altura (H_n) do bocal (BIÑ, 1993; CUMMINGS; CHANSON, 1997; KUSABIRAKI et al., 1990; OHKAWA et al., 1986). Além disso, Qu et al. (2013) reportaram que o entranhamento de ar debaixo de uma superfície líquida também é controlado pela topologia desta antes do impacto.

Segundo Cummings e Chanson (1999), o entranhamento de ar ocorre uma vez que a velocidade de impacto (V_i) excede a velocidade crítica (V_{crit}) ou velocidade de início, a qual é função da viscosidade dinâmica (μ), da tensão superficial (σ) e da intensidade da turbulência.

Para velocidades de impacto levemente maiores que a velocidade crítica, ar é arrastado em forma de bolhas individuais, enquanto para velocidades de impacto ainda maiores, grandes conjuntos de ar são arrastados e divididos posteriormente pelo escoamento cisalhante (BINÍ, 1993; CHANSON, 1988; CUMMINGS; CHANSON, 1999; ZHU; OGUZ; PROSPERETTI, 2000).

Richardson (1954) estudou um jato de água saindo de um bocal injetor vertical de 4 mm de diâmetro interno por meio de uma técnica de iluminação por micro-flash. O autor determinou três regimes de escoamento, cada um dos quais apresentou um tipo especial de ruptura em bolhas. Observou-se que para baixas velocidades, o jato é instável devido à tensão superficial, apresentando ondas capilares na superfície. A velocidades maiores, o jato se torna mais instável produto da oscilação do seu eixo vertical. A velocidades muito maiores, da ordem de 50 m/seg, gotas começam a se desprender do jato devido ao atrito com o ar circundante, este processo é influenciado pela turbulência do escoamento dentro do bocal.

Ohkawa, Kusabiraki e Sakai (1987) estudaram experimentalmente a relação entre a profundidade de penetração (Z) e a taxa volumétrica de entranhamento de ar (Q_a) em sistemas de jato líquidos verticais. A razão entre o comprimento e o diâmetro do bocal (L_n/D_n) variou entre 5 e 70. A velocidade do jato (V_n) variou entre 2,0 e 13,5 m/seg. A altura do bocal, *i.e.*, distância desde a superfície da água até a saída do bocal (H_n), variou de 0,025 a 0,75 m. Os resultados mostraram que para $L_n/D_n < 15$, a razão Z/D_n decresce linearmente com o aumento de L_n/D_n . Acima desse valor, Z/D_n permanece constante. Isto devido ao maior tempo de desenvolvimento do escoamento durante seu passo pelo bocal, reduzindo os efeitos de turbulência. Além disso, observou-se que para menores alturas do bocal foram atingidas maiores profundidades de penetração das bolhas.

Ohkawa, Kusabiraki e Sakai (1987) realizaram experimentos com um jato líquido saindo de um bocal de $L_n/D_n=5$ a duas velocidades diferentes ($V_n=4,33$ e $9,96$ m/seg) com razões H_n/D_n iguais a 80 e 5, respectivamente. Através de técnicas visuais, observaram-se maiores instabilidades na interface do jato quando o bocal foi fixado em uma altura maior ($H_n/D_n = 80$). Os autores perceberam que mudanças na superfície do jato dependem levemente da faixa de velocidade, tendo menores variações na superfície para V_n acima de 5 m/seg. Similarmente, Iguchi, Okita e Yamamoto (1998) e Qu et al. (2011) concluíram que o fenômeno de instabilidade na interface do jato é uma função da turbulência do escoamento no interior do bocal, bem como do diâmetro, do comprimento e da altura do bocal. Grandes vazões junto com instabilidades na interface podem gerar bolhas de ar maiores, com mais flutuabilidade e predominantemente localizadas logo abaixo da região de impacto, conseguindo escapar rapidamente dos efeitos da gravidade.

Sene (1988) estudou o mecanismo pelo qual jatos planos mergulhantes entranham ar. Dois modelos de bocal com disposições semelhantes e tamanhos diferentes foram usados. Um bocal de ranhura com dimensões $16\text{ cm} \times 2\text{ cm}$, foi usado para ministrar um jato mergulhante de parede plana em qualquer ângulo desejado entre a horizontal e a vertical. Para alguns experimentos,

este bocal foi trocado por uma comporta com crista parabólica, onde o escoamento foi apoiado a jusante da crista por uma rampa de 25 cm de comprimento, fixada a 45° com relação à horizontal. A vazão máxima nessa bancada foi aproximadamente 5 l/min, tendo velocidades de impacto de até 3,2 m/seg. O segundo modelo foi similar ao primeiro, mas a vazão neste foi aproximadamente 15 l/min. Os resultados mostraram que para baixas velocidades de impacto (V_i), a taxa de entranhamento de ar (Q_a) variou com a terceira potência da velocidade de impacto, *i.e.*, $Q_a \sim V_i^3$ (jatos planos) e $(Q_a/\pi D_{int}) \sim V_i^3$ (jatos circulares) e depende fortemente da intensidade de turbulência no jato. Para altas velocidades de impacto, os autores consideraram que todo o ar é entranhado na superfície líquida em forma de uma capa contínua logo abaixo da região de impacto. Ainda, a teoria sugere que a elevadas velocidades, a taxa de entranhamento de ar é independente da tensão superficial do líquido, contrário às baixas velocidades (SENE, 1988).

Sene (1988) reportaram que em jatos de baixas velocidades, grandes escalas da turbulência são limitadas pela espessura do jato. Portanto, reduções das amplitudes das perturbações superficiais geram diminuição na taxa de entranhamento de ar. Medições mostraram que perturbações em jatos planos são achatadas pela proximidade da placa de apoio, causando reduções do ar entranhado. Por sua vez, para jatos circulares com baixas velocidades, as amplitudes das perturbações podem ser mais reduzidas pelo aumento do efeito de tensão superficial devido às curvaturas dos jatos, tendo menores taxas de entranhamento de ar.

Evans, Jameson e Atkinson (1992) apresentaram um modelo para prever o diâmetro de bolha máximo produzido por um jato líquido mergulhante. O modelo usou o número de Weber crítico (We_{crit}). Os autores determinaram a distribuição de diâmetro de bolhas através de uma célula óptica e mediram o perfil de pressão em função da profundidade da coluna. Os resultados mostraram perfis similares para cada experimento e se observou a existência uma distância na qual a pressão normalizada respeito à pressão atmosférica local (P/P_{atm}), apresentou um comportamento linear em função da profundidade. Esta tendência indica uma região de densidade constante e escoamento uniforme, enquanto que a secção de comportamento não linear corresponde à região de elevada velocidade líquida. Os autores mediram o comprimento da zona de mistura, considerada como a profundidade onde o perfil de pressão se tornou linear.

Evans, Jameson e Atkinson (1992) calcularam o diâmetro de bolha Sauter (d_{sauter}) para amostras de N bolhas em cada experimento, normalizando os resultados respeito ao máximo diâmetro de bolha (D_{max}) medido para cada amostragem, o qual foi escolhido como o diâmetro cujo valor é maior ao 99% de todos os diâmetros em uma distribuição de frequência acumulada. O valor médio para a razão de diâmetros de bolhas (d_{sauter}/D_{max}) de todos os experimentos foi 0,61 com um desvio padrão de 0,03, similar aos valores reportados na literatura (0,60–0,62). Por outra parte, os valores do comprimento da zona de mistura e do diâmetro de bolha máximo foram usados para estimar o número de Weber crítico (We_{crit}), obtendo um valor de 1,2; concordando com o We_{crit} calculado por Hinze (1955) para a quebra de bolhas em um escoamento de cisalhamento viscoso.

Qu et al. (2011) estudaram e simularam o comportamento de um jato de água mergulhando sob diferentes condições de escoamento. Uma câmera de alta velocidade foi utilizada para obter imagens do impacto entre o jato e a superfície de água no reservatório, experimentos com diferentes alturas de bocal e vazões volumétricas foram realizados. Os dados de medição incluíram: a profundidade de penetração, o diâmetro médio Sauter das bolhas entranhadas, instabilidade interfacial entre outras características do escoamento. Os resultados indicaram que para vazões elevadas o fenômeno de entranhamento de bolhas aumentou. Ademais, para velocidades de impacto iguais e velocidades de jato similares, maiores alturas do bocal respeito ao nível da superfície líquida estagnada (H_n) estão relacionadas a menores profundidades de penetração, já que um aumento do comprimento de um jato com apreciável conteúdo de turbulências, pode provocar instabilidades interfaciais, que quando impactam sobre uma superfície livre, fazem com que maiores quantidades de ar sejam entranhadas na superfície, tendo maior dissipação da quantidade de movimento do jato pela presença das bolhas e, conseqüentemente, uma redução na profundidade de penetração.

Roy, Maiti e Das (2013) estudaram o entranhamento de ar em uma superfície de água estagnada devido a um jato de água mergulhante. Os autores reportaram que o início do entranhamento de ar ocorre devido à formação de uma camada de ar, logo abaixo da superfície livre, que quebra em bolhas mais a jusante. Conforme os resultados, logo acima da velocidade crítica (V_{crit}), ar começa a ser entranhado na superfície líquida estagnada em forma de bolhas individuais e intermitentemente. As bolhas seguem uma trajetória descendente ligeiramente helicoidal entorno da linha central do jato com velocidades cada vez menores até atingir um ponto de velocidade zero, onde começam a subir percorrendo também uma trajetória helicoidal. Simultaneamente, debaixo da superfície da água, as bolhas descendentes, chamadas de bolhas primárias, tendem a se agrupar em forma de cone como mostrado na Figura 10. Observa-se que na região superior deste cone bifásico se encontram as bolhas menores enquanto na região inferior se apresenta um fenômeno de coalescência, obtendo bolhas maiores. As bolhas ascendentes, chamadas de bolhas secundárias, formam uma capa concêntrica ao redor do cone. Parte das bolhas conseguem atingir a superfície livre enquanto o resto são capturadas pelo jato e continuam a ter um movimento em ziguezague no plano vertical. Além disso, os autores reportaram que a profundidade de penetração das bolhas (Z) aumentou com o incremento da velocidade do jato (V_n) e diminuiu com o aumento da altura do bocal injetor (H_n). As bolhas menores atingiram profundidades maiores e se mantiveram por mais tempo nessa profundidade do que as bolhas maiores.

Harby, Chiva e Muñoz-Cobo (2014), estudaram o entranhamento de ar devido a jatos de água mergulhando sobre uma superfície líquida. Uma câmera Charge-Coupled Deviced (CCD) foi utilizada para visualizar o escoamento. Os autores observaram que a profundidade de penetração das bolhas adimensional (Z/D_n) diminuiu conforme aumenta a razão entre a altura e o diâmetro do bocal (H_n/D_n) até uma razão igual a 25, acima deste valor, a profundidade de penetração permaneceu constante. Ademais, os resultados indicaram que a profundidade de penetração das bolhas (Z) aumentou com a velocidade do jato (V_n) e o diâmetro de bocal (D_n),

bem como a taxa de entranhamento de ar (Q_a) incrementou conforme a altura (H_n) e o diâmetro do bocal (D_n) aumentaram mantendo uma vazão de líquido fixa.

Figura 10 – Representação esquemática da formação de bolhas devido a um jato líquido mergulhando em uma superfície estagnada.

Fonte: Adaptado de Roy, Maiti e Das (2013).

Nesta seção foram apresentados estudos reportados na literatura, onde se estudou o fenômeno de entranhamento de ar em uma superfície líquida estagnada pela ação de um jato líquido mergulhante. Percebeu-se poucos trabalhos focados na modelagem e no estudo teórico-experimental do diâmetro das bolhas entranhadas. A seguir, a Tabela 2 detalha as principais variáveis consideradas nos experimentos dos trabalhos citados anteriormente.

2.6 Técnicas e algoritmos para medição visual/óptica de diâmetro de bolhas

Escoamentos líquido-líquido em reservatórios agitados ou misturadores são frequentes em aplicações químicas, farmacêuticas, mineração, petróleo e na indústria alimentícia. Para o controle e otimização desses sistemas é necessário o entendimento da distribuição do tamanho de bolhas/gotas e os seus comportamentos transiente sob variações na energia de entrada, temperatura ou composição. Contudo, a literatura reporta distribuições de tamanho de bolhas ainda imprecisas, *vide* seção 2.4, enquanto que o uso de modelos analíticos e hipóteses teóricas não são confiáveis sem uma previa validação. Isto se reflete em uma limitação para o avanço da tecnologia de muitos processos como os citados anteriormente. Assim, o estudo do tamanho de partículas nos processos industriais é de grande interesse, forçando o desenvolvimento de diferentes técnicas para o estudo deste tópico.

Atualmente, diversas técnicas para determinar tamanho de partículas estão disponíveis. Algumas analisam uma amostra externamente do processo, enquanto que outras são *in-situ*.

Tabela 2 – Configurações geométricas de trabalhos reportados na literatura.

Referência	Razão Comp-Diâ L_n/D_n	Diâmetro do bocal D_n (mm)	Velocidade de saída do jato V_n (m/s)	Altura do bocal H_n (mm)
Ohkawa, Kusabiraki e Sakai (1987)	5-70	7-17	13,5-20	2,5-750
Hammoumi, Achard e Davoust (2002)	> 50	2,9; 3,5; 3,8; 5,6; 7,0; 8,0; 9,0 e 11,0	0,7-2,25	160-300
Qu et al. (2011)	91,66	6	1,0-3,5	10-200
Qu et al. (2013)	83,33	6	0,4-3,0	10-200
Roy, Maiti e Das (2013)	25	4 e 6	3,25-5,5 e 2,23-4,18 respectivamente	50-300
Harby, Chiva e Muñoz-Cobo (2014)	3,33-55	4; 6; 8; 10; 12 e 14	1,5-13	25-300

Fonte: Elaborada pelo autor.

De acordo Maaß, Horn e Kraume (2008), a técnica *in-situ* pode ser dividida em três tipos: sistemas com som, sistemas com laser e análise de imagens. O primeiro destes, divide-se em análise acústica e eletro-acústica e se encontra bem detalhado no trabalho de Dukhin e Goetz (2001). Cabe acrescentar que esta técnica de medição é limitada a concentrações volumétricas da fase dispersa da ordem de 10% ou inclusive valores menores que este valor (CENTS et al., 2004). Os sistemas com laser são caracterizados pela sua rapidez, porém estes só fornecem bons resultados se calibrados corretamente. A técnica com laser mais comum consiste na análise da intensidade de espalhamento de luz. Um exemplo claro desta técnica é o 3D ORM, do inglês 3 Dimensional Optical Reflectance Measurement. Esta usa um feixe de laser rotativo cuja luz é espalhada de volta. Um comprimento de corda é medido, cada vez que este interceta uma partícula. Posteriormente, a distribuição de comprimento de corda é transformada em uma de tamanho de partícula (LOVICK et al., 2005). Recentemente esta técnica tem sido utilizada no LETeF em dutos de geometria anular. Outra das principais técnicas de medição de tamanho de partículas *in-situ* são os métodos baseado em reconhecimento de imagens. Segundo Maaß, Horn e Kraume (2008), estes fornecem valores precisos dos tamanhos de gotas/bolhas no sistema analisado, permitindo o desenvolvimento de modelos preditivos da distribuição de tamanho de partículas, o qual é necessário para o projeto e o controle de processos industriais.

A técnica de imagem direta é um método efetivo e conveniente para estimar a distribuição de tamanho de partículas. Esta técnica mede bolhas com uma ampla faixa de tamanhos e de formas irregulares com precisão (HONKANEN et al., 2005; MAASS; HORN; KRAUME, 2008; ZHANG; JIANG; LIU, 2012). Porém, o reconhecimento de bolhas a partir de uma imagem digital não é fácil, uma vez que mais de 40% das bolhas na imagem estão sobrepostas caso a fração volumétrica de gás seja maior que 1% (LECUONA et al., 2000; RODRÍGUEZ-

RODRÍGUEZ; MARTÍNEZ-BAZÁN; MONTAÑES, 2003). A literatura reporta diferentes técnicas experimentais baseadas em filmagem para a obtenção do diâmetro e distribuição de bolhas, sendo a mais simples a obtida a partir de imagens planares. No caso de deformações e oscilações bruscas, recomenda-se a utilização de duas câmeras perpendiculares (BRÖDER; SOMMERFELD, 2007). A literatura também reporta estudos utilizando espelhos para a obtenção da distribuição de bolhas de direções perpendiculares e o uso de três câmeras para a obtenção de bolhas de forma tridimensional (CELATA et al., 2006; HASSAN; ORTIZ-VILLAFUERTE; SCHMIDL, 2001).

A técnica de filmagem exige um valor de calibração que permite a conversão das unidades de pixels para uma unidade real de medida (SAID, 2011). O valor de calibração geralmente é obtido medindo um objeto de tamanho conhecido, chamado de padrão, e comparando com uma imagem obtida através da câmera, obtendo uma relação pixel-milímetro. Por exemplo, no estudo de Bröder e Sommerfeld (2007) foram utilizados objetos com diferentes tamanhos conhecidos e realizaram testes preliminares para a calibração da imagem para posterior transformação para unidades reais. Lad, Aroussi e Said (2011) utilizaram um papel milimetrado para a calibração obtendo um gráfico pixel por milímetro, enquanto que Alzheimer et al. (2015) utilizaram as dimensões conhecidas dos poros como valor de calibração. O fator de calibração também pode ser obtido focalizando a câmera em uma região com dimensões conhecidas (NETO-LIMA, 2015).

De posse das imagens e o fator de calibração é possível realizar o processamento ou tratamento das imagens. A literatura reporta inúmeras metodologias e algoritmos utilizados. Por exemplo, Bröder e Sommerfeld (2007) transformaram as imagens de 12 bits (obtidas da câmera) em imagens de 8 bits em formato cinza com a finalidade de identificar o contorno da bolha. Os pontos do contorno foram transformados em coordenadas polares, onde o centroide da bolha é a origem do sistema. Um conjunto de filtros de imagens foi aplicado para diferenciar bolhas e traços de partículas. O contorno da bolha foi determinado usando o filtro *Sobel* e a técnica de interpolação *Spline interpolation*. O contorno da bolha foi discretizado em 42-72 segmentos com o mesmo ângulo, de forma a diminuir o processamento computacional, ver Figura 11. Porções do contorno da bolha foram reconstruídos caso o contorno detectado excedesse 85%.

Ainda nesse trabalho, a área da secção transversal da bolha foi determinada pelo somatório das áreas dos segmentos triangulares (A_i), os quais são descritos pelos pontos de trabalho (x_w, y_w) e dois pontos de contorno vizinhos (x_i, y_i) e (x_{i+1}, y_{i+1}) como mostrado na Figura 11 e expresso pela Equação 2.28.

Figura 11 – Segmentação elemento.

Fonte: Adaptado de Bröder e Sommerfeld (2007).

$$A_B = \sum_{i=1}^{N-1} A_i = \sum \frac{1}{2} \begin{vmatrix} x_i & y_i & 1 \\ x_{i+1} & y_{i+1} & 1 \\ x_w & y_w & 1 \end{vmatrix} \quad (2.28)$$

No trabalho de Lad, Aroussi e Said (2011), o algoritmo desenvolvido para a obtenção dos dados pode ser dividido em dois processos. O primeiro é o próprio tratamento da imagem, alterando o contraste e auxiliando a diferenciar as gotas do fundo da imagem. O segundo é a segmentação da imagem e o cálculo da área de cada gota com base no fator de calibração. As gotas foram consideradas esferas perfeitas e o diâmetro D_B de cada gota foi calculado conforme a equação abaixo:

$$D_B = 2\sqrt{\frac{A_B}{\pi}} \quad (2.29)$$

onde A_B é a área da gota obtida do programa. Neto-Lima (2015) também considerou as bolhas perfeitamente esféricas e calculou o diâmetro das bolhas utilizando uma rotina desenvolvida no MATLAB ®.

Conforme reportado na literatura, uma técnica bastante utilizada e aceita é o dimensionamento de sombra ou *Shadow Sizing*, também chamada de *imagem direta*. Esta técnica consiste em utilizar uma iluminação de fundo, de forma que as partículas ou bolhas apareçam escurecidas na imagem, com um contraste melhor, tornando o posterior tratamento da imagem menos susceptíveis a erros (SAID, 2011).

Bröder e Sommerfeld (2007) utilizaram a técnica *Shadow Sizing* junto com uma câmera Charged-Coupled Device (CCD) com o intuito de desenvolver uma técnica de imagem planar de alta resolução para detecção de escoamento em bolhas. Os autores empregaram uma combinação

do sistema de dimensionamento de sombra, velocimetria de rastreamento de partículas (PTV), do inglês Particle Tracking Velocimetry, e velocimetria por imagem de partículas (PIV), do inglês Particle Image Velocimetry. É importante ressaltar que o CCD é um sensor semicondutor para a captação de imagens de destaque na tecnologia de imagem digital, sendo utilizado em imagens de satélite, equipamentos médico-hospitalares, na astronomia e, nesse caso, em técnicas de alta velocidade. Os autores consideraram uma faixa de diâmetro de bolha médio entre 2 e 4 mm, com fração volumétrica de gás entre 0,5 e 5% para diferentes experimentos. Medições da velocidade da fase líquida foram realizadas usando partículas traçadoras de *Poliamida* com diâmetro médio de 65 μm . Um conjunto de filtros de imagens foi aplicado a fim de diferenciar as bolhas das partículas traçadoras, tendo assim imagens separadas de cada bolha. O contorno das bolhas no plano focal se determinou usando um filtro *Sobel* de detecção de bordas e uma técnica de interpolação de *spline*. A velocidade de bolha se obteve aplicando PTV e o campo de velocidade da fase contínua foi determinada pelo PIV.

Outras aplicações da técnica *Shadow Sizing* é apresentada por Altheimer et al. (2015) e Lad, Aroussi e Said (2011). Os primeiros autores investigaram a variação do tamanho das gotas em um escoamento de spray descendente devido à introdução de um cilindro circular no interior desse escoamento. Foram utilizados um laser como fonte de luz e uma câmera digital com resolução de 1280×960 pixels. Por sua vez, Altheimer et al. (2015) estudaram as características das bolhas em um escoamento gás-líquido em uma estrutura porosa. O equipamento de medição utilizado consistiu de uma câmera com resolução de 1600×1200 pixels e uma placa de LED para iluminação. Um sincronizador controlou a iluminação e o *shutter* da câmera por meio de pulsos.

A metodologia proposta por Altheimer et al. (2015) incluiu um processamento das imagens. Inicialmente, o fundo da imagem foi subtraída a fim de remover objetos estáticos que faziam parte da estrutura, posteriormente a imagem foi binarizada. Também foram utilizadas técnicas para retirar ruídos no interior das bolhas e fechamento dos contornos das bolhas para eliminar descontinuidades. Ademais, os autores aplicaram códigos de detecção de bordas e segmentação sob as imagens previamente binarizadas além de determinar os picos de curvatura. Uma vez identificado o contorno das bolhas sobrepostas, utilizou-se uma técnica conhecida como *encaixe de elipse*. Os autores estabeleceram como critério que, no caso não haja identificação de mais de 65% da elipse, não ocorre o encaixe e o objeto é descartado. A rotina utilizada foi capaz de detectar e separar bolhas sobrepostas e permite encontrar informações importantes, como a quantidade total de bolhas e o hold-up.

Honkanen et al. (2005) estudaram um algoritmo de reconhecimento de imagem utilizado para detectar imagens de bolhas elípticas focadas em um plano com alta densidade de bolhas sobrepostas. O algoritmo se baseou em quatro grandes etapas: determinação do perímetro médio de um segmento, identificação dos pontos de conexão sobre esse perímetro, agrupamento dos arcos perimetrais que pertencem ao mesmo objeto e um processo de ajuste de elipse sob

estes arcos. O algoritmo foi utilizado na medição da distribuição de tamanho de bolha com a técnica *Shadow Sizing*. Esta técnica é limitada para medições de escoamento de bolhas com baixas frações volumétricas de gás ($< 2 - 10\%$). Os autores aplicaram um filtro tipo mediano bidimensional às imagens visando retirar ruídos de alta frequência. Enquanto que os fundos das imagens foram equalizados. Após, as imagens foram segmentadas através de uma função Watershed com um valor limite na escala de cinza, desta forma qualquer sombra da imagem foi reconhecida como bolha. No intuito de conhecer a exatidão do método proposto, o algoritmo se testou com imagens de elipses sobrepostas simuladas em computador. O ajuste de elipse teve um correto reconhecimento de 94% das “bolhas”. No entanto, essas imagens eram ausentes de ruídos e perfeitamente focalizadas. Por fim, Honkanen et al. (2005) mediram a fração de vazio em um escoamento turbulento de bolhas no interior de uma tubulação circular. Os resultados se compararam com os resultados dados por uma técnica de medição de micro-ondas. Notou-se que para valores de fração de vazio menores que 0,5% os resultados concordaram, evidenciando que o método proposto capturou adequadamente a distribuição de tamanho de bolha.

Zhang, Jiang e Liu (2012) também propuseram um método para reconhecimento de bolhas elípticas sobrepostas para a determinação de tamanho de bolhas. O método considerou uma primeira etapa de processamento onde a imagem foi binarizada e, em seguida, o contorno foi extraído e suavizado. Após esta etapa, os autores adotaram uma técnica de aproximação poligonal para detectar os pontos dominantes do contorno suavizado através de eliminação dos pontos redundantes, este tipo de aproximação foi considerada devido à sua simplicidade. Com o método proposto nesse estudo se obtiveram melhores resultados que os reportados por Honkanen et al. (2005). Ademais, os autores perceberam menores diâmetros médio de bolha quando ignoradas todas as bolhas sobrepostas na imagem.

É importante ressaltar que a técnica *Shadow Sizing* possui limitações. Por exemplo, na presença de altas concentrações volumétricas de gás, na imagem aparecem tanto as bolhas em foco quanto as bolhas fora de foco, onde inclusive um algoritmo sofisticado não fará a medição correta do perímetro das bolhas individualmente (HONKANEN et al., 2005). Bröder e Sommerfeld (2007) eliminaram as bolhas sem definição e fora de foco. Lad, Aroussi e Said (2011) também desconsideraram as bolhas fora de foco, uma vez que não haveria problemas na obtenção da curva gaussiana devido ao grande número de bolhas detectadas. O processo de eliminação de elementos fora de foco é o mais simples, contudo para cada aplicação deve ser avaliada sua utilização. Uma outra limitação da técnica *Shadow Sizing* é a presença de duas ou mais bolhas sobrepostas que podem ser identificadas como um único objeto. No entanto, em muitos casos, a errônea identificação de bolhas superpostas pode ser evitado aplicando algoritmos de reconstrução dos contornos das bolhas conforme relatado por Bröder e Sommerfeld (2007).

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo se descrevem as diferentes instalações experimentais utilizadas para a coleta de dados nesta pesquisa. Também, detalham-se as técnicas utilizadas em cada trabalho experimental, bem como a metodologia seguida para a execução das matrizes de testes propostas.

O capítulo está dividido em duas seções. Na primeira, descreve-se o separador gravitacional do tipo *Shroud-Invertido*. Os componentes e instrumentos de medição que fazem parte da instalação são detalhados. Ademais, apresenta-se a principal campanha experimental desenvolvida nesta pesquisa, além de descrever as metodologias utilizadas para avaliar a eficiência de separação de gás. Na segunda parte do capítulo, faz-se o estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior do separador. Descreve-se a montagem experimental para a filmagem do enxame de bolha produzido na região anular interna do separador *Shroud*. Também, explicam-se os procedimentos de coleta de dados e análises através de um algoritmo de detecção de bolhas desenvolvido a partir do estudo do fenômeno de entranhamento de ar em um sistema *plunging jet*. Para cada uma das campanhas experimentais executadas é apresentada a matriz de testes proposta.

A bancada experimental *plunging jet* está detalhada no Apêndice B. Cabe assinalar que os experimentos executados nessa bancada não tiveram como objetivo chegar em uma semelhança dinâmica com os experimentos realizados no separador *Shroud-Invertido*, apenas o desenvolvimento de uma técnica óptica para a medição da distribuição estatística do diâmetro de bolha.

O separador gravitacional *Shroud-Invertido* descrito no presente capítulo, teve financiamento da empresa Petróleo Brasileiro S.A. (PETROBRAS) e está instalado no Laboratório de Engenharia Térmica e Fluidos (LETef) da Escola de Engenharia da São Carlos (EESC).

3.1 Avaliação da Eficiência de Separação de Gás em um separador do tipo *Shroud-Invertido*

3.1.1 Descrição do separador piloto *Shroud-Invertido*

No intuito de estudar teórico-experimentalmente a separação de gás em um separador gravitacional do tipo *Shroud-Invertido*, para avaliar as correlações experimentais propostas por Mendes (2012) e Ortiz-Vidal et al. (2010), bem como focando no entendimento do processo de entranhamento de ar, comprimento do enxame de bolhas e a distribuição estatística do diâmetro das bolhas produzidas pela dissipação de energia cinética turbulenta no interior do nível anular interno (NAI), foi montada no LETef uma instalação experimental que simula as condições operacionais dos poços de produção.

O separador piloto *Shroud-Invertido* é composto por 3 tubulações concêntricas, um

tubo interno de PVC (na prática, tubo de produção) coberto por 2 tubos de vidro borosilicato, um intermediário chamado de *Shroud* e um externo chamado de *Casing*, Figura 12. Linhas de suprimento de água, óleo e ar, junto com um sistema de instrumentação e controle implementado em LabVIEW[®] permitem controlar as condições de operação do separador. Os componentes e instrumentação que fazem parte da instalação se encontram indicados por letras e números na Figura 13 e listados na Tabela 3 e na Tabela 4, respectivamente.

Figura 12 – Separador gravitacional piloto tipo *Shroud*-Invertido em posição vertical.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Figura 13 – Representação esquemática do separador piloto *Shroud-Invertido* instalado no LETeF. As letras representam os componentes da instalação experimental, enquanto os números indicam os instrumentos de medição.

Fonte: Elaborada pelo autor.

As principais características do separador *Shroud-Invertido* instalado para a execução deste trabalho são descritas a seguir:

- Instalação de medidores Coriolis a fim de reduzir incertezas experimentais presentes nos estudos anteriores.
- Instalação de uma bomba a jusante da linha de teste (componente I, Figura 13). Essa nova proposta experimental se deve à tentativa de simular de forma mais realista as condições de operação de um separador de fundo do poço.
- Montagem da seção de teste com diâmetros interno e externo da região anular interna (AI) de 32 e 75 mm, enquanto na região anular externa (AE) são 85 e 105 mm, respectivamente. Diâmetro interno do tubo de produção de 28 mm. Esta geometria foi definida com base nas instalações utilizadas na prática, *vide* Figura 14 e Tabela 5.
- A seção de teste (componente H, Figura 13) permite visualizar os escoamentos de maneira independente, bem como estudar o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}) junto com a distribuição estatísticas das bolhas na região de impacto entre o escoamento em superfície livre e o NAI. A Figura 15 representa a nova configuração da seção de teste.

Tabela 3 – Componentes do separador piloto *Shroud*-Invertido.

Letra	Componente
A	Separador água-óleo de placas coalescentes
B	Tanque de água (400 litros)
C	Bomba de deslocamento positivo Weatherford 2WHT53
D	Inversor de Frequência VACON 0100-3L-0048-2
E	Misturador de fases
F	Válvula tripartida com atuador pneumático
G	Estrutura inclinável (0-90)
H	Seção de Testes
I	Bomba de deslocamento positivo Weatherford 2WHT53
J	Inversor de Frequência WEG CFW-09
K	Tanque intermediário (200 litros)
L	Válvula abre-fecha com atuador pneumático
M	Compressor de ar Schulz SRP-3030
N	Purgadores de líquido da linha de ar
O	Válvula de agulha manual
P	Válvula de agulha com motor de passo (Alta vazão)
Q	Válvula de agulha com motor de passo (Média vazão)
R	Válvula de agulha com motor de passo (Baixa vazão)
S	Válvula de agulha manual
T	Tanque decantador a jusante

Fonte: Elaborada pelo autor.

Tabela 4 – Instrumentos de medição do separador piloto *Shroud*-Invertido

N	Instrumento de medição	Medição	Range	Precisão
1	Med. de vazão tipo paleta OGT	Vazão de água	1-35 L/min	0,75% RD
2	Med. de vazão Oval EX Delta	Vazão de água	30-1300 L/min	1% RD
3	Termopar tipo K Novus	Temp. no fundo do Shroud	0-100	
4	Transd. de pressão Huba Control 510	Pressão no começo do AE	0-500 kPa	0,25% FE
5	Termopar tipo K Novus	Temp. no começo do AE	0-100	
6	Transd. dif. de pre. Huba Control 961	Nível do anular interno	0-100 kPa	0,25% FE
7	Transd. dif. de pre. Smar LD301	Fração volumétrica no AE	0-50 kPa	0,075%Span
8	Transd. dif de pre. E-Hauser PMD 75	Grad. de pressão no AE	-10-10 kPa	
9	Transd. dif de pre. E-Hauser PMD 75	Grad. de pressão no AE	-3-3 kPa	
10	Termopar tipo K Novus	Temp. no final do AE	0-100	
11	Transd. de pre. Huba Control 510	Pressão no final do AE	0-500 kPa	0,25% FE
12	Transd. de pre. Danfoss AKS33	Pressão de revestimento	0-1200 kPa	
13	Medidor Coriolis CMFS10M	Vazão de gás a jusante do IS	0,01-81,6 kg/h	0,1% RD
14	Medidor Coriolis CMFS10M	Vazão de gás a jusante do IS	0,01-81,6 kg/h	0,1% RD
15	Transd. dif. de pre. Smar LD301	Pre. dif. bomba de retorno	0-250 kPa	0,075%Span

Fonte: Elaborada pelo autor.

Figura 14 – Descrição dos diâmetros e regiões anulares que compõem o separador *Shroud-Invertido*.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Tabela 5 – Diâmetros do separador *Shroud-Invertido*.

Tipo de tubo	Diâ. interno (mm)	Diâ. externo (mm)
Tubo de produção	28	32
Tubo <i>Shroud</i> -invertido	75	85
Tubo casing ou externo	115	125

Fonte: Elaborada pelo autor.

Figura 15 – Configuração da seção de teste.

Fonte: Elaborada pelo autor.

A seguir, descreve-se sucintamente alguns dos componentes e instrumentos de medição apresentados na Figura 13 e listados na Tabela 3 e Tabela 4.

3.1.2 Sistema de suprimento de líquido

O Laboratório de Engenharia Térmica e Fluidos (LETef) funciona através de um circuito fechado e um aberto, respectivamente, linha de líquido (água) e linha de ar. A linha de líquido possui um separador de água-óleo de placas coalescentes (Componente A), os fluidos são separados por decantação e posteriormente depositados nos tanques de óleo e água (componentes B). O início do escoamento da água ocorre através da abertura da válvula de saída do tanque, *vide* Figura 16.

Figura 16 – (a) Tanque separador de água-óleo de placas coalescentes (b) Tanque de água com válvula de saída para a bomba a montante do separador *Shroud-Invertido*.

Fonte: Elaborada pelo autor.

A água é movimentada por uma bomba de deslocamento positivo Weatherford modelo 2WHT53 (componente C) com capacidade máxima de pressão de aproximadamente 12 bar. Possui um sistema bypass, sendo possível aumentar a vazão na linha. Um inversor de frequência Vacon 0100-3L-0048-2 (componente D) permite acionar e controlar a bomba remotamente por meio de uma plataforma NI LabVIEW ®. Ver Figura 17.

Figura 17 – (a) Bomba de água a montante (b) Inversor de frequência da bomba de água.

Fonte: Elaborada pelo autor.

3.1.3 Sistema de suprimento de ar

O sistema de suprimento de ar da instalação experimental está composto por um compressor do tipo parafuso modelo Schulz SRP-3030 Compact, indicado pelo componente M

na Figura 13. Este fornece ar a uma pressão de trabalho de 7,5 bar, descarregando-o em um sistema de tanques pneumáticos e posteriormente passando-o por um conjunto de purgadores (componente N), *vide* Figura 18. O ar entra na linha experimental através de uma válvula de agulha (componente O) controlada manualmente.

Figura 18 – (a) Compressor de ar do tipo parafuso. (b) Sistema de tanques pneumáticos de armazenagem de ar.

Fonte: Elaborada pelo autor.

3.1.4 Mistura e separação das fases líquida e gás

Após o acionamento das linhas de líquido e ar, de forma independente, as duas fases são misturadas (componente E) antes da entrada ao separador *Shroud-Invertido*. Uma vez que acontece o processo de separação de gás, parte do gás sai do separador e é armazenado em um tanque decantador (componente T). O líquido arrastado pelo ar é decantado, enquanto que o ar sai pela parte superior do tanque, evitando incertezas na medição da vazão mássica realizada pelo coriolis, bem como riscos mecânicos nele. A válvula de agulha (componente S) permite regular a vazão mássica de ar a jusante do separador, fazendo com que a pressão de revestimento (P_{rev}) mude e, conseqüentemente, a eficiência de separação de gás (η). A Figura 19 ilustra o tanque decantador, o medidor coriolis e a válvula de agulha, respectivamente.

Figura 19 – (a) Tanque decantador a jusante (b) Coriolis e válvula de agulha a jusante.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Por outra parte, o líquido entrando pelo tubo de produção durante o processo de separação, é descarregado em um tanque intermediário (componente K) aberto à atmosfera, isto permite diminuir o risco associado à pressurização excessiva dentro dos tubos de vidro que compõem o separador. Diferentemente dos trabalhos desenvolvidos por Mendes (2012) e Ortiz-Vidal et al. (2010), foi instalada uma bomba helicoidal (componente I) a jusante do separador IS, controlada por um inversor de frequência WEG modelo CFW09 (componente J) retorna o líquido do tanque intermediário até o tanque separador de placas coalescentes para continuar o ciclo de circulação na instalação experimental. A montagem dos componentes K, I e J é ilustrada na Figura 20.

Figura 20 – Sistema de retorno de líquido. (a) Bomba a jusante e tanque intermediário de líquido (b) Variador de frequência da bomba a jusante.

Fonte: Elaborada pelo autor.

3.1.5 Instrumentação e aquisição de dados

A instrumentação utilizada para mensurar as variáveis experimentais durante os experimentos se encontram listados na Tabela 4 e numerados na Figura 13. Os medidores podem ser divididos em três tipos: de pressão, temperatura e vazão volumétrica.

Para baixas vazões de água se utilizou um medidor tipo paleta Badger Meter modelo OGT HF, enquanto que para altas vazões foi usado um medidor tipo vortex Oval modelo Ex Delta (instrumentos 1 e 2 Figura 13, respetivamente), ver Figura 21.

Neste trabalho, diferentemente dos trabalhos anteriormente desenvolvidos no separador *Shroud-Invertido*, dois medidores Coriolis foram utilizados para a medição da vazão mássica de ar a montante e a jusante do separador IS. Esta nova montagem reduz a incerteza de medição reportado nos trabalhos de Barbosa (2015), Mendes (2012) e Ortiz-Vidal et al. (2010). A Figura 22 mostra a instalação na linha de ar do medidor Coriolis a montante.

Figura 21 – Sistema de medidores de vazão de água. (a) Medidor tipo paleta Badger Meter modelo OGT HF (b) Medidor tipo vortex Oval modelo Ex Delta.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Figura 22 – Medidor Coriolis e válvula de agulha a montante do separador IS.

Fonte: Elaborada pelo autor.

A aquisição de dados durante a execução da campanha experimental foi realizada através de um sistema de aquisição e controle que possui uma placa de aquisição de dados modelo NI PCI-6224 da National Instruments ®, com 16 bits de resolução, 48 canais digitais e 32 canais analógicos, tendo uma aquisição de sinais a uma frequência de 5 mil amostras por segundo (5000 Hz) em cada canal. O programa de aquisição foi implementado utilizando a linguagem G do LabVIEW ® 17. O painel frontal do programa de aquisição utilizado durante os experimentos é mostrado na Figura 23.

Através do painel frontal de aquisição foi monitorado em tempo real a variação das variáveis de interesse. Gráficos de diferentes pressões eram visualizados, sendo a pressão de revestimento (P_{rev}) a que indicava se o sistema atingia o regime permanente. Também, mostraram-se parâmetros considerados para a execução da matriz experimental: as vazões de líquido e de gás, o NAI, a eficiência de separação (η) e a potência das duas bombas (a montante e a jusante do separador IS).

Figura 23 – Painel frontal do programa de aquisição de dados utilizado durante a campanha experimental. Implementado no LabVIEW® 17.

Fonte: Elaborada pelo autor.

3.1.6 Matriz experimental

Sabendo que a eficiência de separação de gás (η) tem relação direta com a posição do nível do anular interno (L_{nai}) e é função de variáveis como a vazão de líquido (Q_l), ângulo de inclinação (β) e viscosidade da fase líquida (μ_l) (MENDES, 2012; ORTIZ-VIDAL et al., 2012), projetou-se uma matriz experimental que considera essas variáveis e permite a avaliação e/ou o levantamento de correlações empíricas. Assim, foi proposta a matriz experimental mostrada na Tabela 6. Um total de 102 pontos experimentais foram coletados.

Tabela 6 – Matriz experimental proposta para avaliar a Eficiência de Separação de Gás.

Fatores	Limites	Número de Fatores
Viscosidade de líquido (μ_l)	Água (1cP)	1
Ângulo de inclinação,* (β)	90° 45° 15°	3
Vazão de gás a montante,** ($\dot{m}_{mte}$)	1 e 2 kg/h	1
Vazão de líquido, (Q_l)	25, 40, 55 e 75 l/min <50% 50% - 75% 75% - 97% >97%	4
Eficiência de separação,*** (η)	Sep. Inundado ****	8
Total de pontos experimentais		102

* Com relação à horizontal.

** Somente para a vazão de 25 l/min foi usada a vazão mássica de 1 kg/h.

*** Coletaram-se 2 pontos para cada faixa de eficiência de separação (η).

**** Coletaram-se 2 pontos para cada inclinação.

Fonte: Elaborada pelo autor.

3.1.7 Procedimento experimental para avaliação da eficiência de separação de gás

Para o desenvolvimento da campanha experimental no *Shroud-Invertido* (IS), projetou-se uma metodologia que permitisse coletar dados eficiência de separação de gás (ESG) diminuindo as incertezas próprias do experimento e dos instrumentos de medição utilizados. Foram testadas diferentes condições atingindo os limites de vazão de líquido da instalação.

A seguir, descreve-se passo a passo o procedimento executado durante a coleta de dados de ESG.

1. Definiu-se a inclinação de separador IS a ser testada. Esta foi ajustada através de um sistema de içamento e um medidor de nível.
2. Verificava-se que todas as válvulas da linha de líquido (água) estavam fechadas, tanto a montante quanto a jusante do separador. No caso da linha de gás (ar), somente as válvulas a montante ficavam fechadas, *i.e.*, a válvula de agulha a jusante (Figura 19b) ficava aberta completamente. Assim, evitavam-se obstruções na linha de ar uma vez que as válvulas a montante eram abertas.
3. Acionava-se o compressor e se aguardava até que o sistema de tanques pneumáticos (Figura 18b) atingissem a pressão de trabalho. Posteriormente, os purgadores localizados a montante do separador, na linha de gás, eram abertos a fim de drenar a água acumulada na linha devido a condensação, evitando danos no medidor de vazão (Coriolis).
4. Os dois variadores de frequência eram ligados, um para a bomba a montante e um outro para a bomba de retorno a jusante do separador. Executou-se o programa de aquisição de dados na plataforma de LabVIEW[®] tanto no computador de aquisição quanto no computador de acesso remoto.
5. Abriram-se as válvulas da linha de líquido. Em seguida, era acionada a bomba de líquido (Figura 17a) e incrementou-se gradualmente a potência da bomba, consequentemente a vazão de líquido, através do programa de aquisição até atingir a vazão requerida. Em paralelo, a bomba de retorno era ligada regulando a potência de forma que o nível do tanque de saída de líquido ou tanque intermediário (Figura 20a) permanecesse quase-estático. Vazões de líquido entre 15 l/min e 75 l/min foram testadas.
6. Enquanto as bombas de líquido a montante e a jusante do separador eram sincronizadas, era aberta lentamente a válvula reguladora da vazão de ar a montante (válvula de agulha, Figura 22) até obter a vazão mássica desejada. 2 kg/h no caso de altas vazões (40, 55 e 75 l/min) e 1 kg/h para vazão de 25 l/min. Este processo era realizado lentamente a fim de minimizar perturbações no sistema.
7. Em paralelo à abertura da válvula de agulha a montante do separador, a válvula de agulha a jusante era fechada a fim de aumentar a pressão do sistema (pressão de revestimento)

e, conseqüentemente, diminuir o nível anular interno (NAI) até chegar em uma ESG de aproximadamente 30%. Este passo era demorado (em torno de 3-4 h). Durante esse período, a válvula de agulha a jusante era manipulada visando manter a pressão de revestimento constante e estabilizar o NAI até atingir o regime permanente do sistema.

8. Uma vez em regime permanente para as condições de vazão e eficiência inicialmente estabelecidas, *i.e.*, a pressão de revestimento (P_{rev}) permaneceu constante no tempo conforme indicado no gráfico de pressões no screen LabVIEW[®], coletou-se o primeiro ponto experimental. Este ponto se caracterizou por ter a maior pressão de revestimento (P_{rev}), pois a válvula de agulha a jusante do separador estava quase fechada, e o menor comprimento do NAI para essa condição experimental.
 9. Para a coleta dos seguintes pontos experimentais, era aberta a válvula de agulha a jusante do separador de tal forma que a pressão de revestimento (P_{rev}) diminuísse, havendo um aumento do NAI e da ESG até alcançar a eficiência requerida. Nesse momento, foi coletado um novo ponto experimental. O fechamento da válvula de agulha se repetiu várias vezes visando percorrer toda a faixa de eficiência, *i.e.*, partindo da eficiência mínima até a eficiência máxima (100%). Pontos experimentais com ESG de 30%, 40%, 50%, 60%, 70%, 80%, 90% e maiores que 97% foram coletados.
 10. Cada vez que foi aberta a válvula de agulha a jusante do separador, a vazão de líquido foi verificada. Caso fosse necessário, ajustava-se novamente a vazão para o valor anteriormente definido.
 11. Uma vez terminada a coleta de pontos de eficiência para uma vazão de líquido fixa (8 pontos), uma nova vazão de líquido foi estabelecida aumentando ou diminuindo a potência da bomba por meio do inversor de frequência no programa de aquisição.
 12. Com a nova vazão de líquido já definida, os passos 8, 9, 10 e 11 foram repetidos.
 13. Uma vez terminados os testes, eram desligadas as bombas de líquido e o compressor. As válvulas de cada linha eram fechadas, exceto a válvula de agulha a jusante do separador, a qual era aberta totalmente. Ademais, a válvula do tanque decantador (Figura 19a) era aberta a fim de esvaziar a água decantada e ajudar a despressurizar o separador mais rapidamente.
 14. Todos os passos anteriores foram repetidos para cada inclinação testada.
- 3.1.8 Procedimento experimental para avaliação da eficiência de separação de gás com o separador inundado

No estudo do separador inundado foram coletados 6 pontos experimentais, 2 para cada inclinação testada (15°, 45° e 90°). Para a coleta de dados, repetiram-se desde o passo 1 até o passo 6 descritos na subseção 3.1.7. Utilizaram-se vazões de líquido de 65 l/min (para 15° e

45°) e 25 l/min (para 90°), com uma vazão mássica de ar constante (1 kg/h). Os passos seguintes se descrevem abaixo:

7. A válvula de agulha a montante do separador foi aberta até chegar em uma vazão de 1 kg/h, a válvula de agulha a jusante permaneceu parcialmente aberta a fim de ter um aumento mínimo na pressão de revestimento, fazendo com que o nível anular interno (NAI) subisse até chegar no nível anular externo (NAE). Neste momento, manipulou-se a válvula de agulha a jusante visando manter a pressão de revestimento constante e estabilizar o nível de água logo acima do NAE.
8. Uma vez constante a pressão de revestimento e o nível de água, o sistema chegou no regime permanente para as condições de vazão estabelecidas, conforme indicado no gráfico de pressões no screen LabVIEW ®. Assim, procedeu-se a coletar o primeiro ponto de inundação.
9. Para a coleta do segundo ponto de inundação, foi ligeiramente aberta a válvula de agulha a jusante do separador de tal forma que a pressão de revestimento (P_{rev}) diminuísse, havendo um aumento do nível de água, quase chegando no topo do separador. Já em regime permanente, foi coletado o ponto experimental. Cabe assinalar que este ponto foi coletado cuidadosamente pois existia o risco de preencher completamente o separador, começando a escoar água diretamente para o tanque decantador (Figura 19a) e posteriormente no medidor coriolis (Figura. 19b).
10. Uma vez coletados os 2 pontos de inundação, eram desligadas as bombas de líquido e o compressor. As válvulas de cada linha eram fechadas, exceto a válvula de agulha a jusante do separador, a qual era aberta totalmente. Ademais, a válvula do tanque decantador era aberta a fim de esvaziar a água decantada e ajudar a despressurizar o separador mais rapidamente.
11. Todos os passos anteriores foram repetidos para cada inclinação testada.

3.1.9 Processamento e análises dos dados experimentais

Uma vez coletados os dados experimentais do estudo da eficiência de separação de gás (ESG) no separador *Shroud-Invertido* (IS), foram realizados mapas de contorno, relacionando as principais variáveis que influenciam na eficiência de separação de gás (ESG), *i.e.*, a vazão de líquido (Q_l), nível anular interno (NAI) e o diferencial de pressão (ΔP) entre as pressões de revestimento (P_{rev}) e atmosférica (P_{atm}), para as diferentes inclinações (β) testadas. Além disso, visando uma lei universal que permita o escalonamento do separador piloto para uso em campo, realizaram-se mapas de eficiência de separação de gás utilizando parâmetros adimensionais que incorporam as variáveis descritas anteriormente, bem como a viscosidade cinemática (μ), a densidade (ρ) e a tensão superficial (σ) da água e parâmetros geométricos como o diâmetro

hidráulico (D_{hai}) e o comprimento da interface gás-líquido (S_i) na região anular interna do separador.

Para a escolha dos parâmetros adimensionais a serem calculados a partir dos dados coletados experimentalmente e do modelo de previsão da separação total de gás (descrito no Capítulo 4), consideraram-se as variáveis medidas em campo e as forças relacionadas nos diferentes números adimensionais reportados na literatura. Deste modo, o número de Weber modificado (We^*), o número de capilaridade (Ca) e o número de Euler (Eu) foram calculados a fim de representar os dados. As Equações 3.1, 3.2 e 3.3 foram utilizadas para a determinação desses parâmetros, respetivamente.

$$We^* = \frac{\rho_l V_{sl}^2 S_i}{48\sigma} \quad (3.1)$$

$$Ca = \frac{\mu_l V_{sl}}{\sigma} \quad (3.2)$$

$$Eu = \frac{\Delta P}{\rho_l V_{tp}^2} \quad (3.3)$$

Onde ρ_l representa a densidade do líquido, V_{sl} é a velocidade do escoamento em superfície livre, S_i o comprimento da interface gás-líquido, σ a tensão superficial gás-líquido, μ_l a viscosidade do líquido, ΔP o diferencial de pressão e V_{tp} a velocidade média do escoamento no interior do tubo de produção.

Após os mapas de eficiência serem obtidos foi notado que no caso do separador inclinado, os três números adimensionais propostos representaram os dados experimentais de forma coerente com o previsto pela teoria e as observações feitas durante a execução da campanha experimental. Contudo, para o separador na posição vertical, percebeu-se que o número de capilaridade mostrava inconsistência na representação dos dados, portanto, este parâmetro foi retirado do mapa de eficiência adimensional para o separador na vertical.

Devido à falta de um modelo analítico para a previsão da separação total de gás no *Shroud-Invertido* na posição vertical, uma correlação experimental que relaciona o número de Weber modificado (We^*), o número de Euler (Eu) e a eficiência de separação de gás (η) foi determinada, dividindo os dados experimentais em 4 faixas de eficiência: 30%-50%, 50%-70%, 70%-80% e 80%-100%. Uma expressão da forma $Eu = f(We^*)$ foi fitada para cada faixa de eficiência. Enquanto que os coeficientes dessas expressões foram ajustados por outras expressões em função da eficiência de separação de gás (η). Deste modo, obteve-se uma correlação experimental, com carácter universal, que prevê a eficiência de separação de gás uma vez conhecida a vazão de líquido e o diferencial de pressão, ambas as variáveis medidas na prática.

Os dados coletados para a avaliação experimental da eficiência de separação de gás (ESG) se encontram no Apêndice C.

3.2 Distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior do separador *Shroud-Invertido*

3.2.1 Descrição da instalação experimental para o estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha

A fim de estudar a distribuição estatística do diâmetro das bolhas geradas devido ao impacto do escoamento em superfície livre e o NAI, adaptou-se ao separador *Shroud-Invertido* uma seção de visualização com dimensões internas $100\text{ mm} \times 110\text{ mm} \times 570\text{ mm}$, construída de acrílico transparente e localizada na parte superior da região anular interna conforme ilustrado na Figura 12. Uma câmera de vídeo de alta velocidade junto com uma lâmpada LED também foram instaladas. No interior da seção de visualização se localizou um padrão de calibração de $500\text{ }\mu\text{m}$ feito em fotolito, colado sobre uma pequena barra retangular de acrílico paralela ao face frontal da seção de visualização. A seção foi preenchida de glicerina visando reduzir o erro de curvatura causado pela espessura do tubo *Shroud*.

Figura 24 – Instalação experimental para estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha na região anular interna do separador IS.

Fonte: Elaborada pelo autor.

3.2.2 Matriz experimental

Conforme estudado na seção 2.5, o fenômeno de entranhamento de ar devido ao impacto de um jato líquido sobre uma superfície líquida está relacionado à velocidade do jato e, consequentemente, à vazão de escoamento. No caso do separador *Shroud-Invertido*, a velocidade do escoamento em superfície livre é um dos fatores que influencia no entranhamento de ar na região anular interna. Sabendo que essa velocidade é função de parâmetros geométricos, tais como a área e o perímetro da fase líquida, bem como do ângulo de inclinação do separador e da vazão de líquido, propõe-se a matriz de testes mostrada na Tabela 7. A fim de estudar o tamanho das bolhas ao longo de todo o enxame de bolhas, 6 posições diferentes foram escolhidas para serem

filmadas, as quais mudaram dependendo a condição experimental testada. O valor da posição de filmagem foi determinado subtraindo a localização da câmera (228 cm a partir da entrada do tubo de produção) do NAI, Equação 3.4.

Tabela 7 – Matriz experimental para estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior da região anular interna do separador IS.

Fatores	Limites	Número de Fatores
Viscosidade de líquido (μ_l)	Água (1cP)	1
Ângulo de inclinação,* (β)	90° 45° 15°	3
Vazão de gás a montante, ($\dot{m}_{mte}$)	1 kg/h	1
Vazão de líquido,** (Q_l)	15, 25 e 45 l/min	1
Posições de filmagem,*** (L_{lente})	L ₁ , L ₂ , L ₃ , L ₄ , L ₅ e L ₆	6
Total de pontos experimentais		24

* Com relação à horizontal.

** Usou-se vazão de 45 l/min para 15°, vazões de 15 e 25 l/min para 45° e vazão de 15 l/min para 90°.

*** As posições de filmagem mudaram dependendo a vazão de líquido.

Fonte: Elaborada pelo autor.

$$L_{lente} = \text{NAI} - 228 \text{ cm} \quad (3.4)$$

3.2.3 Procedimento de coleta de dados

O foco do trabalho experimental foi a medição, através de técnicas visuais, do diâmetro das bolhas (d_b) geradas pelo choque entre o escoamento em superfície livre (separador inclinado) ou escoamento em cascata (separador vertical) e o NAI no interior de um separador *Shroud-Invertido*. Água e ar foram os fluidos de trabalho. Similarmente ao estudo na bancada *Plunging Jet*, utilizaram-se as técnicas *Planar Image* e *Shadow Sizing* para a coleta dos dados.

Os erros de curvatura e distorção associados à espessura do tubo *Shroud* e aos efeitos de refração entre os fluidos (glicerina-água) foram considerados. Para isso, realizaram-se testes preliminares com a seção de visualização, ainda não instalada no separador, e três fluidos (água, glicerina e ar). Dois padrões de calibração de 500 μm foram utilizados: um no interior da seção de visualização conforme descrito na subseção 3.2.1 e um outro no plano médio de um tubo de igual material, diâmetro e espessura que o tubo *Shroud*. Ambos os padrões se localizaram no mesmo plano, paralelos à face frontal da seção de visualização. A Figura 25 ilustra a posição dos padrões de calibração e um testes comum realizado.

Figura 25 – Testes para determinação dos erros de curvatura e distorção associados à espessura do tubo Shroud e os efeitos da refração entre os fluidos (glicerina-água).

Fonte: Elaborada pelo autor.

Dentro da seção de visualização foram utilizados separadamente ar, água e glicerina, combinados com ar e água no interior do tubo, gerando seis permutações: ar-ar, ar-água, água-água, água-ar, glicerina-ar, glicerina-água. Obtiveram-se imagens dos padrões de calibração para cada permutação através de uma câmera de vídeo de alta velocidade. Comparou-se a relação pixel/mm em ambos os padrões. Para isso, foram analisados comprimentos de 10 mm do padrão no interior do tubo, correspondente a 20 unidades do padrão, em 3 posições diferentes: extremidade inferior, no centro e na extremidade superior. A menor distorção ocorreu na combinação ar-ar, tendo uma distorção máxima (7%) nas extremidades e mínima (1,5%) na região central do tubo.

Após os testes preliminares na seção de visualização, começou-se a coleta de dados. Para isso se definiram as condição de operação do separador, *i.e.*, inclinação e vazão de líquido. Já com o sistema em regime permanente e com o NAI à altura da seção de visualização, mediu-se com uma trena o comprimento do enxame de bolhas, definindo 6 posições de filmagem (L_{lente}) correspondentes a 6 valores diferentes do NAI, uma vez que o sistema câmera-lâmpada se manteve fixo durante os experimentos. A Figura 26 ilustra as 6 posições de filmagem.

Uma câmera de vídeo de alta velocidade Olympus i-Speed3 com lente AF Nikkor 50 mm 1:1.4D e uma lâmpada LED de 30 W e 2300 lumens foram usadas para filmar todos os pontos experimentais. A câmera foi calibrada com o padrão de medição localizado no interior da seção de visualização. Velocidades de filmagem e obturação entre 2000-3000 fps e x1, respetivamente, foram escolhidas visando melhorar o contorno das bolhas, observado em tempo real através uma tela de visualização. A Figura 27 apresenta a montagem experimental do sistema câmera-lâmpada, bem como a filmagem de um ponto experimental.

Figura 26 – Representação esquemática das posições de filmagem do enxame de bolhas gerado na região anular interna do separador IS. L_1 , L_2 ,..., L_6 representam as 6 posições de filmagem L_{lente} , enquanto NAI 1, NAI 2,..., NAI 6 indicam as posições do NAI. A câmera de vídeo de alta velocidade e a lâmpada LED foram instalados 228 cm da entrada do tubo de produção.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Figura 27 – Montagem sistema câmera-lâmpada (a) Processo de filmagem de um ponto experimental (b) Detalhe da filmagem de um enxame de bolhas.

Fonte: Elaborada pelo autor.

3.2.4 Processamento e análises dos dados experimentais

A partir das filmagens obtidas, fez-se um corte em uma região intermediária compreendida entre o tubo de produção e o tubo *Shroud*. A escolha desta região, no caso do separador inclinado, considerou o fato da dissipação de energia cinética turbulenta acontecer logo abaixo da zona do choque entre o escoamento em superfície livre e o NAI, tendo o fenômeno de quebra de bolha, de interesse neste estudo, na extremidade inferior do tubo *Shroud*. Além disso, essa região desconsiderou as bolhas ascendentes devido ao efeito da gravidade, descritas pela Lei de Stokes. Para o separador na posição vertical teve-se axissimetria, portanto foi escolhida a região intermediária com melhor contraste das bolhas. As regiões próximas às paredes do tubo *Shroud* e do tubo de produção não foram levadas em conta, uma vez que estas afetam a homogeneidade da iluminação (também influenciada pela luz proveniente do ambiente). Assim, tornou-se mais simples o processamento das imagens.

Para a determinação do diâmetro de bolha, um algoritmo foi desenvolvido usando o Toolbox de processamento de imagens no software MATLAB®, versão R2017a. No total, foram analisados 240 dos 2400 frames obtidos para cada ponto experimental, *i.e.*, cada 10 frames, uma imagem foi escolhida para ser analisada. Intervalos menores que 10 frames aumentaram consideravelmente o tempo de processamento com pouca melhora na precisão dos resultados. As etapas principais do algoritmo estão descritas a seguir e ilustradas na Figura 28.

1. Aplicou-se um filtro do tipo mediana na imagem original (Figura 28a), removendo sinais de ruído e substituindo o valor do pixel central –no caso de uma matriz 3x3– pelo valor da mediana dos 8 pixels vizinhos. Cabe acrescentar que só é possível verificar diferenças visuais após a aplicação do filtro caso haja boa aproximação da imagem, em vista disso, este passo não é mostrado na Figura 28. Apesar de parecer indiferente, o filtro mediana evita o aparecimento de pontos brancos devido à ruídos na Figura 28b.
2. Subtraiu-se a imagem filtrada do complemento da imagem. Esse passo diminuiu a intensidade das bolhas fora de foco, ver Figura 28b.
3. Devido à iluminação não homogênea, uma limiarização com valor de Threshold fixo poderia causar excesso de segmentação em áreas de maior ou menor luminosidade. Para evitar esse problema, aplicou-se uma limiarização local, assumindo uma iluminação de fundo homogênea em pequenos blocos da imagem, obtendo-se a Figura 28c. Esta limiarização é conhecida como método Bradley (BRADLEY; ROTH, 2007).
4. Aplicou-se a transformada *Watershed* no intuito de segmentar as regiões sobrepostas em bolhas individuais, *vide* Figura 28d.
5. Extraíu-se a área, centroide e excentricidade de cada região segmentada utilizando a função *regionprops*. Nesta etapa, ainda se observam regiões segmentadas muito distantes de bolhas individuais, devido à grande sobreposição de bolhas, além da presença de bolhas fora

de foco. Essas regiões foram desconsideradas utilizando como critério a excentricidade, parâmetro que varia entre 0 e 1. Sabendo que quanto mais próximo de 0, mais próximo de uma circunferência, melhor a aproximação e menor o número de bolhas identificadas. Um valor de excentricidade igual a 0.3 foi escolhido, uma vez que abaixo desse valor o número de bolhas identificadas diminuiu drasticamente, ver Figura 28e.

6. Obtiveram-se os diâmetros equivalente (d_{eq}), Sauter (d_{sauter}) e máximo (d_{max}), bem como a distribuição estatística do diâmetro equivalente para cada ponto experimental. Os diâmetros equivalente e Sauter foram calculados usando as Equações 3.5 e 3.6 conforme reportado por Evans, Jameson e Atkinson (1992), Neto-Lima (2015) e Lovick et al. (2005). Para o primeiro desses diâmetros se considerou a área planar (A) de cada bolha identificada. O diâmetro máximo (d_{max}) correspondeu ao diâmetro cujo valor foi maior que 99% dos diâmetros em uma distribuição de frequência acumulada, de acordo com Evans, Jameson e Atkinson (1992).
7. Para garantir o estudo das bolhas submetidas aos efeitos da turbulência, foram desconsiderados os diâmetros equivalente maiores que o diâmetro crítico ($d_{critico}=1,5$ mm) para o qual a quebra devido à turbulência pode prevenir aglomeração de bolhas. Este valor foi determinado usando o critério de Brodkey (1967), conforme a Equação 3.7.

$$d_{eq} = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad (3.5)$$

$$d_{sauter} = \frac{\sum_{i=1}^k n_i d_i^3}{\sum_{i=1}^k n_i d_i^2} \quad (3.6)$$

$$d_{crit} = \sqrt{\frac{0,4\sigma}{(\rho_l - \rho_g)g}} \quad (3.7)$$

Figura 28 – Processamento de imagem considerado para análises dos dados. (a) Imagem original, (b) Complemento modificado, (c) Imagem binarizada, (d) Transformada Watershed, (e) Regiões extraídas e plotadas para visualização.

Fonte: Elaborada pelo autor.

4 MODELAGEM FENOMENOLÓGICA DO SEPARADOR IS INCLINADO

Neste capítulo, apresenta-se a modelagem fenomenológica desenvolvida para o separador gravitacional do tipo *Shroud-Invertido* em posição inclinada. O capítulo está dividido em duas seções. Na primeira seção, descreve-se a metodologia usada para a determinação da eficiência de separação de gás (ESG). Em sequência, é apresentado o modelo semi-analítico para a previsão da separação total de gás proposto por Ortiz-Vidal (2010) e modificado por Barbosa (2015) e Mendes (2012). O modelo considera a existência de um comprimento mínimo do nível anular interno que garante 100% de eficiência de separação de gás. Esse comprimento é uma função do diâmetro de bolha, calculado a partir de uma correlação empírica do comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta no interior do separador (L_{dis}). No final do capítulo, propõe-se uma nova correlação experimental para o comprimento característico L_{dis} .

4.1 Eficiência de separação de gás (ESG)

A eficiência de separação de gás (η) do separador gravitacional *Shroud-Invertido* é calculada pela Equação 4.1:

$$\eta = \frac{\dot{m}_{g,jte}}{\dot{m}_{g,mte}} \quad (4.1)$$

Onde $\dot{m}_{g,jte}$ e $\dot{m}_{g,mte}$ se referem as vazões mássicas de gás a jusante e a montante do separador, respetivamente. Ambas as vazões são medidas experimentalmente.

4.2 Modelagem semi-analítica do separador *Shroud-Invertido* inclinado

No intuito de prever a separação total de gás em um separador gravitacional do tipo *Shroud-Invertido*, Ortiz-Vidal (2010) desenvolveu um modelo fenomenológico utilizando uma abordagem de volume de controle conforme apresentado Figura 29. Os pontos 1 e 2 representam o nível anular interno (NAI) e a saída do tubo de produção.

Ortiz-Vidal (2010) adotou as hipóteses descritas a seguir:

1. O padrão de escoamento gás-líquido na região anular externa (AE) não influencia no escoamento monofásico em superfície livre, *vide* Figura 29, e portanto no funcionamento do separador.
2. Toda a vazão de líquido que escoar pela região anular externa (AE) ingressa à região anular interna (AI).
3. O escoamento monofásico em superfície livre ocorre em regime permanente e uniforme sem presença de aeração em todo seu comprimento.

4. Toda a energia cinética resultante do escoamento em superfície livre se dissipa através da produção de turbulência no momento do choque do escoamento com o NAI, desconsiderando que parte da energia cinética disponível é utilizada para a formação da interface das bolhas e a existência de uma velocidade não nula do fluido no anular interno.
5. Assume-se escoamento monofásico no anular interno somente para análise da continuidade.
6. A perda de carga devido ao escoamento bifásico gás-líquido no comprimento do nível anular interno (L_{nai}) é determinada através da perda de carga monofásica às mesmas condições de escoamento e é multiplicada por um fator de correção.
7. Considera-se escoamento monofásico, uniforme, incompressível e em regime permanente no tubo de produção.
8. Consideram-se todos os escoamentos isotérmicos.
9. O gás se comporta como gás ideal.

Figura 29 – Representação do volume de controle analisado (linha tracejada vermelha) junto com a localização do NAI e L_{nai} .

Fonte: Adaptado de Ortiz-Vidal (2010).

O modelo considerou a existência de um comprimento mínimo do nível anular interno (L_{nai}) que garante 100% de eficiência de separação de gás. Sendo este comprimento constituído por duas parcelas conforme a Equação 4.2:

$$L_{nai} \geq L_{turb} + L_{stokes} \quad (4.2)$$

- a) Comprimento do escoamento em bolhas (L_{turb}) gerado após o impacto entre o escoamento em superfície livre e o NAI na região anular interna, dado pela Equação 4.3. Ao longo deste comprimento, as bolhas são arrastadas à entrada do tubo de produção devido aos efeitos da turbulência. Nota-se que essa expressão é similar ao comprimento de desenvolvimento de um escoamento turbulento em dutos circulares (ÇENGEL; CIMBALA, 2017; MUNSON et al., 2013; PANTON, 2013). Neste trabalho, os coeficientes c e d serão ajustados para duto de geometria anular, pois na literatura não se encontraram expressões analíticas ou empíricas que estimem o comprimento de desenvolvimento para dutos anulares.
- b) Comprimento devido à trajetória curvilínea produto da força resultante entre as forças de arrasto, empuxo e gravidade (Lei de Stokes, L_{stokes}), Equação 4.4 (ÇENGEL; CIMBALA, 2017; MUNSON et al., 2013; PANTON, 2013).

$$L_{turb} = cRe_{ai}^d D_{hai} \quad (4.3)$$

$$L_{stokes} = \frac{\pi}{2} d_{ii} \left(\frac{V_{ai} - V_{ter} \sin(\beta)}{V_{ter} \cos(\beta)} \right) \quad (4.4)$$

Onde Re_{ai} e D_{hai} são o número Reynolds e o diâmetro hidráulico do anular interno, respetivamente, d_{ii} representa o diâmetro interno do tubo *Shroud-Invertido*, β a inclinação do separador IS com respeito à horizontal, V_{ter} a velocidade terminal de uma bolha, V_{ai} a velocidade média do líquido no anular interno, obtida por continuidade conforme a hipóteses número 5 e a Equação 4.5, sendo Q_l a vazão da fase líquida e A_{ai} a área da região anular interna.

$$V_{ai} = \frac{Q_l}{A_{ai}} \quad (4.5)$$

A velocidade terminal (V_{ter}) de uma bolha esférica seguindo uma trajetória vertical em um meio líquido é obtida a partir da lei de Stokes (balanço entre as forças gravitacional, de empuxo e de arrasto) segundo a Equação 4.6.

$$V_{ter} = \frac{(\rho_l - \rho_g)gD_b^2}{18\mu_l} \quad (4.6)$$

Onde ρ_g e ρ_l representam as densidades da fase gasosa e da fase líquida, respetivamente, μ_l é a viscosidade dinâmica da fase líquida, g a constante de aceleração gravitacional e D_b o

diâmetro de bolha, estimado a partir da expressão para o diâmetro de bolha máximo proposto por Hinze (1955), *vide* Equação 4.7.

$$D_b = 1.2 \left(\frac{\sigma}{\rho_l} \right)^{3/5} \epsilon_{dis}^{-2/5} \quad (4.7)$$

Onde a constante 1.2 representa o número de Weber crítico (We_{crit}) para a quebra de uma bolha em um escoamento cisalhante, σ a tensão superficial da água, ρ_l a densidade da fase contínua e ϵ_{dis} a taxa de dissipação de energia cinética turbulenta por unidade de massa.

Supondo que toda a energia cinética proveniente do escoamento em superfície livre seja dissipada através da produção de turbulência no momento do choque do escoamento com o NAI (hipótese 4), escreve-se a Equação 4.8. Cabe dizer que esta consideração é um critério conservador, *i.e.*, a favor da segurança, uma vez que nem toda a energia cinética do escoamento em superfície livre é dissipada mas parte dessa energia é utilizada para manter as bolhas geradas e uma outra parte é dissipada a jusante do choque.

$$E_{dis} = \frac{V_{sl}^2}{2g} \quad (4.8)$$

Para obter a taxa de dissipação de energia por unidade de massa (ϵ_{dis}), multiplica-se a Equação 4.8 pela constante de aceleração gravitacional e pela razão entre a vazão mássica e a massa de fluido contida em um volume de controle retangular (áreas de entrada e saída iguais) que considera toda a dissipação de energia cinética turbulenta logo após o choque entre o escoamento em superfície livre e o NAI:

$$g \frac{\dot{m}_l}{m_l} = g \frac{\rho_l Q_l}{\rho_l L_{dis} A} = g \frac{\rho_l V_{sl} A}{\rho_l L_{dis} A} = g \frac{V_{sl}}{L_{dis}} \quad (4.9)$$

Consequentemente, a equação que representa a taxa de dissipação de energia por unidade de massa (ϵ_{dis}) é dada pela Equação 4.10.

$$\epsilon_{dis} = E_{dis} g \frac{V_{sl}}{L_{dis}} = \left(\frac{V_{sl}^2}{2g} \right) \left(g \frac{V_{sl}}{L_{dis}} \right) = \frac{V_{sl}^3}{2L_{dis}} \quad (4.10)$$

Onde L_{dis} representa o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta, *i.e.*, o comprimento necessário para que “toda” a turbulência gerada após o choque seja dissipada, V_{sl} é a velocidade média do líquido escoando em superfície livre considerando escoamento permanente e uniforme, Equação 4.11 (ÇENGEL; CIMBALA, 2017; POTTER et al., 2012; PRITCHARD; LEYLEGIAN, 2011).

$$V_{sl} = \sqrt{\frac{2g D_{sl} \text{Sen}(\beta)}{f_{sl}}} \quad (4.11)$$

Sendo D_{sl} o diâmetro hidráulico do escoamento em superfície livre (Equação 4.12), g a gravidade, β o ângulo de inclinação do separador *Shroud-Invertido* (IS) e f_{sl} o fator de atrito para a superfície livre (Equações 4.13 e 4.14).

$$D_{sl} = \frac{4A_l}{S_l} \quad (4.12)$$

Para escoamento em superfície livre em regime laminar, $Re_{sl} < 2000$, tem-se:

$$f_{sl} = \frac{64}{Re_{sl}} \quad (4.13)$$

Para escoamento em superfície livre em regime turbulento, $Re_{sl} \geq 2000$, usa-se a equação de Zigrang e Sylvester (1982):

$$\frac{1}{\sqrt{f_{sl}}} = -2 \log_{10} \left[\left(\frac{e}{3.7D_{sl}} \right) - \left(\frac{5.02}{Re_{sl}} \right) \log_{10} \left[\left(\frac{e}{3.7D_{sl}} \right) - \left(\frac{5.02}{Re_{sl}} \right) \log_{10} \left(\frac{e}{3.7D_{sl}} + \frac{13}{Re_{sl}} \right) \right] \right] \quad (4.14)$$

$$Re_{sl} = \frac{\rho_l D_{sl} (Q_l / A_l)}{\mu_l} \quad (4.15)$$

Onde A_l , S_l e μ_l indicam área, perímetro e viscosidade da fase líquida, respetivamente, Re_{sl} o número de Reynolds do escoamento em superfície livre, e coeficiente de rugosidade do tubo *Shroud*, vide Figura 30.

Figura 30 – Seção transversal do separador IS. Parâmetros geométricos da região anular interna e do escoamento em superfície livre.

Fonte: Adaptado de Ortiz-Vidal (2010)

Se $h_l \leq \frac{d_{ii}-d_{ep}}{2}$:

$$A_l = \frac{1}{4}d_{ii}^2 \left[\arccos \left(1 - \frac{2h_l}{d_{ii}} \right) - \sqrt{1 - \left(\frac{2h_l}{d_{ii}} - 1 \right)^2} \left(1 - \frac{2h_l}{d_{ii}} \right) \right] \quad (4.16)$$

$$S_l = d_{ii} \arccos \left(1 - \frac{2h_l}{d_{ii}} \right) \quad (4.17)$$

$$S_i = d_{ii} \sqrt{1 - \left(\frac{2h_l}{d_{ii}} - 1 \right)^2} \quad (4.18)$$

Se $\frac{d_{ii}-d_{ep}}{2} < h_l < \frac{d_{ii}+d_{ep}}{2}$:

$$A_l = \frac{\pi}{4} (d_{ii}^2 - d_{ep}^2) - \frac{1}{4} \left[d_{ii}^2 \left(\arccos \left(\frac{2h_l}{d_{ii}} - 1 \right) - \sqrt{1 - \left(\frac{2h_l}{d_{ii}} - 1 \right)^2} \left(\frac{2h_l}{d_{ii}} - 1 \right) \right) - d_{ep}^2 \left(\arccos \left(\frac{2h_i}{d_{ep}} - 1 \right) - \sqrt{1 - \left(\frac{2h_i}{d_{ep}} - 1 \right)^2} \left(\frac{2h_i}{d_{ep}} - 1 \right) \right) \right] \quad (4.19)$$

$$S_l = d_{ii} \left[\pi - \arccos \left(\frac{2h_l}{d_{ii}} - 1 \right) \right] + d_{ep} \left[\pi - \arccos \left(\frac{2h_i}{d_{ep}} - 1 \right) \right] \quad (4.20)$$

$$S_i = d_{ii} \sqrt{1 - \left(\frac{2h_l}{d_{ii}} - 1 \right)^2} - d_{ep} \sqrt{1 - \left(\frac{2h_i}{d_{ep}} - 1 \right)^2} \quad (4.21)$$

Se $h_l \geq \frac{d_{ii}+d_{ep}}{2}$:

$$A_l = \frac{\pi}{4} (d_{ii}^2 - d_{ep}^2) - \frac{1}{4}d_{ii}^2 \left[\arccos \left(\frac{2h_l}{d_{ii}} - 1 \right) - \sqrt{1 - \left(\frac{2h_l}{d_{ii}} - 1 \right)^2} \left(\frac{2h_l}{d_{ii}} - 1 \right) \right] \quad (4.22)$$

$$S_l = d_{ii} \left[\pi - \arccos \left(\frac{2h_l}{d_{ii}} - 1 \right) \right] + \pi d_{ep} \quad (4.23)$$

$$S_i = d_{ii} \sqrt{1 - \left(\frac{2h_l}{d_{ii}} - 1 \right)^2} \quad (4.24)$$

Onde h_i relaciona a altura do líquido (h_l) com os diâmetros dos tubos *Shroud* e de produção, conforme a Equação 4.25.

$$h_i = h_l - \frac{d_{ii} - d_{ep}}{2} \quad (4.25)$$

Mendes (2012) propôs uma correlação para determinar o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}). O autor considerou que no instante do choque do escoamento em superfície livre com o NAI, existe uma relação entre forças inerciais (E_k) e forças de tensão superficial (E_s) que está relacionada com a dissipação de energia. Essa relação é dada pela Equação 4.26. Sendo S_i o comprimento da interface gás-líquido no anular interno mostrado na Figura 30.

$$\frac{E_k}{E_s} = \frac{\frac{\pi \rho_l S_i^3 V_{sl}^2}{24}}{2\pi S_i^2 \sigma} = \frac{\rho_l V_{sl}^2 S_i}{48\sigma} \quad (4.26)$$

Sabendo que o número de Weber (We) está dado por:

$$We = \frac{\rho_l V^2 L}{\sigma} \quad (4.27)$$

Onde ρ_l é a densidade do líquido, V a velocidade, L o comprimento característico e σ a tensão superficial. Assim:

$$\frac{E_k}{E_s} = \frac{\rho_l V_{sl}^2 S_i}{48\sigma} = \frac{We}{48} = We^* \quad (4.28)$$

Mendes (2012) considerou o comprimento de dissipação de energia L_{dis} uma função do We , uma vez que este é capaz de representar o processo de entranhamento de ar no nível anular interno do separador IS. Deste modo, o autor propôs uma expressão da forma:

$$\frac{L_{dis}}{D_{hai}} = m \left(\frac{We}{48} \right)^{-n} \quad (4.29)$$

Sendo m e n constantes ajustadas experimentalmente através dos dados coletados por este autor. Assim, $m = 1500$ e $n = 2$ quando o fluido em superfície livre escoar em regime turbulento (mistura água-ar), *i.e.*, $Re_{sl} > 2000$. Enquanto que para regime laminar (mistura óleo-ar), foram obtidos valores de $m = 0,008$ e $n = 2$. Posteriormente, Barbosa (2015) propôs uma modificação na correlação com base nos seus dados experimentais, tendo para regime turbulento valores de $m = 1500$ e $n = 1,5$ enquanto para escoamento laminar $m = 50$ e $n = 1,5$, *vide* Equações 4.30 e 4.31.

$$\frac{L_{dis}}{D_{hai}} = 1500 \left(\frac{We}{48} \right)^{-1.5} \quad \text{Regime Turbulento} \quad (4.30)$$

$$\frac{L_{dis}}{D_{hai}} = 50 \left(\frac{We}{48} \right)^{-1.5} \quad \text{Regime Laminar} \quad (4.31)$$

Visando validar a correlação para o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}) através do modelo proposto por Hinze (1955) para a previsão do diâmetro de bolha máximo, foram comparados os dados experimentais reportados por Barbosa (2015) para três posições do nível anular interno (NAI) no separador inclinado 45° respeito à horizontal e uma vazão de água de 60 l/min com os diâmetros obtidos por meio da Equação 4.7 e da correlação L_{dis} para escoamento turbulento, Figura 31. Cabe assinalar que na literatura não se encontraram dados experimentais de distribuição de tamanho de bolhas em separadores gás-líquido além do estudo desenvolvido por esse autor. É evidente uma grande diferença entre o diâmetro máximo previsto pelo modelo e os diâmetros de bolha máximos experimentais. Nota-se, que para a vazão de líquido estudada, a previsão dada pelo modelo é aproximadamente 10 vezes menor que o valor experimental. Contudo, o modelo concordou com os diâmetros médios de bolhas ($d_{médio}$). Conclui-se que a correlação proposta para o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}) apresenta inconsistências e falta de fundamentos teóricos, uma vez que somente o número de Weber (We) é utilizado como parâmetro de correlação, sendo que este não considera o efeito da viscosidade da fase líquida.

Figura 31 – Comparação dos diâmetros de bolhas experimentais coletados por Barbosa (2015) e a correlação para a previsão do diâmetro de bolha máximo proposto por Hinze (1955).

Fonte: Elaborada pelo autor.

4.2.1 Correlação empírica para o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}).

Uma vez identificada a inconsistência da correlação do comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}) proposta por Mendes (2012) e modificada por Barbosa (2015), propõe-se uma nova correlação empírica a partir do estudo experimental da distribuição estatística do diâmetro de bolha desenvolvido neste trabalho conforme detalhado na seção 3.2.

De acordo com os resultados experimentais, para um ângulo de inclinação constante, tanto o diâmetro das bolhas geradas quanto o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta aumentam conforme a vazão de líquido e, conseqüentemente, a velocidade do escoamento em superfície livre aumenta. Portanto, existe uma relação direta entre a velocidade em superfície livre (V_{sl}) e o diâmetro de bolha (d_b), discordando com o reportado por Barbosa (2015), *vide* Figura 31. Uma vez que ângulo de inclinação do separador diminuiu, o diâmetro médio das bolhas aumentou, apesar de diminuir a velocidade do escoamento em superfície livre. Isto se deve ao aumento da interface gás-líquido (S_i) na região anular interna do separador, fazendo com que a área de impacto do escoamento em superfície livre aumentasse e os fenômenos de entranhamento de ar e quebra de bolha devido à turbulência não se comportassem de forma homogênea. Esta hipótese concorda com as observações feitas durante as campanhas experimentais. A partir disso, conclui-se a existência de uma relação inversa entre o diâmetro de bolha (d_b) e o ângulo de inclinação do separador (β). Finalmente, visando levar em conta o efeito da viscosidade do líquido na correlação experimental, percebe-se que um incremento de viscosidade leva a uma diminuição da velocidade do líquido em superfície livre, e portanto, uma redução da taxa de dissipação de energia cinética turbulenta por unidade de massa (ϵ_{dis}), tendo assim diâmetros de bolha maiores. Deste modo, é evidente a relação direta entre a viscosidade do líquido (μ_l) e o diâmetro de bolha (d_b). Matematicamente, escreve-se:

$$d_b \longleftrightarrow V_{sl}, \frac{1}{\beta}, \mu_l$$

Através de uma análise dimensional usando o teorema Pi de Buckingham com as variáveis V_{sl} , μ_l e L_{dis} , e incorporando a densidade do líquido (ρ_l), a tensão superficial gás-líquido (σ) e a interface gás-líquido (S_i), chega-se em três grupos adimensionais:

$$\Pi_1 = \frac{L_{dis}}{S_i}; \quad \Pi_2 = \frac{\rho_l S_i V_{sl}^2}{\sigma} = We; \quad \Pi_3 = \frac{\mu_l V_{sl}}{\sigma} = Ca$$

Deste modo, tem-se a seguinte relação funcional:

$$\frac{L_{dis}}{S_i} = f\left(\frac{\rho_l S_i V_{sl}^2}{\sigma}, \frac{\mu_l V_{sl}}{\sigma}\right)$$

Equivalente a:

$$\frac{L_{dis}}{S_i} = f(We, Ca)$$

Assim, propõe-se uma expressão da forma:

$$\frac{L_{dis}}{S_i} = aWe^{*b}Ca \quad (4.32)$$

Onde os coeficientes a e b devem ser ajustados experimentalmente. O número de Weber (We) foi modificado conforme mostrado na Equação 4.33, enquanto que o número de capilaridade (Ca) é dado pela Equação 4.34. Sendo ρ_l a densidade do líquido, V_{sl} a velocidade do escoamento em superfície livre, S_i o comprimento da interface gás-líquido, σ a tensão superficial gás-líquido e μ_l a viscosidade do líquido.

$$We^* = \frac{\rho_l V_{sl}^2 S_i}{48\sigma} \quad (4.33)$$

$$Ca = \frac{\mu_l V_{sl}}{\sigma} \quad (4.34)$$

Nota-se que, diferentemente da Equação 4.29 apresentada por Mendes (2012), a correlação proposta no presente trabalho incorpora o efeito da viscosidade do líquido, sendo uma expressão com maior sustento teórico. Por fim, cabe ressaltar que a correlação L_{dis} somente é válida para escoamentos turbulentos no anular interno, após o choque entre o líquido escoando em superfície livre e o NAI do separador na posição inclinada.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

No presente capítulo são apresentados em detalhe os resultados obtidos dos trabalhos experimentais desenvolvidos no separador piloto *Shroud-Invertido*. O capítulo está dividido em 2 seções. Na primeira seção são descritos os resultados correspondentes à avaliação experimental da eficiência de separação de gás (ESG) do separador na posição inclinada. Em sequência são apresentados os resultados do estudo da distribuição estatística do tamanho de bolha e se apresenta o ajuste das correlações experimentais para o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}) e o comprimento do escoamento em bolhas (L_{turb}). Na segunda seção, apresentam-se os resultados da ESG do separador, bem como da distribuição de tamanho de bolhas na posição vertical. No final do capítulo, propõe-se uma correlação experimental para a previsão tanto da eficiência de separação de gás na posição vertical quanto das condições operacionais ótimas dada uma eficiência específica.

5.1 Resultados no separador piloto *Shroud-Invertido* inclinado

5.1.1 Avaliação da eficiência de separação de gás no separador inclinado $\beta=45^\circ$

A partir dos dados coletados no estudo da eficiência de separação de gás no separador *Shroud-Invertido* inclinado, foram construídos mapas de eficiências que representam a variação da ESG com a vazão de água (Q_l), o nível anular interno (NAI) e a diferença (ΔP) entre as pressões de revestimento (P_{rev}) e atmosférica (P_{atm}). Os resultados são apresentados a seguir.

A Figura 32 representa a variação da eficiência de separação de gás com o nível anular interno e a vazão de água. Observam-se faixas de ESG com espessuras variáveis e tendências ascendentes conforme aumenta a vazão de água e o nível anular interno. Nota-se que para valores fixos do NAI, aumentos na vazão de líquido diminuem a eficiência de separação de gás. Isto devido à força de arrasto atuando sobre o enxame de bolha gerado após o impacto entre o escoamento em superfície livre descendente e a interface líquida do nível anular interno, levando-as em direção à entrada do tubo de produção. Ademais, percebe-se que para uma vazão constante, incrementos no NAI devido à diminuição da pressão no interior do separador (pressão de revestimento, P_{casing}), fazem com que a ESG aumente, pois as bolhas tem que percorrer maior distância para atingir a entrada do tubo de produção. Estes resultados foram visualizados durante a execução dos experimentos e são similares aos obtidos por Barbosa (2015), Mendes (2012), Ortiz-Vidal et al. (2012) e Rondy, Cholet e Federer (1993). Ainda, a Figura 32 indica que comprimentos do nível anular interno maiores que 0,6 m com vazões menores que 30 L/min garantem eficiências de separação de gás maiores que 76%. Entretanto, à medida que aumenta a vazão são necessários maiores valores do NAI para manter elevadas ESG, observa-se que comprimentos do nível anular interno da ordem de 1,2 m são suficientes para obter eficiências de separação superiores a 76% para toda a faixa de vazões testadas.

Figura 32 – Variação da eficiência de separação de gás (ESG) com o nível anular interno (NAI) e a vazão de água (Q_L) no separador IS inclinado $\beta=45^\circ$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

A Figura 33 representa a variação da eficiência de separação de gás com o diferencial de pressão (ΔP) e a vazão de água (Q_L). As faixas de eficiência possuem espessuras variáveis e um comportamento ascendente, similar ao da Figura 32. Contudo, nota-se uma inversão das faixas de eficiência. Deste modo, as maiores eficiências de separação se encontram na região inferior da Figura 33, correspondente a baixos diferenciais de pressão, enquanto que as menores eficiências de separação estão localizadas na parte superior. Isto indica a existência de uma relação inversa entre o NAI e o ΔP , *i.e.*, aumentos na pressão de revestimento fazem com que o nível anular interno diminua e, conseqüentemente, a eficiência de separação de gás conforme ilustrado na Figura 32. Ademais, observa-se que acréscimos na vazão de líquido, mantendo constante o valor da pressão de revestimento, refletem-se em aumentos do nível anular interno e, conseqüentemente, da eficiência de separação de gás, com exceção das duas últimas faixas correspondentes a (76.90%-87.25%) e (87.25%-97.60%) de eficiência, onde se obtiveram variações nas concavidades das interfaces, sendo possível o passo de uma faixa de maior eficiência de separação de gás para uma de menor e, em seguida, voltando para uma faixa de eficiência maior. Este comportamento é atribuído às incertezas experimentais. Os resultados da Figura 33 concordaram com os reportados por Barbosa (2015), Mendes (2012), Harun et al. (2000) e Ortiz-Vidal et al. (2012).

Figura 33 – Variação da eficiência de separação de gás (ESG) com o diferencial de pressão ($\Delta P = P_{rev} - P_{atm}$) e a vazão de água (Q_L) no separador IS inclinado $\beta=45^\circ$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

A Figura 34 mostra a variação da eficiência de separação em relação aos parâmetros adimensionais número de Euler (Eu) e número de Weber modificado (We^*), sendo que o primeiro relaciona as forças de pressão e as forças de inércia, enquanto que o segundo representa a razão entre as forças devidas à inércia e à tensão superficial. Nessa Figura se observam faixas de eficiência com espessuras similares e tendência parabólica decrescente. Nota-se que quanto maiores os números We^* e Eu , menor eficiência de separação de gás (ESG). Este resultado concorda com os apresentados nas Figuras 32 e 33, uma vez que os parâmetros adimensionais incorporam a vazão de líquido (Q_L) e o diferencial de pressão (ΔP), além de propriedades físicas dos fluidos. Ainda, observa-se que para valores Eu menores que 20, garantem-se eficiências de separação de gás maiores que 90% para todos os valores de We^* mostrados na Figura 34. Este fato também é descrito na Figura 33, uma vez que ΔP menores que 50 kPa fornecem ESG maiores que 90%, do mesmo modo que diferenciais de pressão maiores que 110 kPa garantem eficiência de separação de gás menores que 60% para toda a faixa de vazões testadas.

Nenhum dos parâmetros adimensionais da Figura 34 considera a viscosidade da fase líquida. Portanto, objetivando chegar em uma lei universal, foi adicionado um novo parâmetro adicional chamado de número de capilaridade (Ca), o qual representa o efeito relativo entre a viscosidade (forças viscosas) e a tensão superficial que atua através de uma interface entre um líquido e um gás ou entre dois líquidos imiscíveis. O resultado é apresentado na Figura 35. Nota-se um comportamento similar ao obtido na Figura 34, entretanto as faixas de eficiência possuem uma variação mais suave conforme aumenta a vazão de líquido. Ademais, o número de capilaridade tem um efeito significativo na escala do eixo das abscisas. Conclui-se que os parâmetros adimensionais Eu , We^* e Ca representam coerentemente os dados experimentais,

uma vez que a Figura 34 e a Figura 35 concordam com os resultados apresentados nas Figuras 32 e 33 e incorporam tanto propriedades físicas da fase líquida quanto parâmetros geométricos.

Figura 34 – Mapa de eficiência de separação de gás (ESG) adimensional associando os números número de Euler (Eu) e número de Weber modificado (We^*) para o separador inclinado $\beta=45^\circ$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Figura 35 – Mapa de eficiência de separação de gás (ESG) adimensional incorporando o número de Euler (Eu), número de Weber modificado (We^*) e número de capilaridade (Ca) para o separador inclinado $\beta=45^\circ$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

5.1.2 Avaliação da eficiência de separação de gás no separador inclinado $\beta=15^\circ$

A seguir, é feita uma análise dos mapas de eficiência de separação de gás obtidos para o separador inclinado $\beta=15^\circ$. Os mapas se encontram no Apêndice A.1.

No caso do separador IS inclinado $\beta=15^\circ$, a variação da eficiência de separação de gás com o nível anular interno e a vazão de água é mais suave, uma vez que as faixas de eficiência são menos íngremes do que as apresentadas na Figura 32, fazendo com que sejam necessárias maiores variações na vazão de líquido para passar de uma faixa de eficiência para uma outra, sempre que for mantido constante o nível anular interno (NAI), *vide* Figura 49a. Nesta Figura se observa que o eixo das ordenadas tem um valor máximo de 0,7 m, menor ao obtido na Figura 32, para o mesmo intervalo de vazões. Assim, requer-se pouca variação do NAI -entorno de 6 cm- para passar de uma faixa de ESG para outra de maior ou menor eficiência. Estes resultados foram visualizado durante os experimentos.

A variação da eficiência de separação de gás com o diferencial de pressão e a vazão de água é apresentada na Figura 49b. Observa-se que as espessuras das faixas de eficiência de separação se mantiveram constantes e com uma tendência bem definida ao longo de toda a faixa de vazão. Além disso, nota-se a inversão das faixas de eficiência, também mostrada na Figura 33, evidenciando a relação inversa entre o NAI e o diferencial de pressão (ΔP). Percebe-se que os valores de ΔP obtidos com o separador IS inclinado $\beta=45^\circ$ são cerca de duas vezes maiores que os obtidos para $\beta=15^\circ$, indicando que nesta última inclinação, leves aumentos na pressão de revestimento produzem variações significativas na eficiência de separação de gás. Ademais, na Figura 49b se observa o aumento da ESG à medida que a vazão de líquido aumenta com pressões de revestimento constantes. Neste caso é mais claro que no separador inclinado $\beta=45^\circ$ uma vez que não houve variação na concavidade das interfaces das faixas de eficiência de separação de gás.

A variação da eficiência de separação em função dos parâmetros adimensionais Eu e We^* é apresentada na Figura 49c. Nota-se que as faixas de eficiência possuem espessuras similares e um comportamento parabólico mais suave do que o obtido no separador inclinado $\beta=45^\circ$. Observa-se a presença de uma concavidade que faz com que seja possível a passagem de uma faixa de eficiência menor para uma maior à medida que o número de Weber modificado aumenta. Isto é atribuído às incertezas experimentais uma vez que para a inclinação $\beta=15^\circ$, as variações do número Eu são significativamente menores do que para $\beta=45^\circ$. Nessa mesma Figura, percebe-se que para valores de We^* maiores que 100, as faixas de eficiência se mantêm quase horizontais, sendo necessário maiores variações da vazão de líquido para passar de uma faixa de eficiência de separação de gás para uma outra. Isto se deve ao fato de ter pouca variação da velocidade de escoamento em superfície livre e, conseqüentemente, da força de arrasto atuando sobre o enxame de bolha.

Uma vez incorporado o número de capilaridade no mapa de eficiência adimensional, *vide* Figura 49d, percebe-se que as faixas de eficiência apresentam um comportamento similar ao obtido na Figura 35. Acredita-se que estes mapas de eficiência, relacionando o número de Euler (Eu), o número de Weber modificado (We^*) e o número de capilaridade (Ca) representa melhor o fenômeno físico de separação de gás, pois se considera o efeito da viscosidade da fase líquida que não é levado em conta nos mapas adimensionais que associam Eu e We^* .

Comparando todos os mapas de eficiência para ambas as inclinações estudadas, conclui-se que o separador IS inclinado $\beta=15^\circ$ apresentou menores eficiências de separação que na posição $\beta=45^\circ$ para as condições experimentais testadas.

5.1.3 Estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior do separador inclinado $\beta=45^\circ$

A Figura 36a representa a variação do diâmetro de bolha ao longo do enxame de bolhas gerado na região anular interna do separador *Shroud-Invertido* com uma vazão $Q_l=151$ l/min e uma inclinação do separador $\beta=45^\circ$. Três diâmetros diferentes são apresentados: d_{max} , d_{sauter} e d_{eq} . Nota-se que as curvas seguem uma tendência decrescente até atingir um valor onde os diâmetros das bolhas se mantêm quase constantes, onde as bolhas param de quebrar pois as forças interfaciais se tornam maiores que as forças cisalhantes. Considera-se a presença de duas regiões características: uma região inicial dominada pela turbulência, onde as bolhas se quebram rapidamente em bolhas menores, incrementando o número de bolhas de menor diâmetro e uma região onde o tamanho das bolhas se estabiliza e permanece aproximadamente constante, caracterizada pela diminuição do número de bolhas detectadas.

Figura 36 – Variação do diâmetro de bolha (d_b) ao longo do enxame de bolha no separador IS inclinado $\beta=45^\circ$ (a) para $Q_l=151$ l/min, (b) para $Q_l=251$ l/min.

Fonte: Elaborada pelo autor.

A linha inferior da Figura 36a representa os diâmetros equivalentes médios (d_{eq}) das bolhas detectadas para cada posição de filmagem (L_{lente}). Nota-se que essa linha possui uma tendência decrescente mais suave do que as linhas correspondentes aos diâmetros Sauter (d_{sauter}) e máximo (d_{max}). Porém, o comportamento das três curvas é semelhante a exceção da posição $L_{lente} = 40$ cm, onde se obteve um leve aumento do diâmetro máximo enquanto os outros diâmetros se mantiveram aproximadamente constantes. A razão dos diâmetros Sauter e máximo (d_{sauter}/d_{max}), varia entre 0,54 e 0,72, estando próximo à faixa (0.60-0.62) reportada por Calabrese, Chang e Dang (1986), Hesketh, Russell e Etchells (1987) e Zhang et al. (1985). A linha superior representa os diâmetros máximos das bolhas em cada posição. Estes valores correspondem aos diâmetros maiores ao 99% de todos os diâmetros em uma distribuição de frequência acumulada. A linha intermediária corresponde ao diâmetro Sauter.

Uma vez que toda a energia cinética turbulenta do escoamento em superfície livre foi dissipada após o impacto com o nível anular interno, as bolhas atingiram um diâmetro *crítico* a partir do qual as forças superficiais prevalecem, fazendo com que as bolhas não quebrem mais. Esse valor corresponde ao diâmetro máximo previsto por Hinze (1955). A partir da Figura 36a, considera-se que o diâmetro máximo para essa condição experimental é da ordem de 0,58 mm e está localizado na posição $L_{lente} = 34$ cm, aproximadamente. Esta posição é chamada de comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}).

Para uma vazão de líquido maior ($Q_l = 251$ l/min), os resultados foram similares aos apresentados para $Q_l = 151$ l/min, ver Figura 36b. Entretanto, os diâmetros obtidos são maiores nas seis posições L_{lente} , isto se deve ao fato de ter um aumento do comprimento da interface gás-líquido do escoamento em superfície livre e, conseqüentemente, na área de impacto, promovendo o arrasto de maior quantidade de ar na superfície líquida do nível anular interno (NAI). Neste caso, a razão dos diâmetros Sauter e máximo (d_{sauter}/d_{max}), variou entre 0,61 e 0,75.

Ainda na Figura 36b, nota-se que o comprimento de filmagem (L_{lente}) teve um aumento de 2 cm, quando se compara com o comprimento da Figura 36a. Além disso, nenhuma das curvas possui pontos de inflexão que sugira a existência de um diâmetro crítico (diâmetro máximo de Hinze) associado a um comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}). Este fato, leva a pensar na falta de filmagens além da posição $L_{lente} = 42$ cm, no entanto durante os experimentos houve uma tentativa de filmagem para uma posição $L_{lente} = 48$ cm porém não foi possível devido à pouca presença de bolhas. Deste modo, considerando um critério conservador se definiu o comprimento L_{dis} igual a 42 cm e um diâmetro de Hinze de aproximadamente 1,15 mm.

O fato de haver duas regiões características, uma com grande concentração volumétrica de bolhas, correspondente à parte esquerda da Figura 36a, que compreende os pontos localizados nas posições $L_{lente} = 14$ cm, 19 cm, 26 cm e 30 cm, e uma outra região caracterizada pela pouca presença de bolhas, pontos nas posições $L_{lente} = 34$ cm e 40 cm, torna-se mais evidente na Figura 37. Esta figura mostra a distribuição do diâmetro de bolha equivalente nas 6 posições

de filmagem L_{lente} , observa-se um decréscimo na concentração de bolhas conforme aumenta a distância L_{lente} , *i.e.*, quanto mais afastado o nível anular interno (NAI), menor número de bolhas detectadas, uma vez que as bolhas entranhadas após o choque entre o escoamento em superfície livre descendente e o NAI, devem percorrer uma maior distância para atingir a posição onde foi instalada a seção de visualização. Por outro lado, nota-se que diâmetro das bolhas diminui a medida que o L_{lente} aumenta, isto se deve ao fenômeno de dissipação de energia cinética turbulenta onde grandes quantidades de bolhas são quebradas rapidamente em bolhas menores logo abaixo da região do choque. Comprimentos maiores que 40 cm não foram testados devido à baixa concentração de bolhas além dessa posição.

Figura 37 – Distribuição estatística do diâmetro de bolha equivalente na região anular interna (AI) do separador IS inclinado $\beta=45^\circ$ para cada posição de filmagem (L_{lente}) para uma vazão de água $Q_f=151$ l/min. As primeiras 4 posições representam a região dominada pela turbulência, onde as bolhas quebram, incrementado o número de bolhas detectadas com menor diâmetro. As últimas 2 posições indicam a região de estabilização dos diâmetros, caracterizada pelo menor número de bolhas detectadas.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Na posição $L_{lente} = 30$ cm da Figura 37, obteve-se um incremento do número de bolhas junto com uma redução dos seus tamanhos conforme indicado pelo deslocamento da distribuição para um intervalo com diâmetros menores que 1,2 mm. A partir dessa posição, teve-se uma diminuição significativa tanto do número de bolhas detectadas quanto dos diâmetros, *vide* posições $L_{lente} = 34$ cm e $L_{lente} = 40$ cm. Estes resultados concordaram com observações feitas durante a execução dos experimentos, bem como com o previsto pela Lei de Stokes, uma vez que o efeito da gravidade fez com que as bolhas maiores subissem ao topo do tubo *Shroud* seguindo

uma trajetória curvilínea, saindo da região escolhida para análise.

Os resultados da distribuição estatística do diâmetro de bolha para uma vazão de $Q_l=25\text{ l/min}$ concordaram com os obtidos para $Q_l=15\text{ l/min}$ na Figura 37, os detalhes dessa distribuição são apresentados na Figura 52 no Apêndice A.3.

5.1.4 Estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior do separador inclinado $\beta=15^\circ$

No caso do separador inclinado $\beta=15^\circ$ operando a uma vazão de líquido $Q_l=45\text{ l/min}$, observaram-se maiores comprimentos dos enxames das bolhas que os obtidos para uma inclinação $\beta=45^\circ$, 50 no Apêndice A.2. Nota-se que as últimas duas posições de filmagem, $L_{lente} = 38\text{ cm}$ e 44 cm , apresentaram diâmetros equivalentes quase constantes, concordando com o resultado obtido na Figura 36a. Contudo, tanto o diâmetro Sauter quanto o diâmetro máximo diminuíram. Neste caso, a razão d_{sauter}/d_{max} se manteve entre 0,54 e 0,72.

Comparando as Figuras 36 e 50, percebe-se que os maiores diâmetro de bolha máximo (d_{max}) se encontraram nas posições $L_{lente} = 6\text{ cm}$, 12 cm e 20 cm na Figura 36, seguidos pelos d_{max} obtidos na Figura 50, também em posições L_{lente} dominadas pela turbulência e caracterizadas pelas altas taxas de entranhamento de ar. Desse modo, conclui-se que a vazão de líquido é mais relevante que o ângulo de inclinação nos processos de entranhamento de ar e dissipação de energia cinética turbulenta no interior do separador IS inclinado.

Deve-se mencionar que, vazões maiores que $Q_l=25\text{ l/min}$ com o separador inclinado $\beta=45^\circ$ apresentaram enxames de bolhas completamente dominados pela turbulência, tornando mais complexo o processo de detecção de bolhas devido à elevada taxa de sobreposição. No caso dos testes com o separador inclinado $\beta=15^\circ$, foi necessário utilizar uma vazão de líquido maior ($Q_l=45\text{ l/min}$) pois para vazões menores o nível anular interno ficava debaixo da posição onde estava instalada a seção de visualização.

A distribuição do diâmetro de bolha equivalente nesta condição experimental, *vide* Figura 51 Apêndice A.2, mostrou que nas últimas duas posições de filmagem ($L_{lente} = 38\text{ cm}$ e 44 cm) diminuiu o número de bolhas, concordando com os resultados obtidos no separador inclinado $\beta=45^\circ$ e uma vazão $Q_l=15\text{ l/min}$, *vide* Figura 37. Este resultado sugere a existência de um diâmetro de Hinze da ordem de $1,13\text{ mm}$ associado a um comprimento L_{dis} igual a 44 cm .

5.2 Ajuste das correlações experimentais L_{dis} e L_{turb} para o separador inclinado

O ajuste das correlações experimentais para o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}) e o comprimento do escoamento em bolhas (L_{turb}), propostas no Capítulo 4, foi feito com base na previsão do diâmetro de bolha e no modelo de separação total de gás.

Para o ajuste do L_{dis} , percebeu-se uma limitação no modelo semi-analítico relacionada à forma como foi modelada a taxa de dissipação de energia cinética turbulenta por unidade de massa (ϵ_{dis}), vide Equação 4.10. Isso tornou inviável o ajuste tanto do comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta quanto do diâmetro de bolha máximo dado pela Equação 4.7. Considerou-se uma restrição relacionada ao comprimento de Stokes (L_{stokes}), uma vez que este é função da velocidade terminal da bolha e, conseqüentemente, do diâmetro da mesma. Devido a este fato, foi necessário ajustar a correlação L_{dis} usando o menor diâmetro obtido após a análise dos dados experimentais. Assim, o diâmetro equivalente médio das bolhas foi escolhido como referência para o ajuste dos coeficientes a e b . Cabe dizer que a teoria proposta por Hinze (1955) sugere usar o diâmetro máximo de bolha (d_{mximo}). Contudo, observou-se que para diâmetros de bolha maiores que o diâmetro equivalente médio, o comprimento de Stokes fornece valores negativos, tornando o modelo fisicamente incoerente. Nos trabalhos desenvolvidos por Barbosa (2015), Mendes (2012) e Ortiz-Vidal (2010), esta restrição foi satisfeita parcialmente, de forma que para vazões menores que 301/min o modelo proporciona comprimentos L_{stokes} negativos que devem ser desconsiderados para o cálculo do L_{nai} de acordo à Equação 4.2.

Os parâmetros c e d , referentes ao comprimento do escoamento em bolhas (L_{turb}), foram ajustados no intuito de prever o L_{nai} mínimo que garante a separação total de gás ($\eta = 100\%$) conforme descrito pelo modelo.

A Figura 38 representa a relação do comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}) e do comprimento do escoamento em bolhas (L_{turb}) com a eficiência de separação de gás (η) prevista pelo modelo semi-analítico. Observa-se que o diâmetro de bolha (d_b) é função do comprimento característico L_{dis} , e este por sua vez, é função dos parâmetros a e b a serem ajustados experimentalmente. Ainda, note-se que o comprimento mínimo do nível anular interno (L_{nai}) é função do comprimento do escoamento em bolhas (L_{turb}) e, conseqüentemente, dos coeficientes c e d . Deste modo, o ajuste do modelo foi feito em sentido anti-horário conforme indicado na Figura 38.

Figura 38 – Relação do comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}) e do comprimento do escoamento em bolhas (L_{turb}) com a eficiência de separação de gás (η). A seta indica a sequência seguida para o ajuste das correlações L_{dis} e L_{turb} .

Fonte: Elaborada pelo autor.

A expressão proposta para o L_{dis} , vide Equação 4.32, foi ajustada com os dados coletados neste trabalho de forma que os parâmetros a e b tomaram valores de 0,4 e 0,9. Enquanto que os coeficientes c e d que definem o comprimento L_{turb} tomaram valores de 0,00015 e 1,4, respectivamente. Assim, têm-se as seguintes expressões para o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta e o comprimento do escoamento em bolhas:

$$\frac{L_{dis}}{S_i} = 0,4We^{*0,9}Ca \quad (5.1)$$

$$L_{turb} = 0,00015Re_{ai}^{1,4}D_{hai} \quad (5.2)$$

A Equações 5.1 e 5.2 foram avaliadas com os dados de eficiência de separação total para misturas água-ar coletados por Barbosa (2015), Mendes (2012) Ortiz-Vidal (2010), e os dados levantados no presente trabalho. As comparações do modelo de separação total de gás, calculado a partir das novas correlações L_{dis} e L_{turb} , com o banco de dados experimentais são apresentadas nas Figuras 39, 40 e 41. Os dados foram dividido em dois grupos, separação de gás total (pontos sólidos) e separação de gás parcial (pontos vazios). Para isso, foi adotado o critério a seguir:

$$\eta = \eta^* + u_{\eta^*} \geq 97\% \quad \text{separação de gás total}$$

$$\eta = \eta^* + u_{\eta^*} < 97\% \quad \text{separação de gás parcial}$$

Onde η^* representa a eficiência de separação medida durante o experimento e u_{η^*} a incerteza da medida. Cabe dizer que este critério foi escolhido baseado no banco de dados coletado

nos trabalhos anteriores, caracterizado pelos elevados valores das eficiências de separação de gás estudadas ($\eta \geq 95\%$).

A Figura 39 mostra a comparação do modelo semi-analítico com os dados experimentais para uma inclinação $\beta=15^\circ$. Nota-se que todos os dados com eficiência de separação total ($\eta \geq 97\%$) se encontram acima da linha do modelo que representa a previsão do comprimento mínimo L_{nai} que garante a separação total de gás em função da vazão de líquido (Q_l), indicada na figura como a *fronteira* entre as duas regiões de eficiência de separação de gás. Ainda, percebe-se que todos os pontos experimentais com eficiência parcial ($\eta < 97\%$) estão abaixo da curva do modelo.

Para a inclinação $\beta=45^\circ$, o modelo tem uma tendência crescente mais notória conforme aumenta a vazão de líquido (Q_l). Os pontos de eficiência máxima se localizam acima da previsão do modelo, enquanto que os pontos de eficiência parcial estão embaixo, *vide* Figura 40. Percebe-se ao longo de toda a faixa de vazões testadas pontos de eficiência máxima que se encontram na região de eficiência parcial, enquanto que nenhum ponto de eficiência parcial está acima da fronteira entre as duas regiões, *i.e.*, o modelo semi-analítico superestima valores de L_{nai} o qual fia um critério a favor da segurança, considerado durante o ajuste das correlações L_{dis} e L_{turb} .

Os pontos de separação de gás total localizados na posição $L_{nai}=10$ m nas inclinações $\beta=15^\circ$ e $\beta=45^\circ$, referem-se aos experimentos realizados com o separador inundado. Por esta razão, esses pontos se encontram afastados do resto de dados, apesar de terem eficiências de separação similares às obtidas para os pontos pertencentes a região de ESG total.

Para $\beta=60^\circ$, o modelo foi comparado somente com o banco de dados coletado por Barbosa (2015), uma vez que na presente pesquisa, bem como no trabalho de Ortiz-Vidal (2010) não foi testada essa inclinação. Ainda nesta condição o modelo concordou com os dados experimentais. Nota-se maiores valores do L_{nai} quando se compara com os obtidos para $\beta=15^\circ$ e $\beta=45^\circ$, contudo todos os dados de eficiência máxima se encontram acima da fronteira prevista pelo modelo.

A partir das Figuras 39, 40 e 41, conclui-se que o modelo semi-analítico prevê satisfatoriamente o comprimento mínimo L_{nai} que garante a eficiência máxima do separador para inclinações entre $\beta=15^\circ$ e $\beta=60^\circ$ e vazões de líquido de até 80 l/min.

Figura 39 – Comparação do modelo para a previsão da separação de gás total ($ESG \geq 97\%$), calculado a partir das correlações L_{dis} e L_{turb} , com o banco de dados experimentais para $\beta=15^\circ$.

Figura 40 – Comparação do modelo de separação total de gás, calculado a partir das correlações L_{dis} e L_{turb} , com o banco de dados experimentais para $\beta=45^\circ$.

Figura 41 – Comparação do modelo de separação total de gás, calculado a partir das correlações L_{dis} e L_{turb} , com o banco de dados experimentais para $\beta=60^\circ$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Além de avaliar a correlação para o comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}) usando como critério a previsão do comprimento mínimo (L_{nai}) que garante a eficiência de separação total, foi usado o diâmetro de bolha no intuito de comparar os resultados experimentais obtidos após o estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha no separador IS com o diâmetro de bolha calculado a partir do comprimento L_{dis} (Equações 4.7 e 4.10). Ainda nesta análise, consideraram-se os dados de diâmetros de bolha levantados por Barbosa (2015).

As Figuras 43 e 42 apresentam a comparação do modelo para a previsão do diâmetro de bolha máximo, calculado a partir da nova correlação L_{dis} , com os dados experimentais para $\beta=45^\circ$. Quatro tipos de diâmetros são obtidos e apresentados: diâmetro médio (d_{medio}), diâmetro equivalente médio (d_{eq}), diâmetro sauter (d_{sauter}) e diâmetro máximo (d_{max}). Nota-se que, para $\beta=45^\circ$, a previsão do modelo está próxima aos diâmetros equivalentes obtidos no presente trabalho, o qual era esperado já que a correlação L_{dis} foi ajustada com base neste diâmetro como discutido na subseção 4.2.1. No caso dos diâmetros reportados por Barbosa, o modelo conseguiu prever o valor do diâmetro sauter para uma vazão de 60 L/min, entretanto, segundo este autor, os valores obtidos nesse estudo não são fiáveis uma vez que não foi possível aferir as medições feitas pelo equipamento utilizado (sonda 3D ORM). Para uma inclinação $\beta=15^\circ$, a previsão do modelo concordou com o diâmetro equivalente (d_{eq}). Assim, pode-se dizer que a correlação proposta para o comprimento característico L_{dis} permite estimar de forma coerente o diâmetro equivalente médio das bolhas no interior do separador IS.

Figura 42 – Comparação do modelo para a previsão do diâmetro de bolha com os dados experimentais coletados no presente trabalho com o separador IS inclinado $\beta=15^\circ$. A linha sólida representa o diâmetro previsto pelo modelo semi-analítico, calculado a partir da Equação 4.7 e da correlação L_{dis} .

Fonte: Elaborada pelo autor.

Figura 43 – Comparação do modelo para a previsão do diâmetro de bolha com os dados experimentais coletados no presente trabalho e por Barbosa (2015) com o separador IS inclinado $\beta=45^\circ$. A linha sólida representa o diâmetro previsto pelo modelo semi-analítico, calculado a partir da Equação 4.7 e da correlação L_{dis} .

Fonte: Elaborada pelo autor.

5.3 Resultados no separador piloto *Shroud*-Invertido na vertical

5.3.1 Avaliação experimental da eficiência de separação de gás no separador

O separador IS na vertical apresentou um comportamento completamente diferente quando se compara com o separador inclinado. Este fato se atribui à substituição do escoamento em superfície livre através do tubo *Shroud*, por um escoamento axissimétrico em filme fino descendente que dependendo da vazão de líquido e das instabilidades interfaciais se torna um escoamento que se assemelha a uma cascata. Além disso, os fenômenos de entranhamento de ar e dissipação de energia cinética turbulenta na região anular interna do separador apresentaram comportamentos não observados na condição inclinada.

A Figura 44 representa o mapa de eficiência de separação de gás associado ao nível anular interno e à vazão de líquido. Similarmente ao separador inclinado, à medida que a vazão de líquido aumenta, são necessários maiores comprimentos do nível anular interno para manter elevadas eficiências de separação de gás. Faixas de eficiência a partir de 33.80% até 99.80% são mostradas. Observa-se valores do nível anular interno (NAI) de 10 m, mais de 5 e 10 vezes maiores aos obtidos no separador inclinado $\beta=45^\circ$ e $\beta=15^\circ$ sob condições experimentais semelhantes, respectivamente. Este fato foi visualizado durante os experimentos inclusive para as menores vazões testadas e está vinculado aos grandes enxames de bolhas produzidos após o impacto entre o escoamento em filme fino descendente e o nível anular interno. Ainda nesse mapa, percebe-se que eficiências de separação maiores que 70% são atingidas para comprimentos do NAI acima de 5,5 m.

O mapa de eficiência que relaciona o diferencial de pressão (ΔP) e a vazão de líquido (Q_L) com a eficiência de separação de gás apresentou faixas de eficiências com formato parabólico diferentes às obtidas no separador inclinado, *vide* Figura 45. Este mapa de eficiência está composto por duas regiões. A primeira correspondente às vazões de líquido menores, onde as faixas de eficiência possuem uma tendência decrescente. A segunda está associada às vazões maiores, caracterizada por faixas com comportamento crescente. Nota-se que para uma pressão de revestimento constante, na primeira região diminui a eficiência de separação de gás conforme aumenta a vazão de líquido até atingir uma vazão *crítica*, correspondente ao ponto de inflexão de cada faixa, onde a eficiência começa a aumentar com a vazão de líquido. Este fato corresponde a um processo onde a vazão de líquido não é grande o suficiente para fazer com que as forças de arrasto prevaleçam sobre o enxame de bolhas gerado na região anular interna. Desta forma, as bolhas não são levadas até a entrada do tubo de produção e são obtidas elevadas eficiência de separação de gás (ESG). A medida que a vazão de líquido se torna maior que a vazão *crítica*, o separador IS começa a se encher, aumentando o nível anular interno e, conseqüentemente, a distância a ser percorrida pelas bolhas para atingir a entrada do tubo de produção. Assim, a ESG aumenta com a vazão de líquido na segunda região do mapa de eficiência. Esta situação de operação não foi observada no separador inclinado nem reportada nos trabalhos de Mendes (2012) e Ortiz-Vidal et al. (2010).

Figura 44 – Variação da eficiência de separação de gás (ESG) com o nível anular interno (NAI) e a vazão de água (Q_L) no Shroud-Invertido inclinado $\beta=90^\circ$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Figura 45 – Variação da eficiência de separação de gás (ESG) com o diferencial de pressão ($\Delta P = P_{rev} - P_{atm}$) e a vazão de água (Q_L) no Shroud-Invertido inclinado $\beta=90^\circ$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

A Figura 46 representa a variação da eficiência de separação de gás em função do número de Euler e do número de Weber modificado, ambos os parâmetros adimensionais. Observa-se faixas de eficiência com espessuras contantes e comportamento parabólico decrescente, similar às obtidas no separador inclinado. Nota-se que a escala do número de Weber modificado é menor que a obtida no separador inclinado $\beta=45^\circ$, pois as velocidades do escoamento em filme fino descendente foram menores que as velocidades do escoamento em superfície livre característico

do separador inclinado. Em contrapartida, a interface gás-líquido na região anular interna foi maior no separador vertical para todas as condições experimentais testadas. Ainda neste mapa, percebe-se eficiências de separação de gás menores que 33% sempre que o We^* seja superior a 100 e o Eu maior que 60. Comparando com os mapas adimensionais obtidos na posição inclinada, é evidente que o separador inclinado $\beta=45^\circ$ obteve melhores eficiências de separação seguido pelo separador vertical e na inclinação $\beta=15^\circ$.

No caso do mapa de eficiência incorporando o número de capilaridade (Ca), os resultados não concordaram com os obtidos para o separador inclinado, pois não houve uma tendência coerente das faixas de eficiência. Deste modo, acredita-se que o parâmetro Ca não é relevante para a fenomenologia do separador na posição vertical.

Figura 46 – Mapa de eficiência de separação de gás (ESG) adimensional em função do número de Euler (Eu) e do número de Weber modificado (We^*) para $\beta=90^\circ$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Devido à falta de um modelo semi-analítico que estime a eficiência de separação de gás no separador IS em posição vertical, obteve-se uma correlação experimental para prever a eficiência de separação em qualquer separador gravitacional do tipo *Shroud-Invertido*, uma vez conhecidas as condições operacionais do sistema, *i.e.*, a vazão de líquido (Q_l) e o diferencial de pressão (ΔP).

Dividindo em quatro partes o intervalo de eficiência de separação de gás indicado na Figura 46 e considerando a tendência parabólica decrescente das faixas de eficiência, propõe-se uma correlação experimental da forma:

$$Eu = C_0 We^{*C_1} \quad (5.3)$$

Onde os coeficientes C_0 e C_1 são função da eficiência de separação de gás (η), *i.e.*, $C_0 = f(\eta)$ e $C_1 = f(\eta)$. Os valores dos coeficientes ajustados para cada faixa de eficiência são descritos na Tabela 8.

Tabela 8 – Coeficientes ajustados para cada faixa de eficiência de separação de gás.

Faixa ESG [%]	ESG média (η) [%]	C_0	C_1
30-50	40	92.459,9082	-1,639812
50-70	60	240.025,3593	-1,896797
70-80	75	849.851,1164	-2,252688
80-100	90	54.798,7274	-1,762782

Fonte: Elaborada pelo autor.

Através dos coeficientes C_0 , C_1 e a ESG média (η) são fitadas duas expressões da forma:

$$C_0 = 11,5509\eta^3 - 1070,65\eta^2 + 26655,9\eta \quad (5.4)$$

$$C_1 = -\exp(0,0110025\eta) \quad (5.5)$$

Assim, a correlação proposta fica:

$$Eu = (11,5509\eta^3 - 1070,65\eta^2 + 26655,9\eta)We^{*-\exp(0,0110025\eta)} \quad (5.6)$$

Esta correlação experimental prevê a eficiência de separação de gás de posse da vazão de líquido (Q_l) e o diferencial de pressão (ΔP), ou então fornece o ΔP necessário para operar o separador com uma eficiência de separação específica sempre que conhecida a vazão de líquido no fundo do poço. Cabe assinalar que apesar de ser uma expressão com característica abrangente, pois é baseada em parâmetros adimensionais, esta somente é válida para mistura água-ar. Porém, acredita-se que a correlação proposta tem fundamentos teóricos que a mostram como uma ferramenta promissora para uso em campo com óleos de baixa viscosidade.

5.3.2 Estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior do separador vertical

O estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha no separador IS na vertical apresentou algumas particularidades em relação ao separador inclinado. Observou-se uma taxa de entranhamento de ar muito maior nesta condição experimental do que no separador inclinado, devido ao impacto de um escoamento axissimétrico em filme fino descendente com o nível anular interno. Além disso, uma vez que não há estratificação entre gás e líquido na posição vertical, pois não há componente radial da gravidade, as bolhas tendem a ser levadas até a entrada do tubo de produção devido às forças de arrasto. Este fato faz com que sejam obtidos grandes comprimentos dos enxames de bolhas, atingindo valores da ordem de 9 m em alguns casos.

A Figura 47 representa a variação do diâmetro de bolha ao longo do enxame de bolhas gerado com uma vazão $Q_l=45$ l/min. Nota-se que os comprimentos L_{lente} foram significativamente maiores que os obtidos no separador inclinado, isto produto dos grandes enxames de bolhas observados na posição vertical, sendo necessário maiores distâncias entre as posições de filmagem. Os diâmetros das bolhas detectadas mostraram uma rápida diminuição de tamanho até a posição $L_{lente} = 158$ cm onde os três diâmetros atingiram valores mínimos, que se mantiveram constantes até o final do enxame. Assim, conclui-se que a turbulência dominou mais da metade do enxame de bolhas, promovendo os fenômenos de entranhamento de ar, dissipação de energia cinética turbulenta e quebra de bolhas.

Figura 47 – Variação do diâmetro de bolha (d_b) ao longo do enxame de bolhas no separador vertical para $Q_l=151$ l/min.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Para o separador na vertical, a razão dos diâmetros Sauter e máximo (d_{sauter}/d_{max}) variou entre 0,77 e 0,83, estando próximo à faixa (0,60-0,62) reportada por Calabrese, Chang e Dang (1986), Hesketh, Russell e Etchells (1987) e Zhang et al. (1985). O diâmetro de bolha máximo (d_{max}) foi da ordem de 1,00 mm, correspondente a um comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta (L_{dis}) de 158 cm, aproximadamente 4 vezes maior que os comprimentos L_{dis} obtidos no separador inclinado.

Para todas as vazões de líquido testadas se observaram enxames de bolhas caracterizados pela alta taxa de dissipação de energia cinética turbulenta, quebra de bolhas, sobreposição e choque entre as bolhas subindo em direção à superfície do nível anular interno e as bolhas descendo para a entrada do tubo de produção, inclusive nas posições $L_{lente}=158$ cm, 221 cm e 267 cm onde a turbulência parecia ter terminado. Este fato evidenciou que a fenomenologia do *Shroud-Invertido* na vertical é completamente diferente à do separador inclinado.

As distribuições dos diâmetros das bolhas para cada posição L_{lente} filmada, são apresentadas na Figura 48. Nota-se que os resultados foram semelhantes aos obtidos no separador inclinado. Cabe assinalar que durante os experimentos foi possível observar claramente bolhas esféricas ao longo do enxame de bolhas, diferentemente da condição inclinada.

Figura 48 – Distribuição estatística do diâmetro de bolha equivalente na região anular interna (AI) do separador IS na vertical, para cada posição de filmagem (L_{lente}) e uma vazão de água $Q_l=151$ /min.

Fonte: Elaborada pelo autor.

6 CONCLUSÕES E COMENTÁRIOS FINAIS

Neste capítulo se apresentam as conclusões e comentários finais da pesquisa desenvolvida. O capítulo está dividido em três seções. Na primeira se listam as observações qualitativas obtidas durante a execução das campanhas experimentais. Algumas dessas estão relacionadas à eficiência de separação de gás e ao estudo do diâmetro de bolha, enquanto que outras estão focadas nas dificuldades técnicas encontradas durante os testes. Em sequência são detalhadas as conclusões do trabalho com base nos objetivos e metas alcançadas. Finalmente, são apresentadas perspectivas para trabalhos futuros no intuito de indicar lacunas a serem preenchidas visando o avanço nos tópicos abordado nesta pesquisa.

6.1 Observações qualitativas

Durante os trabalhos experimentais executados nesta pesquisa se observou:

1. Para valores fixos do nível anular interno (NAI), aumentos na vazão de líquido (Q_l) diminuem a eficiência de separação de gás (ESG) devido à força de arrasto atuando sobre o enxame de bolha gerado após o impacto entre o escoamento em superfície livre (separador inclinado) ou em filme fino descendente (separador vertical) e a interface do nível anular interno.
2. Para uma vazão de líquido constante, incrementos no nível anular interno fazem com que a eficiência de separação de gás aumente uma vez que as bolhas devem percorrer uma maior distância para atingir a entrada do tubo de produção.
3. Existe uma relação inversa entre o nível anular interno (NAI) e o diferencial de pressão ($\Delta P = P_{rev} - P_{atm}$), deste modo, aumentos na pressão de revestimento fazem com que o nível anular interno diminua e, conseqüentemente, a eficiência de separação de gás.
4. O *Shroud-Invertido* (IS) na posição vertical apresentou comprimentos de enxame de bolhas de até 9 m, não observados na posição inclinada.
5. Na posição vertical, o escoamento em superfície livre, característico do separador inclinado, torna-se um escoamento axissimétrico em filme fino descendente que dependendo da vazão de líquido e das instabilidades interfaciais se assemelha a um escoamento em cascata. Isso fez com que o separador na posição vertical apresentasse comportamentos muito mais caóticos do que na posição inclinada.
6. Fenômenos complexos de entranhamento de ar, quebra de bolha e dissipação de energia cinética turbulenta são observados no interior do *Shroud-Invertido*, tendo influência direta na eficiência de separação de gás (ESG).

7. A vazão de líquido é mais relevante que o ângulo de inclinação nos processos de entranhamento de ar e dissipação de energia cinética turbulenta no interior do separador IS inclinado.
8. Para um diferencial de pressão (ΔP) constante, no separador vertical se observou que vazões de líquido menores que a vazão crítica, a força de arrasto não prevalece sobre o enxame bolhas geradas na região anular interna. Desta forma, as bolhas não são levadas até a entrada do tubo de produção e são obtidas elevadas eficiência de separação de gás (ESG). A medida que a vazão de líquido se torna maior que a vazão crítica, o separador IS começa a se encher, aumentando o comprimento do nível anular interno (NAI) e, consequentemente, a distância a ser percorrida pelas bolhas para atingir a entrada do tubo de produção. Assim, a ESG começa a aumentar com o aumento da vazão de líquido.
9. Para o separador IS inclinado $\beta=15^\circ$ se requer pouca variação do nível anular interno -entorno de 6 cm- para passar de uma faixa de menor eficiência de separação de gás para uma de maior eficiência, isso foi observado para todas as vazões testadas.
10. Os diferenciais de pressão (ΔP) obtidos no separador IS inclinado $\beta=45^\circ$ são cerca de duas vezes maiores que os obtidos para $\beta=15^\circ$, indicando que nesta última inclinação, leves aumentos na pressão de revestimento produzem variações significativas na eficiência de separação de gás.
11. As filmagem do enxame de bolhas mostraram que logo abaixo da região do choque entre o líquido em superfície livre descendente e a interface do nível anular interno, ocorrem fenômenos de entranhamento de ar e dissipação de energia cinética turbulenta, onde grandes quantidades de bolhas são geradas e quebradas rapidamente em bolhas menores. À medida que a posição de filmagem foi se afastando da interface do nível anular interno, observou-se uma diminuição do número de bolhas e um escoamento de bolhas diluídas.
12. A nova geometria do separador IS, proposta neste trabalho, permitiu observar tanto o fenômeno de entranhamento de ar na região anular interna quanto os padrões de escoamento na região anular externa (AE) de forma independente.
13. Uma vez que o diâmetro hidráulico da região anular interna do separador foi menor que os utilizados em trabalhos anteriores, pequenas variações da vazão de líquido promoveram mudanças significativas da velocidade média do escoamento em superfície livre, aumentando a complexidade para atingir o regime permanente do sistema.
14. A condição de regime permanente durante os experimentos era levemente afetada pelo acionamento e desligamento do compressor e pela variação da potencia da bomba helicoidal instalada a jusante do separador. Este fato fez com que os testes se tornassem mais demorados e complexos para determinadas condições experimentais.

6.2 Conclusões finais

Após o trabalho experimental executado e a análise dos dados coletados neste trabalho se conclui:

6.2.1 Mapas de eficiência de separação

1. No caso do separador IS inclinado $\beta=15^\circ$, a variação da eficiência de separação de gás com o nível anular interno e a vazão de líquido é mais suave, uma vez que as faixas de eficiência são menos íngremes do que as apresentadas no separador IS inclinado $\beta=45^\circ$, fazendo com que sejam necessárias maiores variações na vazão de líquido para passar de uma faixa de eficiência para uma outra, sempre que for mantido constante o nível anular interno.
2. Os parâmetros adimensionais: Weber modificado (We^*), Capilaridade (Ca) e Euler (Eu), correlacionaram satisfatoriamente os dados experimentais no separador inclinado. Entretanto, o número de Capilaridade modificou a tendência das faixas de eficiências no separador vertical e não foram coerentes com as observações durante os experimentos. Deste modo, acredita-se que o parâmetro Ca não é relevante para a fenomenologia do separador na posição vertical.
3. Os mapas adimensionais de eficiência de separação de gás indicaram que quanto maior o número de Weber modificado (We^*) e o número de Euler (Eu), menores eficiências de separação de gás. Este fato concordou com os resultados mostrados nos mapas de eficiência que relacionam o nível anular interno (NAI), a diferença de pressão (ΔP) e a vazão de líquido (Q_l).
4. Os mapas de eficiência incorporando o número de capilaridade apresentaram resultados semelhantes aos obtidos somente considerando o número de Weber modificado e o número de Euler, contudo, acredita-se que o parâmetro de capilaridade representa melhor o fenômeno físico de separação de gás, uma vez que considera o efeito a viscosidade da fase líquida.
5. Os mapas de eficiência levantados neste trabalho se mostram como uma ferramenta promissora para uso em campo, uma vez que os números adimensionais utilizados incorporam tanto propriedades físicas da fase líquida como parâmetros geométricos do *Shroud-Invertido* e dos escoamentos presentes no interior deste.
6. No separador vertical, para uma pressão constante, a eficiência de separação de gás (ESG) diminui com o aumento da vazão de líquido até atingir uma vazão crítica, correspondente ao ponto de inflexão de cada faixa de eficiência. A partir deste ponto, a ESG começa a aumentar com o aumento da vazão de líquido. Esta situação de operação não foi observada no separador inclinado.

7. O *Shroud-Invertido* inclinado $\beta=45^\circ$ apresentou maiores eficiências de separação de gás para as condições de operação testadas neste trabalho, seguido pelo separador na posição vertical e na condição inclinada $\beta=15^\circ$, respectivamente.

6.2.2 Distribuição estatística do diâmetro de bolha

8. A partir do estudo experimental realizado na bancada *Plunging Jet* se desenvolveu uma técnica óptica para a medição da distribuição estatística do diâmetro de bolha no interior do *Shroud-Invertido*. Esta técnica permitiu executar o estudo de forma satisfatória, pois mostrou resultados coerentes para escoamentos de bolhas diluídas com geometria esférica, porém apresentou limitações na região logo abaixo do impacto entre o escoamento em superfície livre e a interface do nível anular interno devido ao alto grau de sobreposição das bolhas e à grande quantidade de bolhas distorcidas.
9. Através do estudo experimental da distribuição estatística do diâmetro de bolha, verificou-se a existência de duas regiões características: uma região inicial dominada pela turbulência, onde as bolhas se quebram rapidamente em bolhas menores, incrementando o número de bolhas de menor diâmetro e uma região onde o tamanho de bolhas se estabiliza e permanece aproximadamente constante, caracterizada pela diminuição do número de bolhas. Cabe dizer que, pensava-se que esta última região apresentasse fenômenos de coalescência, uma vez que o turbulência não dominava o escoamento, porém não observado este fenômeno em nenhuma das condições experimentais testadas.
10. Os resultados experimentais no separador inclinado indicaram que os diâmetros das bolhas geradas no interior do separador aumentaram tanto com a velocidade do escoamento em superfície livre (V_{sl}) quanto com a viscosidade da fase líquida (μ_l), entretanto o tamanho de bolha diminuiu com a inclinação do separador (β). Estes resultados estão associados ao aumento da área de impacto entre o líquido escoando em superfície livre e a interface líquida do nível anular interno.

6.2.3 Correlações experimentais

11. A correlação empírica para a previsão do comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta e do diâmetro de bolha, proposta neste trabalho, possui uma coerência fenomenológica não observada em trabalhos anteriores, uma vez que está baseada em uma análise dimensional que incorpora o efeito das propriedades físicas do líquido, parâmetros geométricos tanto do separador quanto dos escoamentos presentes, sendo uma expressão com maior sustentação teórica.
12. A correlação experimental, proposta para o separador na posição vertical, prevê tanto a eficiência de separação de gás quanto as condições operacionais ótimas dada uma eficiência de separação específica. Acredita-se que a correlação possui fundamentos

teóricos e potencial de servir para o escalonamento do *Shroud*-Invertido em condições de campo com óleos de baixa viscosidade. Cabe lembrar que esta correlação somente é válida para o separador na vertical.

6.3 Perspectivas para trabalhos futuros

Como perspectivas para trabalhos futuros, indica-se:

1. Avaliar experimentalmente a eficiência de separação de gás com fluidos de diferentes viscosidades tanto no separador inclinado quanto no separador na posição vertical visando validar as três correlações experimentais propostas nesta pesquisa.
2. Modelar o fenômeno de eficiência de separação de gás no separador vertical, para isto é necessário o estudo do filme fino descendente no interior do tubo *Shroud*-Invertido, bem como os fenômenos de quebra e coalescência de bolhas no interior do separador.
3. Ampliar o banco de dados para o estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha. Recomenda-se utilizar pelo menos quatro inclinações diferentes com três vazões de líquido. Isto permitirá uma melhor análise dos dados obtidos e auxiliará na validação da correlação do comprimento de dissipação de energia cinética turbulenta.
4. Medir a fração volumétrica de gás tanto na região do enxame de bolha quanto na entrada do tubo de produção no intuito de utilizar esta variável na modelagem da taxa de dissipação de energia cinética turbulenta por unidade de massa, uma vez que neste trabalho se percebeu a falta de um termo relacionado à energia interfacial necessária para manter as bolhas.
5. Validar as medições obtidas através da técnica ótica desenvolvida neste trabalho utilizando fluidos que tenham maiores contrastes com as bolhas. Esta validação também pode ser feita através de uma outra técnica de medição como a 3 Dimensional Optical Reflectance Measurement (3D ORM).
6. Estudar a influência de coalescedores, instalados na região anular interna do separador, sobre a eficiência de separação de gás, uma vez que esta nova configuração promove a coalescência das bolhas fazendo com que se tornem maiores e sejam separadas mais facilmente pelo efeito das forças de empuxo.

REFERÊNCIAS

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEL - ANP. 2018. Disponível em: <http://www.anp.gov.br/images/publicacoes/boletins-anp/Boletim_Mensal-Producao_Petroleo_Gas_Natural/Boletim-Producao_agosto-2018.pdf>. Acesso em: 20 ago. 2018.

ALHANATI, F. J. S. **Bottomhole gas separation efficiency in electrical submersible pump installations**. 1993. 140 f. Thesis (PhD) — University of Tulsa, Tulsa, 1993. Disponível em: <<https://library.utulsa.edu/search/t?SEARCH=Bottomhole+gas+separation+efficiency+in+electrical+submersible+pump+installations>>. Acesso em: 10 set. 2016.

ALHANATI, F. J. S. et al. A simple model for the efficiency of rotary separators. In: SPE ANNUAL TECHNICAL CONFERENCE AND EXHIBITION, 69., 1994, New Orleans. **Proceedings...** New Orleans: Society of Petroleum Engineers (SPE), 1994. p. 67–82.

ALTHEIMER, M. et al. Shadow imaging in bubbly gas-liquid two-phase flow in porous structures fast fourier transform. **Experiments in Fluids**, Berlin, v. 56, n. 9, p. 1–16, 2015.

BARBOSA, M. C. **Investigação da distribuição de tamanho de bolhas em um separador gás-líquido do tipo shroud invertido**. 2015. 166 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) — Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2015. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18147/tde-18072016-140659/>>. Acesso em: 10 set. 2016.

BIN, A. K. Gas entrainment by plunging liquid jets. **Chemical Engineering Science**, Great Britain, v. 48, n. 21, p. 3585–3630, 1993.

BLANCO, C. P.; ALBIERI, T. F.; RODRIGUEZ, O. M. H. Revisão de modelos para transições de padrão de escoamento gás-líquido em duto anular vertical e horizontal. In: BRAZILIAN CONGRESS OF THERMAL ENGINEERING AND SCIENCES, 12., 2008, Belo Horizonte, Minas Gerais. **Proceedings...** Belo Horizonte: Associação Brasileira de Engenharia Ciências Mecânicas, 2008. p. 10.

BOHORQUEZ, R. et al. Laboratory testing of downhole gas separators. **Society of Petroleum Engineers (SPE)**, Richardson, v. 24, n. 4, p. 499–509, 2009.

BRADLEY, D.; ROTH, G. Adaptive thresholding using the integral image. **Journal of Graphics Tools**, v. 12, n. 2, p. 13–21, 2007.

BRÖDER, D.; SOMMERFELD, M. Planar shadow image velocimetry for the analysis of the hydrodynamics in bubbly flows. **Measurement Science and Technology**, Great Britain, v. 18, n. 8, p. 2513–2528, 2007.

BRODKEY, R. S. **The phenomena of fluid motions**. California: Addison-Wesley, 1967.

CAETANO, E. F.; SHOHAM, O.; BRILL, J. P. Upward vertical two-phase flow through an annulus-part I: single-phase friction factor, taylor bubble rise velocity, and flow pattern prediction. **Journal of Energy Resources Technology**, New York, v. 114, n. 1, p. 1–13, 1992.

- CALABRESE, R. V.; CHANG, T. P. K.; DANG, P. T. Drop breakup in turbulent stirred-tank contactors. Part I: Effect of dispersed-phase viscosity. **AIChE Journal**, New York, v. 32, n. 4, p. 657–666, 1986.
- CELATA, G. P. et al. Effect of gas injection mode and purity of liquid on bubble rising in two-component systems. **Experimental Thermal and Fluid Science**, Amsterdam, v. 31, n. 1, p. 37–53, 2006.
- ÇENGEL, Y.; CIMBALA, J. M. **Fluid mechanics fundamentals and applications**. 4th. ed. New York: McGraw-Hill Education, 2017.
- CENTS, A. H. et al. Measuring bubble, drop and particle sizes in multiphase systems with ultrasound. **AIChE Journal**, New York, v. 50, n. 11, p. 2750–2762, 2004.
- CHANSON, H. **A study of air entrainment and aeration devices on a spillway model**. 1988. 219 f. Thesis (PhD) — University of Canterbury, Christchurch, 1988. Disponível em: <<https://espace.library.uq.edu.au/view/UQ:9285>>. Acesso em: 10 set. 2016.
- CHANSON, H. Reduction of cavitation on spillways by induced air entrainment. **Canadian Journal of Civil Engineering**, Ottawa, v. 19, n. 5, p. 926–928, 1992.
- CUMMINGS, P.; CHANSON, H. An experimental study of individual air bubble entrainment at a planar plunging jet. **Chemical Engineering Research and Design**, Amsterdam, v. 77, n. 2, p. 159–164, 1999.
- CUMMINGS, P. D.; CHANSON, H. Air entrainment in the developing flow region of plunging jets - part 1: theoretical development. **Journal of Fluids Engineering**, New York, v. 119, n. 3, p. 597–602, 1997.
- DAVIES, J. T. Drop sizes of emulsions related to turbulent energy dissipation rates. **Chemical Engineering Science**, Great Britain, v. 40, n. 5, p. 839–842, 1985.
- DUKHIN, A. S.; GOETZ, P. J. Acoustic and electroacoustic spectroscopy for characterizing concentrated dispersions and emulsions. **Advances in Colloid and Interface Science**, v. 92, n. 1-3, p. 73–132, 2001.
- EKBERG, N. P. et al. Gas-liquid two-phase flow in narrow horizontal annuli. **Nuclear Engineering and Design**, Amsterdam, v. 192, n. 1, p. 59–80, 1999.
- EVANS, G.; JAMESON, G.; ATKINSON, B. Prediction of the bubble size generated by a plunging liquid jet bubble column. **Chemical Engineering Science**, Great Britain, v. 47, n. 13, p. 3265–3272, 1992.
- HAMMOUMI, M. E.; ACHARD, J. L.; DAVOUST, L. Measurements of air entrainment by vertical plunging liquid jets. **Experiments in Fluids**, Berlin, v. 32, n. 6, p. 624–638, 2002.
- HARBY, K.; CHIVA, S.; MUÑOZ-COBO, J. An experimental study on bubble entrainment and flow characteristics of vertical plunging water jets. **Experimental Thermal and Fluid Science**, Amsterdam, v. 57, p. 207–220, 2014.
- HARUN, A. et al. A simple model to predict natural gas separation efficiency in pumped wells. In: SPE ANNUAL TECHNICAL CONFERENCE AND EXHIBITION, 2000, Dallas. **Proceedings...** Dallas: Society of Petroleum Engineers (SPE), 2000. p. 5–12.

- HASAN, A. R.; KABIR, C. S. Two-phase flow in vertical and inclined annuli. **International Journal of Multiphase Flow**, Great Britain, v. 18, n. 2, p. 279–293, 1992.
- HASSAN, Y. A.; ORTIZ-VILLAFUERTE, J.; SCHMIDL, W. D. Three-dimensional measurements of single bubble dynamics in a small diameter pipe using stereoscopic particle image velocimetry. **International Journal of Multiphase Flow**, Great Britain, v. 27, n. 5, p. 817–842, 2001.
- HESKETH, R.; ETCHELLS, A.; RUSSELL, T. Bubble breakage in pipeline flow. **Chemical Engineering Science**, Great Britain, v. 46, n. 1, p. 1–9, 1991.
- HESKETH, R. P.; RUSSELL, T. W. F.; ETCHELLS, A. W. Bubble size in horizontal pipelines. **AIChE Journal**, New York, v. 33, n. 4, p. 663–667, 1987.
- HINZE, J. O. Fundamentals of the hydrodynamic mechanism of splitting in dispersion processes. **AIChE Journal**, New York, v. 1, n. 3, p. 289–295, 1955.
- HONKANEN, M. et al. Recognition of highly overlapping ellipse-like bubble images. **Measurement Science Technology**, Great Britain, v. 16, n. 16, p. 1760–1770, 2005.
- IGUCHI, M.; OKITA, K.; YAMAMOTO, F. Mean velocity and turbulence characteristics of water flow in the bubble dispersion region induced by plunging water jet. **International Journal of Multiphase Flow**, Great Britain, v. 24, n. 4, p. 523–537, 1998.
- INTERNATIONAL ENERGY AGENCY - IEA. Atlas of energy. 2018. Disponível em: <<http://energyatlas.iea.org/#!/tellmap/-1920537974/0>>. Acesso em: 20 ago. 2018.
- KELESSIDIS, V. C.; DUKLER, A. E. Modeling flow pattern transitions for upward gas-liquid flow in vertical concentric and eccentric annuli. **International Journal of Multiphase Flow**, Great Britain, v. 15, n. 2, p. 173–191, 1989.
- KOLMOGOROV, A. N. On the breakage of drops in a turbulent flow. **Doklady Akademii Nauk SSSR**, v. 66, n. 5, p. 825–828, 1949.
- KUCUKALI, S.; COKGOR, S. Aeration performance of a hydraulic jump. In: WORLD ENVIRONMENTAL AND WATER RESOURCES CONGRESS, 2006, Omaha. **Proceedings...** Omaha: American Society of Civil Engineers, 2006. p. 10.
- KUSABIRAKI, D. et al. Gas entrainment rate and flow pattern in a plunging liquid jet aeration system using inclined nozzles. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, Tokyo, v. 23, n. 6, p. 704–710, 1990.
- LAD, N.; AROUSSI, A.; SAID, M. F. M. Droplet size measurement for liquid spray using digital image analysis technique. **Journal of Applied Sciences**, Deira, v. 11, n. 11, p. 1966–1972, 2011.
- LECUONA, A. et al. Volumetric characterization of dispersed two-phase flows by digital image analysis. **Measurement Science and Technology**, Great Britain, v. 11, n. 8, p. 1152–1161, 2000.
- LEVICH, V. G. **Physicochemical hydrodynamics**. 2nd. ed. New Jersey: Prentice-Hall, 1962.
- LIN, B.; ANKRAH, I.; MANU, S. A. Brazilian energy efficiency and energy substitution: A road to cleaner national energy system. **Journal of Cleaner Production**, Amsterdam, v. 162, p. 1275–1284, 2017.

- LOVICK, J. et al. Drop size distribution in highly concentrated liquid-liquid dispersions using a light back scattering method. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, Hoboken, v. 80, n. 5, p. 545–552, 2005.
- MAASS, S.; HORN, S.; KRAUME, M. Measurement techniques for drop size distributions in stirred and fast coalescing liquid-liquid systems. **Technical Magazines. Mechanics**, Kraków, v. 105, n. 5, p. 219–230, 2008.
- MCCOY, J. et al. A laboratory study with field data of downhole gas separators. **Society of Petroleum Engineers**, Richardson, v. 22, n. 1, p. 20–40, 2007.
- MENDES, F. A. A. **Estudo experimental, simulação numérica e modelagem fenomenológica da separação gravitacional de gás no fundo de poços direcionais**. 2012. 200 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) — Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2012. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18147/tde-17052013-134633/en.php>>. Acesso em: 10 set. 2016.
- MUNSON, B. R. et al. **Fundamentals of fluid mechanics**. 7th. ed. New Jersey: John Wiley and Son, 2013.
- NETO-LIMA, I. E. Tamanho de bolhas de ar formadas por difusores não porosos na água. **Eng. Sanit. e Ambient.**, Rio de Janeiro, v. 20, n. 2, p. 175–180, 2015.
- OHKAWA, A. et al. Some flow characteristics of a vertical liquid jet system having downcomers. **Chemical Engineering Science**, Great Britain, v. 41, n. 9, p. 2347–2361, 1986.
- OHKAWA, A.; KUSABIRAKI, D.; SAKAI, N. Effect of nozzle length on gas entrainment characteristics of vertical liquid jet. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, Tokyo, v. 20, n. 3, p. 295–300, 1987.
- ORTIZ-VIDAL, L. E. **Separação gravitacional de gás em um duto anular inclinado: Estudo experimental e modelagem fenomenológica**. 2010. 139 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) — Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2010. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18147/tde-08062010-143118/pt-br.php>>. Acesso em: 10 set. 2016.
- ORTIZ-VIDAL, L. E. et al. Modelo para la eficiencia de separación de gas en un ducto anular inclinado. In: CONGRESO IBEROAMERICANO DE INGENIERÍA MECÁNICA, 9., 2009, Las Palmas de Gran Canaria, Islas Canarias. **Proceedings...** Las Palmas de Gran Canaria, Islas Canarias: UPLGC/FelbIM, 2009. p. 10–17.
- _____. Energy dissipation and bubbles generation in a gravitational gas separator. In: ENCONTRO BRASILEIRO SOBRE EBULIÇÃO, CONDENSAÇÃO E ESCOAMENTOS MULTIFÁSICOS, 2., 2010, São Carlos. **Proceedings...** São Carlos: Associação Brasileira de Engenharia Ciências Mecânicas, 2010. p. 7.
- _____. Experimental investigation of gravitational gas separation in an inclined annular channel. **Experimental Thermal and Fluid Science**, Amsterdam, v. 39, p. 17–25, 2012.
- PANTON, R. L. **Incompressible flow**. 4th. ed. New Jersey: John Wiley & Sons, 2013.

PARDO, M. V. **Estudo de uma bomba centrífuga submersa (BCS) como medidor de vazão**. 2013. 104 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Petróleo) — Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2013. Disponível em: <<http://repositorio.unicamp.br/jspui/handle/REPOSIP/265668>>. Acesso em: 20 jun. 2017.

PEREYRA, E.; SHOHAM, O. Unified maximum particle size prediction for turbulent dilute dispersions. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, Amsterdam, v. 127, p. 190–195, 2015.

POTTER, M. C. et al. **Mechanics of Fluids**. 4th. ed. Stamford: Cengage Learning, 2012. 794 p.

PRITCHARD, P. J.; LEYLEGIAN, J. C. **Introduction to Fluid Mechanics**. 8th. ed. Hoboken: John Wiley & Sons, 2011.

QU, X. et al. Experimental characterization of air-entrainment in a plunging jet. **Experimental Thermal and Fluid Science**, Amsterdam, v. 44, p. 51–61, 2013.

QU, X. L. et al. Characterization of plunging liquid jets: A combined experimental and numerical investigation. **International Journal of Multiphase Flow**, Great Britain, v. 37, n. 7, p. 722–731, 2011.

QUINTAES, F. O. **Sistema de sensoramento eletromagnético utilizado para detecção da contaminação do óleo isolante do motor no método de elevação artificial do tipo bombeio centrífugo submerso**. 2010. 162 f. Tese (Doutorado em Engenharia de Petróleo) — Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2010. Disponível em: <<https://repositorio.ufrn.br/jspui/handle/123456789/13010>>. Acesso em: 2 fev. 2018.

RICHARDSON, E. G. Mechanism of the disruption of liquid jets. **Applied Scientific Research**, Amsterdam, v. 4, n. 5-6, p. 374–380, 1954.

RODRÍGUEZ-RODRÍGUEZ, J.; MARTÍNEZ-BAZÁN, C.; MONTAÑES, J. L. A novel particle tracking and break-up detection algorithm: application to the turbulent break-up of bubbles. **Measurement Science and Technology**, Great Britain, v. 14, n. 8, p. 1328–1340, 2003.

RONDY, P.; CHOLET, H. J.; FEDERER, I. Optimization of heavy oil and gas pumping in horizontal wells. In: ANNUAL TECHNICAL CONFERENCE AND EXHIBITION, 68., 1993, Houston. **Proceedings...** Houston: Society of Petroleum Engineers, 1993. p. 417–427.

ROY, A.; MAITI, B.; DAS, P. Visualisation of air entrainment by a plunging jet. **Procedia Engineering**, Amsterdam, v. 56, p. 468–473, 2013.

SAID, M. F. b. M. **Development of particle sizing based on dynamic image analysis**. 2011. 160 f. Thesis (PhD) — University of Leicester, Leicester, 2011. Disponível em: <<http://hdl.handle.net/2381/10246>>. Acesso em: 15 out. 2017.

SENE, K. Air entrainment by plunging jets. **Chemical Engineering Science**, Great Britain, v. 43, n. 10, p. 2615–2623, 1988.

SERRANO, J. C. **Natural separation efficiency in electric submersible pump systems**. 1999. 71 f. Thesis (PhD) — University of Tulsa, Tulsa, 1999. Disponível em: <<http://library.utulsa.edu/record=b1608579>>. Acesso em: 10 set. 2016.

- SOUZA, R. D. O. et al. Separador de gás de fundo de poço de alta eficiência. In: SEMINARIO DE ELEVAÇÃO ARTIFICIAL, ESCOAMENTO E MEDIÇÃO, 1., 2003, Rio de Janeiro. **Proceedings...** Rio de Janeiro: PETROBRÁS - Petróleo Brasileiro S.A., 2003.
- TAYLOR, G. I. The formation of emulsions in definable fields of flow. **Proceedings of the Royal Society of London**, London, v. 146, n. 858, p. 501–523, 1934.
- TOMOTIKA, S. Breaking up of a drop of viscous liquid immersed in another viscous fluid which is extending at a uniform rate. **Proceedings of the Royal Society of London**, London, v. 153, n. 879, p. 302–318, 1936.
- UNITED-STATES. ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION. Sector organization: Brazil. Washington, v. 2013, p. 11, 2015. Disponível em: <<http://www.eia.gov/countries/cab.cfm?fips=br>>. Acesso em: 20 set. 2018.
- WINTERTON, R.; MUNAWEERA, J. Bubble size in two-phase gas-liquid bubbly flow in ducts. **Chemical Engineering and Processing**, Amsterdam, v. 40, n. 5, p. 437–447, 2001.
- WONGWISES, S.; PIPATHATTAKUL, M. Flow pattern, pressure drop and void fraction of two-phase gas-liquid flow in an inclined narrow annular channel. **Experimental Thermal and Fluid Science**, Amsterdam, v. 30, n. 4, p. 345–354, 2006.
- ZHANG, S. H. et al. A model for liquid-liquid extraction column performance — The influence of drop size distribution on extraction efficiency. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 63, n. 2, p. 212–226, 1985.
- ZHANG, W.-H.; JIANG, X.; LIU, Y.-M. A method for recognizing overlapping elliptical bubbles in bubble image. **Pattern Recognition Letters**, Amsterdam, v. 33, n. 12, p. 1543–1548, 2012.
- ZHU, Y.; OGUZ, H. N.; PROSPERETTI, A. On the mechanism of air entrainment by liquid jets at a free surface. **Journal of Fluid Mechanics**, Cambridge, v. 404, n. 1, p. 151–177, 2000.
- ZIGRANG, D. J.; SYLVESTER, N. D. Explicit approximations to the solution of Colebrook's friction factor equation. **AIChE Journal**, New York, v. 28, n. 3, p. 514–515, 1982.

APÊNDICE A – AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO DE GÁS NO SEPARADOR INCLINADO

A.1 Mapas de eficiência para o *Shroud-Invertido* inclinado $\beta=15^\circ$

Figura 49 – Mapas de eficiência de separação de gás para o *Shroud-Invertido* inclinado $\beta=15^\circ$

(a) Variação da eficiência de separação de gás (ESG) com o nível anular interno (NAI) e a vazão de líquido (Q_L).

(b) Variação da eficiência de separação de gás (ESG) com o diferencial de pressão e a vazão de líquido (Q_L).

(c) Mapa de eficiência de separação de gás (ESG) adimensional em função do número de Euler (Eu) e do número de Weber modificado (We^*).

(d) Mapa de eficiência de separação de gás (ESG) adimensional incorporando o número de capilaridade (Ca).

Fonte: Elaborada pelo autor.

A.2 Distribuição estatística do diâmetro de bolha no *Shroud-Invertido* inclinado $\beta=15^\circ$

Figura 50 – Variação do diâmetro de bolha (d_b) ao longo do enxame de bolha no separador inclinado $\beta=15^\circ$ para $Q_I=451$ l/min.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Figura 51 – Distribuição estatística do diâmetro de bolha equivalente na região anular interna (AI) do separador IS inclinado $\beta=15^\circ$, para cada posição de filmagem (L_{lente}) e uma vazão de água $Q_I=451$ l/min.

Fonte: Elaborada pelo autor.

A.3 Distribuição estatística do diâmetro de bolha no Shroud-Invertido inclinado $\beta=45^\circ$

Figura 52 – Distribuição estatística do diâmetro de bolha equivalente na região anular interna (AI) do separador IS inclinado $\beta=45^\circ$, para cada posição de filmagem (L_{lente}) e uma vazão de água $Q_I=25 \text{ l/min}$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

APÊNDICE B – ESTUDO DO FENÔMENO DO ENTRANHAMENTO DE AR EM UM SISTEMA PLUNGING JET

B.1 Metodologia experimental

B.1.1 Descrição da bancada experimental Plunging Jet

Na tentativa de estudar o fenômeno de entranhamento de ar em um sistema *Plunging Jet* através de uma técnica visual, uma bancada experimental foi projetada, construída e ajustada no LETeF da EESC. A configuração experimental instalada é apresentada na Figura 53. Esta consistiu de dois reservatórios de água conectados por meio de uma tubulação flexível de 5 cm de diâmetro. O Reservatório 1 é metálico e conectado à uma bomba centrífuga de 1 hp, enquanto que o Reservatório 2 é um tanque de acrílico transparente com dimensões de comprimento, altura e largura de 66,7 cm, 56 cm e 16,5 cm, respectivamente. A escolha deste material se deve ao fato de se utilizar uma técnica visual no estudo do fenômeno de entranhamento de ar no interior do Reservatório 2. Um hidrômetro de deslocamento positivo, previamente calibrado e localizado na linha de teste, conforme ilustrado na Figura 53, foi usado para medir e controlar a vazão de líquido durante os testes desenvolvidos. O princípio de vasos comunicantes manteve ambos os tanques no mesmo nível estático; este arranjo dos reservatório permitiu diminuir efeitos de turbulência devido à sucção da bomba. A bomba centrífuga movimentou fluido do Reservatório 1 até um bocal circular vertical. O jato de água gerado pelo bocal impacta sobre a superfície líquida estagnada do Reservatório 2, produzindo uma dissipação de energia cinética turbulenta e entranhamento do ar arrastado pelo jato no interior do meio líquido. O suporte do bocal permitiu variar a distância entre o bocal e o nível da superfície líquida no Reservatório 2.

Figura 53 – Bancada experimental para estudo do fenômeno de entranhamento de ar em um sistema plunging jet.

Fonte: Elaborada pelo autor.

No estudo do entranhamento de ar devido ao impacto de um jato de líquido sobre uma superfície líquida estagnada, reconhecem-se como principais variáveis a velocidade de saída do jato (V_n), relacionada diretamente com a vazão de líquido (Q_l), a altura do bocal (H_n) em relação ao nível da superfície líquida no Reservatório 2, diâmetro do bocal (D_n) e comprimento do bocal (L_n). Ademais, deve-se garantir que o nível do Reservatório 2 seja alto o suficiente para ter um completo desenvolvimento do jato mergulhante. Todas estas variáveis se encontram detalhadas na Figura 54a.

O bocal injetor utilizado neste estudo experimental teve uma razão comprimento-diâmetro ($\frac{L_n}{D_n}$) de 17,5, coerente com o estudo realizado por Evans, Jameson e Atkinson (1992). Esta geometria permite garantir um perfil de velocidade turbulento completamente desenvolvido no interior do bocal, maximizando o entranhamento de ar no Reservatório 2 conforme reportado na literatura. A Figura 54b mostra as características do bocal projetado e instalado verticalmente.

Figura 54 – Representação esquemática dos componentes e das principais variáveis consideradas no estudo do fenômeno de entranhamento de ar em um sistema *plunging jet*.

Fonte: Elaborada pelo autor.

B.1.2 Matriz experimental

Para a execução da campanha experimental, foi proposta a matriz de testes apresentada na Tabela 9. No total, 16 pontos experimentais foram coletados a fim de estudar qualitativamente o processo de entranhamento de ar no interior do Reservatório 2 e determinar a profundidade de penetração média das bolhas.

A faixa de vazão de líquido foi definida de acordo às limitações da bancada experimental. Considerou-se como vazão máxima aquela vazão onde as bolhas entranhadas não se chocavam com o fundo do Reservatório 2. Vazões menores correspondentes a 40%, 60%, 80% e 100% da vazão máxima foram escolhidas para os testes. Ensaios com uma vazão de líquido de 20% da vazão máxima também foram desenvolvidos, porém a bancada experimental apresentou instabilidades a baixas vazões que evitaram atingir o regime permanente, tendo desta forma

resultados não precisos e pouco confiáveis. As alturas do bocal foram escolhidas de acordo com a quantidade de ar entranhada e a vazão de líquido máxima previamente definida, garantindo que a limitação geométrica do reservatório não afetasse o escoamento, assim, o processo de entranhamento de ar foi estudado sem perturbações externas ao fenômeno.

Neste primeiro trabalho experimental, não se consideraram variações no ângulo do bocal injetor, focando-se no estudo da profundidade de penetração e nos processos de quebra e coalescência de bolha.

Tabela 9 – Matriz experimental executada na campanha experimental.

Fator	Limites	Número de fatores
Ângulo de inclinação, β	90°	1
Vazão de líquido, Q_l (l/min)	4,63; 6,94; 9,25 e 11,57 correspondentes a 40%, 60%, 80% e 100% da vazão de líquido máxima	4
Altura do bocal, H_n (cm)	5, 10, 15 e 20	4
Número total de pontos experimentais		16

Fonte: Elaborada pelo autor.

B.1.3 Procedimento de coleta de dados

Para a coleta dos dados se utilizaram as técnicas *Planar Image* e *Shadow Sizing*, de forma que as filmagens tivessem mais contrastes, tornando o processamento das imagens menos suscetíveis a erros (SAID, 2011).

Uma vez definida a altura do bocal (H_n) e a vazão de líquido (Q_l), foi necessário definir a lente a ser utilizada junto com a câmera para a filmagem das imagens. Esta lente foi calibrada, *vide* Figure 55a, com um padrão de medição localizado no plano vertical da metade do Reservatório 2, *i.e.*, no plano vertical logo abaixo do bocal injetor, isto a fim de filmar a região central-interna do cone bifásico onde fenômenos como a quebra e coalescência de bolhas ocorrem. Uma câmera de vídeo de alta velocidade Olympus i-Speed3 com lente AF Nikkor 28 mm f/1,4D e duas lâmpada LED de 30 W e 2300 lumen foram usadas para todos os pontos experimentais. Velocidades de filmagem e obturação entre 2000-3000 fps e x1, respectivamente, foram escolhidas durante os experimentos visando melhorar o contorno das bolhas, observado em tempo real através uma tela de visualização. A Figura 55b apresenta um processo de filmagem comum.

Figura 55 – Procedimento de coleta de dados experimentais (a) Processo de calibração da lente (b) Processo de filmagem.

Fonte: Elaborada pelo autor.

B.1.4 Processamento e análises dos dados experimentais

As imagens filmadas durante a bateria de testes foram processadas através de um algoritmo que possui técnicas de filtragem fornecidas pelo Toolbox de processamento de imagens no software MATLAB[®], versão R2017a. O algoritmo converte as imagens originais em escala cinza e posteriormente em escala binária onde os pixels brancos representam o conjunto de bolhas entranhadas no interior do Reservatório 2, enquanto que os pixels pretos representam o volume de líquido (água). As imagens em escala cinza e binária apresentam-se na Figura 56a e na Figura 56b, respetivamente. Após isso, foi utilizada uma função de *dilatação* a fim de eliminar ruídos da imagem binarizada, obtendo desta forma uma imagem onde o cone bifásico fosse exposto claramente como mostrado na Figura 56c. Para cada ponto experimental foram obtidos 2400 frames, dos quais só 48 foram analisados, *i.e.*, cada 50 frames, uma imagem foi escolhida para ser analisada. Uma vez terminada a etapa de filtragem, a altura de penetração média foi determinada usando uma rotina que trabalha conforme apresentado a seguir:

1. Utiliza-se dois ciclos *for* no intuito de percorrer a imagem partindo do pixel inferior à esquerda para o pixel inferior à direita, *i.e.*, de esquerda à direita em uma linha fixa, e subindo à linha de pixels seguinte, de abaixo para acima, até encontrar o primeiro pixel branco. Considerou-se que este pixel poderia representar a bolha mais profunda que compõe o cone bifásico.
2. Após identificar o primeiro pixel branco, os 100 pixels acima desse ponto foram somados e colocados em uma variável, pixels brancos tomaram valores 1 e os pixels pretos tiveram valores 0. Definiu-se o seguinte critério: se a soma desses 100 pixels fosse superior a 85, *i.e.*, 85% dos pixels acima são brancos, aquele ponto inicial representa a profundidade de

penetração nessa imagem. Caso contrário, o algoritmo continua seu percurso ascendente até obter um novo pixel branco que satisfaça o critério estabelecido. Cabe assinalar que neste processo, pode-se ter profundidades que eventualmente não representam a profundidade máxima do cone bifásico, porém o critério definido permitiu minimizar esse erro de tal forma que as profundidades de penetração obtidas durante a análise coincidiram com eixo vertical do cone, ver Figura 56d.

3. O passo 2 foi aplicado para todas as 48 imagens escolhidas, obtendo um vetor com a coordenada dos pixels que representam a altura de penetração de cada imagem.
4. Os vetores foram convertidos a uma escala de comprimento uma vez conhecida a relação entre os número de pixels por cada milímetro de comprimento.
5. A partir dos novos vetores de profundidade de penetração, em escala de comprimento, foi obtido o valor médio de penetração junto com o desvio padrão para cada um dos pontos experimentais.

Figura 56 – Processamento de imagem considerado para análises dos dados. (a) Imagem em escala cinza, (b) Imagem binarizada, (c) Imagem dilatada, (d) Altura de penetração.

Fonte: Elaborada pelo autor.

B.2 Resultados experimentais

B.2.1 Entranhamento de ar

A partir das imagens coletadas no estudo do fenômeno de entranhamento de ar em um sistema *plunging jet*, percebe-se que o entranhamento de ar ocorre devido à formação de uma camada de ar logo abaixo da região do choque entre o jato e a superfície líquida estagnada. Essa camada quebra em bolhas mais a jusante, formando uma mistura gás-líquido. A região superior desta mistura é dominada pela turbulência, fazendo com que as bolhas se quebrem rapidamente até chegarem em um diâmetro mínimo onde a tensão superficial prevalece, não havendo mais quebra das bolhas. Uma vez que a energia cinética turbulenta proveniente do jato é dissipada, por causa da turbulência e a geração de bolhas, eventuais processos de coalescência passam a dominar o escoamento fazendo com que parte das bolhas se tornem maiores novamente e

subam à superfície enquanto o resto continua a descer devido à sua quantidade de movimento até atingirem uma profundidade de penetração máxima. Observações indicaram que as bolhas menores alcançaram maiores profundidades de penetração, permanecendo mais tempo nessas posições do que bolhas maiores. Resultados similares foram descritos por Biñ (1993), Cummings e Chanson (1999) e Roy, Maiti e Das (2013).

B.2.2 Profundidade de penetração

Das filmagens realizadas nesta fase experimental, observou-se que o escoamento bifásico água-ar apresentou uma forma de cone, *vide* Figura 57a, bem como um movimento característico das bolhas. Logo após o fenômeno de entranhamento de ar na superfície líquida estagnada, as bolhas descenderam seguindo uma trajetória helicoidal dominada pela energia cinética do escoamento e pela força de arrasto. Posteriormente, as bolhas atingiram as suas velocidades terminais e em seguida alcançam a profundidade de penetração máxima onde o efeito da força de empuxo começa a prevalecer, dando início a um movimento ascendente da bolha, também descrevendo uma trajetória helicoidal. Estes resultados foram consistentes com os dados reportados por Harby, Chiva e Muñoz-Cobo (2014), Ohkawa, Kusabiraki e Sakai (1987), Qu et al. (2011) e Qu et al. (2013).

A Figura 57b representa a profundidade de penetração para um ponto experimental aleatório. Nota-se que o algoritmo desenvolvido é capaz de calcular a profundidade de penetração máxima no cone bifásico e, como era esperado, esta altura foi coincidente com o eixo vertical do cone, isto por causa da simetria experimental.

Figura 57 – (a) Geometria característica da região bifásico produto do entranhamento de ar. (b) Determinação da profundidade de penetração.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Os resultados mostram que tanto a taxa de entranhamento de ar (Q_a) quanto a profundidade de penetração (Z) estão influenciadas pela vazão de líquido (Q_l) e a altura do bocal (H_n). Nota-se que quanto maior a altura do bocal, mais entranhamento de ar e menor profundidade de penetração. Nestes casos, as bolhas entranhadas se caracterizaram por serem menores e estarem sobrepostas. Este resultado é evidente quando se comparam as Figuras 58a e 58b, bem como as

Figuras 58c e 58d, separadamente. Ademais, observou-se que quanto maior a vazão de líquido mantendo fixa a altura do bocal injetor, *i.e.*, maiores velocidades de impacto (V_i), a quantidade de ar entranhamento aumenta, entretanto a profundidade de penetração parece não ter uma variação significativa conforme se mostra nas Figuras 58b e 58c. Estes resultados concordaram com os resultados obtidos por Harby, Chiva e Muñoz-Cobo (2014).

A Figura 59 apresenta a variação da profundidade de penetração (Z) para diferentes vazões de líquido (Q_l) conforme é mudada a altura do bocal (H_n). Cabe assinalar que para todas as vazões testadas se teve escoamento turbulento. Observa-se que a profundidade de penetração aumenta com a vazão de líquido e diminui com a altura do bocal. Durante a campanha experimental, também foram realizados testes com baixas vazões, $Q_l=2,31$ l/min, correspondente a 20% da vazão de líquido máxima, no entanto nesta vazão se perceberam muitas flutuações, não conseguindo atingir um regime permanente no sistema. Isto se deve ao fato da bomba centrífuga estar trabalhando em uma zona de alta incerteza quando operada em baixas vazões, fazendo com que o sistema não chegasse em uma estabilidade como apresentado para vazões maiores. Por outra parte, testes com altura de bocal iguais a 1,5 cm e 0 cm foram realizados, porém resultados inconsistentes foram obtidos para 1,5 cm enquanto para 0 cm não houve entranhamento de ar para nenhuma das vazões de líquido testadas, isto devido à falta de ar para ser arrastado pelo jato de água.

As profundidades de penetração média obtidas para cada condição experimental são mostradas na Figura 59 e resumidas na Tabela 10 com seus respectivos desvios padrões.

Figura 58 – Imagens instantâneas para diferentes vazões de líquido e alturas do bocal. (a) $Q_l=20\%$ 1/min, $H_n=5$ cm; (b) $Q_l=20\%$ 1/min, $H_n=10$ cm; (c) $Q_l=40\%$ 1/min, $H_n=10$ cm; (d) $Q_l=40\%$ 1/min, $H_n=20$ cm.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Figura 59 – Profundidade de penetração média (Z) em função da vazão de líquido (Q_l) para diferentes altura do bocal (H_n).

Tabela 10 – Profundidades de penetração média e desvio padrão (DP) para cada ponto experimental.

H_n (cm)	$Z \pm DP$ (cm)			
	$Q_{40\%}$	$Q_{60\%}$	$Q_{80\%}$	$Q_{100\%}$
5,0	$23,19 \pm 0,58$	$24,94 \pm 0,94$	$27,24 \pm 0,82$	$31,20 \pm 1,24$
10,0	$22,10 \pm 0,93$	$23,37 \pm 1,51$	$26,51 \pm 1,56$	$28,10 \pm 0,77$
15,0	$20,89 \pm 0,67$	$22,28 \pm 1,13$	$25,00 \pm 1,35$	$27,10 \pm 0,98$
20,0	$20,21 \pm 0,84$	$21,39 \pm 1,27$	$24,14 \pm 1,65$	$26,47 \pm 2,09$

Fonte: Elaborada pelo autor.

APÊNDICE C – DADOS EXPERIMENTAIS

Tabela 11 – Dados experimentais coletados no separador Shroud-invertido para o estudo da eficiência de separação de gás (ESG) com mistura água-ar.

$\beta[^\circ]^*$	$Q_l[l/min]^{**}$	$m_{g,me}[kg/h]$	$m_{g,jte}[kg/h]$	EGS[%]	$U_{EGS}[\%]$	NAI[m]***	$P_{bomba}[kPa]^{****}$	$P_{rev}[kPa]$
90	71,25	2,008	0,716	35,64	0,21	1,66	22,480	215,202
90	72,50	2,014	0,890	44,21	0,22	1,95	22,764	211,782
90	76,04	1,988	1,187	59,68	0,23	3,36	23,219	197,544
90	77,77	1,970	1,375	69,79	0,24	4,95	23,604	181,262
90	75,61	2,057	1,574	76,56	0,26	6,51	23,139	160,507
90	76,76	2,058	1,741	84,66	0,27	8,63	24,388	137,404
90	56,00	2,042	0,673	32,94	0,21	0,40	20,699	212,564
90	58,63	2,025	0,993	49,04	0,23	1,54	20,874	199,313
90	59,91	2,047	1,189	58,07	0,24	2,58	20,712	187,412
90	59,03	2,003	1,392	69,48	0,24	3,40	22,472	161,383
90	58,74	2,027	1,545	76,24	0,25	4,85	21,749	142,735
90	58,76	1,992	1,655	83,10	0,26	6,25	22,111	124,731
90	37,10	2,062	0,841	40,83	0,22	0,20	21,287	204,111
90	40,05	2,009	0,943	46,97	0,22	0,66	21,607	199,931
90	36,13	2,019	1,245	61,67	0,24	1,83	20,906	186,505
90	39,16	1,987	1,418	71,30	0,24	2,93	22,952	171,992
90	42,46	1,973	1,516	76,82	0,25	4,69	22,651	153,924
90	44,37	1,984	1,645	83,00	0,26	6,73	22,426	128,140
90	24,95	0,997	0,670	67,29	0,12	0,33	23,265	206,422
90	24,94	1,026	0,802	78,20	0,13	0,40	21,963	207,116
90	25,09	1,020	0,896	87,97	0,14	4,97	22,102	169,776
90	24,96	1,033	0,987	95,68	0,14	9,23	22,158	128,834
90	24,95	1,056	1,031	97,72	0,15	9,84	21,663	122,935
90	25,01	1,045	1,041	99,67	0,15	10,02	22,081	119,882
45	75,58	2,050	0,307	14,98	0,21	0,57	20,946	216,125
45	76,53	1,971	0,609	30,91	0,21	0,64	22,215	209,434
45	75,93	2,042	0,965	47,29	0,23	0,67	23,139	203,206
45	75,49	2,079	1,312	63,10	0,25	0,73	22,827	195,510
45	72,54	2,006	1,433	71,51	0,25	0,87	22,726	184,055
45	76,57	2,032	1,663	81,85	0,26	1,12	23,519	175,067
45	76,13	2,029	1,863	91,74	0,28	1,81	23,763	164,343
45	74,78	1,980	1,959	98,91	0,28	7,96	25,340	117,532
45	55,63	1,999	0,995	49,78	0,22	0,45	21,680	181,460
45	54,14	1,964	0,738	37,53	0,21	0,40	20,051	189,603
45	55,20	1,989	1,272	63,87	0,24	0,57	22,733	171,363
45	56,49	1,993	1,456	73,29	0,25	0,60	22,406	164,567
45	56,87	2,030	1,648	81,18	0,26	0,66	23,652	156,194
45	54,45	2,000	1,806	90,21	0,27	0,88	22,631	143,559
45	57,11	1,992	1,944	97,58	0,28	2,50	22,415	126,025
45	56,50	1,981	1,970	99,36	0,28	5,50	22,509	105,607

* Com relação à horizontal.

** A incerteza na medição da vazão de líquido é igual a 1% da medida para vazões maiores que 301/min. Para vazões menores a este valor a incerteza é dada por $(26,25/Q_l)\%$ da medida.

*** A incerteza da medida do comprimento do NAI é igual a $(2,5/NAI)\%$.

**** A incerteza da medida de pressão diferencial da bomba é igual a $(18,75/P_{bomba})\%$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Continuação Tabela 11

$\beta[^\circ]^*$	$Q_I[l/min]^*$	$m_{g,nte}[kg/h]$	$m_{g,jte}[kg/h]$	EGS[%]	$U_{EGS}[%]$	NAI[m]**	$P_{bomba}[kPa]^{****}$	$P_{rev}[kPa]$
45	39,13	2,012	0,666	33,08	0,21	0,32	19,815	183,874
45	38,47	2,034	0,820	40,37	0,22	0,39	20,629	182,316
45	41,01	1,983	1,023	51,63	0,22	0,43	20,945	180,546
45	41,47	1,991	1,226	61,44	0,23	0,51	20,868	175,149
45	40,84	2,017	1,416	70,14	0,25	0,59	20,902	172,000
45	43,75	1,999	1,620	81,01	0,26	0,65	21,963	151,231
45	40,41	1,999	1,822	91,23	0,27	0,80	22,939	138,327
45	41,65	2,017	1,994	98,94	0,28	2,63	23,778	108,601
45	25,00	1,029	0,504	48,60	0,11	0,09	21,646	155,006
45	24,99	0,987	0,576	58,54	0,11	0,20	21,205	155,212
45	24,97	0,978	0,635	65,15	0,12	0,28	22,266	154,982
45	24,97	1,000	0,669	66,87	0,12	0,30	22,440	154,913
45	25,07	1,031	0,773	75,02	0,13	0,30	22,502	154,102
45	24,96	1,012	0,777	77,09	0,13	0,31	22,066	154,435
45	24,93	1,040	0,880	84,79	0,14	0,33	22,894	152,025
45	25,00	1,021	0,922	90,54	0,14	0,38	22,123	150,686
45	25,01	1,002	0,926	92,57	0,14	0,39	22,270	150,355
45	25,01	1,017	0,981	96,51	0,14	0,49	22,491	148,714
45	25,03	1,011	1,025	101,54	0,14	7,95	22,524	82,075
15	74,70	2,039	0,783	38,39	0,22	0,15	21,239	150,950
15	74,58	2,023	1,023	50,58	0,23	0,23	21,478	148,568
15	76,30	1,996	1,210	60,65	0,23	0,36	21,717	146,765
15	77,13	2,015	1,409	69,93	0,25	0,47	22,326	139,012
15	76,04	2,001	1,635	81,75	0,26	0,51	22,962	133,490
15	76,29	2,006	1,700	84,76	0,26	0,54	23,075	132,220
15	76,63	2,001	1,818	90,79	0,27	0,64	23,253	129,634
15	76,77	2,016	1,953	96,92	0,28	2,94	23,436	122,112
15	57,80	2,025	0,635	31,34	0,21	0,12	20,780	127,189
15	57,60	1,985	0,807	40,64	0,21	0,17	21,094	125,739
15	54,65	2,035	1,018	50,00	0,23	0,20	21,859	125,057
15	56,64	2,013	1,219	60,62	0,24	0,21	21,978	122,053
15	58,45	2,001	1,412	70,51	0,24	0,28	22,213	118,617
15	55,49	2,024	1,627	80,36	0,26	0,39	22,237	109,214
15	56,43	2,006	1,829	91,24	0,27	0,50	23,499	100,305
15	55,27	2,023	1,989	98,35	0,28	1,18	23,806	94,215
15	40,38	1,999	0,526	26,31	0,21	0,08	20,041	114,070
15	40,36	1,974	0,754	38,24	0,21	0,14	20,144	112,149
15	44,65	1,996	0,955	47,91	0,22	0,19	21,497	110,811
15	38,49	2,007	1,222	60,85	0,23	0,22	21,363	109,334
15	41,87	2,004	1,416	70,66	0,25	0,27	21,412	106,056
15	42,18	1,998	1,603	80,17	0,26	0,34	22,024	100,732
15	37,92	1,982	1,606	81,01	0,26	0,36	22,647	100,591
15	41,29	2,017	1,791	88,94	0,27	0,46	22,862	89,920
15	40,84	1,999	1,962	98,07	0,28	0,51	22,889	80,947
15	66,12	1,989	0,571	28,70	0,21	0,07	20,244	137,863
15	64,20	1,986	0,676	34,05	0,21	0,10	20,324	137,028
15	63,82	1,974	0,766	38,82	0,21	0,10	20,359	135,611
15	66,22	1,908	0,980	51,46	0,21	0,18	21,319	135,196
15	63,56	1,989	1,223	61,45	0,23	0,28	21,316	131,556
15	67,08	2,001	1,416	70,83	0,25	0,32	21,891	124,693
15	64,98	1,970	1,555	78,95	0,25	0,45	21,516	117,142
15	63,07	2,011	1,802	89,63	0,27	0,54	22,493	110,769

* Com relação à horizontal.

** A incerteza na medição da vazão de líquido é igual a 1% da medida para vazões maiores que 301/min. Para vazões menores a este valor a incerteza é dada por $(26,25/Q_I)\%$ da medida.*** A incerteza da medida do comprimento do NAI é igual a $(2,5/NAI)\%$.**** A incerteza da medida de pressão diferencial da bomba é igual a $(18,75/P_{bomba})\%$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Tabela 12 – Dados experimentais coletados no separador Shroud-invertido para o estudo da eficiência de separação de gás (ESG) com o separador inundado e mistura água-ar.

$\beta[^{\circ}]^*$	$Q_l[l/min]^{**}$	$m_{g,mte}[kg/h]$	$m_{g,jte}[kg/h]$	EGS[%]	$U_{EGS}[%]$	NAI[m]***	$P_{bomba}[kPa]^{****}$	$P_{rev}[kPa]$
90	24,93	1,067	1,056	98,83	0,15	10,92	21,858	110,699
90	24,96	1,043	1,035	99,12	0,15	10,93	22,174	110,303
45	65,12	1,029	1,013	98,38	0,14	10,01	23,140	90,098
45	66,56	1,020	1,013	98,99	0,14	10,19	22,910	89,011
15	63,83	0,974	0,967	99,14	0,14	10,09	23,518	80,767
15	65,47	0,948	0,941	99,38	0,13	10,47	23,655	82,876

* Com relação à horizontal.

** A incerteza na medição da vazão de líquido é igual a 1% da medida para vazões maiores que 30 l/min. Para vazões menores a este valor a incerteza é dada por $(26,25/Q_l)\%$ da medida.

*** A incerteza da medida do comprimento do NAI é igual a $(2,5/NAI)\%$.

**** A incerteza da medida de pressão diferencial da bomba é igual a $(18,75/P_{bomba})\%$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

Tabela 13 – Dados experimentais coletados no separador Shroud-invertido para o estudo da distribuição estatística de diâmetro de bolha com mistura água-ar.

$\beta [^\circ]^*$	$Q_l [l/min]^*$	$m_{g,me} [kg/h]$	$m_{g,je} [kg/h]$	EGS [%]	$U_{EGS} [%]$	NAI [m]****	$P_{bomba} [kPa]$	$P_{rev} [kPa]$	Lente [cm]	$d_{eq} [mm]$	$d_{scaver} [mm]$	$d_{max} [mm]$
90	15,26	1,042	0,981	94,10	0,14	2,41	21,065	187,070	13	0,84	1,15	1,49
90	15,53	1,039	0,917	88,31	0,14	2,93	21,290	181,882	65	0,85	1,12	1,46
90	15,60	1,010	0,973	96,48	0,14	3,43	21,023	178,080	115	0,81	0,94	1,18
90	15,43	0,992	0,930	93,75	0,14	3,86	21,827	173,184	158	0,78	0,85	1,02
90	15,34	0,999	0,944	94,39	0,14	4,49	21,146	167,817	221	0,76	0,83	1,04
90	15,47	1,034	1,002	96,73	0,14	4,95	21,334	164,230	267	0,77	0,84	1,00
45	14,98	0,974	0,954	98,42	0,14	2,42	22,816	132,806	14	0,55	0,87	1,42
45	15,00	0,947	0,939	99,41	0,13	2,47	22,110	133,184	19	0,61	0,90	1,44
45	15,01	0,975	0,930	95,59	0,13	2,54	22,494	132,028	26	0,52	0,80	1,36
45	14,99	1,019	1,002	98,17	0,14	2,58	21,943	131,887	30	0,39	0,62	1,14
45	15,01	1,051	1,047	98,70	0,15	2,62	21,698	132,461	34	0,36	0,42	0,58
45	15,03	1,039	1,010	97,24	0,14	2,68	21,508	131,740	40	0,33	0,43	0,65
45	25,06	1,039	1,030	98,77	0,15	2,34	21,706	125,121	6	0,93	1,11	1,48
45	24,93	1,049	1,009	96,58	0,15	2,4	22,268	123,924	12	0,85	1,05	1,47
45	24,94	1,047	1,024	97,32	0,15	2,48	22,302	123,721	20	0,89	1,07	1,48
45	24,99	1,024	0,995	97,27	0,14	2,55	22,413	123,311	27	0,76	0,97	1,47
45	25,04	1,009	0,934	93,11	0,14	2,63	21,695	123,034	35	0,60	0,81	1,32
45	25,05	1,019	0,988	97,00	0,14	2,7	22,343	122,737	42	0,50	0,73	1,15
15	44,22	1,029	0,981	95,463	0,14	2,3	24,850	74,280	2	0,84	1,07	1,48
15	44,64	1,061	1,045	98,258	0,15	2,39	23,021	76,191	11	0,80	1,02	1,47
15	47,81	1,050	1,009	95,722	0,15	2,5	23,371	75,841	22	0,55	0,73	1,32
15	43,48	1,019	1,005	98,136	0,14	2,57	22,972	75,464	29	0,60	0,82	1,40
15	45,40	1,019	1,008	98,845	0,14	2,66	23,010	75,401	38	0,48	0,72	1,32
15	47,32	0,997	0,970	97,316	0,14	2,72	23,269	75,442	44	0,47	0,65	1,14

* Com relação à horizontal.

** A incerteza na medição da vazão de líquido é igual a 1 % da medida para vazões maiores que 30 l / min. Para vazões menores que este valor a incerteza é dada por $(26,25/Q_l) \%$ da medida.*** A incerteza da medida do comprimento do NAI é igual a $(2,5/NAI) \%$.**** A incerteza da medida de pressão diferencial da bomba é igual a $(18,75/P_{bomba}) \%$.

Fonte: Elaborada pelo autor.

APÊNDICE D – INCERTEZA EXPERIMENTAL

Em todo projeto de engenharia que implique testes experimentais, é indispensável a estimativa da incerteza experimental com o objetivo de proporcionar dados validados e de alta exatidão. Portanto, nesta pesquisa se analisou a propagação das incertezas nos cálculos experimentais usando como base a formula da incerteza proposta por Mcdonald, Philip J. Pritchard, Robert W.

Para isso, supôs-se que as medições das variáveis independentes realizadas no laboratório se denominavam $x_1, x_2, x_3, \dots, x_n$, e a consequente incerteza relativa de cada variável medida é estimada com u_i . As medições geraram um resultado R , expresso matematicamente como $R = R(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n)$. O efeito do erro em R em uma medição individual x_i , pode ser considerado uma derivada. Esta se expressa como uma variação δx_i , em x_i , causando uma variação de δR_i em R_i , mostrado como:

$$\delta R_i = \frac{\partial R_i}{\partial x_i} \delta x_i \quad (D.1)$$

Porém, para representar a combinação das incertezas relativas dos x_i , e considerar os intervalos de incerteza nos resultados, se usa a seguinte expressão:

$$u_R = \pm \left[\left(\frac{x_1}{R} \frac{\partial R}{\partial x_1} u_1 \right)^2 + \left(\frac{x_2}{R} \frac{\partial R}{\partial x_2} u_2 \right)^2 + \dots + \left(\frac{x_n}{R} \frac{\partial R}{\partial x_n} u_n \right)^2 \right]^{1/2} \quad (D.2)$$

Baseados na Equação D.2, o presente apêndice mostra os cálculos relacionados à propagação de incerteza experimental e às incertezas próprias para cada um dos instrumentos do usados na coleta de dados.

Os instrumentos utilizados pertencem ao Laboratório de Engenharia Térmica e Fluidos (LETeF) e correspondem a: O medidor de vazão tipo paleta OGT, Medidor de vazão Oval EX Delta, Transdutor de pressão Danfoss AKS33 e Transdutor diferencial de pressão Smar LD301. O cálculo da incerteza experimental foi realizada na eficiência da separação de gás e na medição do Nível Anular Interno (NAI). A seguir se descrevem as expressões usadas para cada uma das incertezas:

1. Incerteza experimental dos instrumentos de coleta de dados

- Incerteza do medidor de vazão tipo paleta OGT

Para esta incerteza se considerou a seguinte expressão:

$$u_{Q_l} = \pm \frac{0,75\%FE}{M_{Q_l}} = \pm \left(\frac{26,25}{M_{Q_l}} \right) \% \quad (D.3)$$

Onde M_{Q_l} é a medida de vazão de água gerada pelo medidor (L/min) e FE o fundo de escala do medidor.

- Incerteza do medidor de vazão Oval EX Delta.

Para esta incerteza se considerou o range de medição do medidor de 30 a 13000 e a seguinte expressão:

$$u_{Q_l} = \pm \frac{1\% M_{Q_l}}{M_{Q_l}} = \pm 1\% \quad (D.4)$$

Onde M_{Q_l} é a medida de vazão de água gerada pelo medidor (L/min).

- Incerteza do Transdutor diferencial de pressão Smar LD301.

Para esta incerteza se considerou o range de medição do transdutor de 0 a 250 KPa e a seguinte expressão:

$$u_{\Delta P} = \pm \frac{0,075\% Span}{M_{\Delta P}} = \pm \left(\frac{18,75}{M_{\Delta P}} \right) \% \quad (D.5)$$

Onde $M_{\Delta P}$ é a variação de pressão gerada pelo medidor (KPa) e Span a faixa de medição do transdutor.

2. Incerteza experimental da eficiência de separação do gás

Uma vez sabendo que a eficiência da separação de gás está regida pela expressão a seguir:

$$\eta = \frac{m_{g,jte}}{m_{g,mte}} \quad (D.6)$$

Onde $m_{g,jte}$ é a vazão mássica de gás à jusante e $m_{g,mte}$ é a vazão mássica de gás à montante.

Aplica-se a Equação D.2 de propagação das incertezas experimentais, gerando a seguinte expressão:

$$u_\eta = \pm \left[\left(\frac{m_{g,jte}}{\eta} \frac{\partial \eta}{\partial m_{g,jte}} u_{m_{g,jte}} \right)^2 + \left(\frac{m_{g,mte}}{\eta} \frac{\partial \eta}{\partial m_{g,mte}} u_{m_{g,mte}} \right)^2 \right]^{1/2} \quad (D.7)$$

Aplicando as respectivas derivadas, obtêm-se:

$$u_\eta = \pm \left[(u_{m_{g,jte}})^2 + (u_{m_{g,mte}})^2 \right]^{1/2} \quad (D.8)$$

Esta expressão corresponde à incerteza experimental da eficiência de separação de gás para cada um dos valores coletados.

3. Incerteza experimental da medição do NAI

A seguinte equação estima a incerteza do NAI:

$$u_{NAI} = \pm \frac{0,025m}{M_{NAI}} = \pm \left(\frac{2,5}{M_{NAI}} \right) \% \quad (D.9)$$

Onde M_{NAI} é a medida do NAI em (m).

APÊNDICE E – PUBLICAÇÕES EM EVENTOS CIENTÍFICOS

1. Miranda-Lugo, P. J., Ortiz-Vidal, L. Enrique and Rodriguez H. Oscar M. Determination of the turbulent kinetic energy dissipation length by means of the statistical distribution of bubble size in an Inverted-Shroud gas-liquid separator in inclined position. In: **10th International Conference on Multiphase Flow (ICMF)**. May 19th-24th, 2019. Rio de Janeiro-Rio de Janeiro, Brazil.
2. Miranda-Lugo, P. J., Barbosa, Marcel, Sansão, Douglas R., Ortiz-Vidal, L. Enrique and Rodriguez H. Oscar M. Experimental evaluation of the efficiency of gas separation of an Inverted-Shroud gas-liquid separator in vertical position. In: **17th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering (ENCIT)**. November 25th–28th, 2018. Águas de Lindóia–São Paulo, Brazil.
3. Miranda-Lugo, P. J., Sansão, Douglas R. e Rodriguez H. Estudo da distribuição estatística do diâmetro de bolha em um separador *Shroud*-Invertido inclinado. Em: **3º Simpósio do Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica (SiPGEM)**. Setembro 3 e 4, 2018. São Carlos-São Paulo, Brasil.
4. Miranda-Lugo, P. J., Sansão, Douglas R., Ortiz-Vidal, L. Enrique and Rodriguez H. Oscar M. Experimental study of penetration depth produced by a plunging jet system. In: **24th International Congress of Mechanical Engineering (COBEM)**. December 3rd–8th, 2017. Curitiba–Paraná, Brazil.