



UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ

CAMPUS CURITIBA

DEPARTAMENTO ACADÊMICO DE MECÂNICA

TIAGO HENRIQUE LEITÃO DALCUCHE

**DESENVOLVIMENTO DE UMA METODOLOGIA PARA O
DIMENSIONAMENTO DE SEPARADORES HORIZONTAIS
GRAVITACIONAIS DE ÁGUA, ÓLEO E GÁS**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

CURITIBA

2019

TIAGO HENRIQUE LEITÃO DALCUCHE

**DESENVOLVIMENTO DE UMA METODOLOGIA PARA O
DIMENSIONAMENTO DE SEPARADORES HORIZONTAIS
GRAVITACIONAIS DE ÁGUA, ÓLEO E GÁS**

Monografia do Projeto de Pesquisa apresentada à disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso – Tcc2 do curso de Engenharia Mecânica da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, como requisito parcial para aprovação na disciplina.

Orientador: Prof. Dr. Rigoberto Eleazar Melgarejo Morales

Co-orientador: Prof. MSc. Raul Henrique Erthal

CURITIBA

JUNHO - 2019

TERMO DE APROVAÇÃO

Por meio deste termo, aprovamos a monografia do Projeto de Pesquisa "DESENVOLVIMENTO DE UMA METODOLOGIA PARA O DIMENSIONAMENTO DE SEPARADORES HORIZONTAIS GRAVITACIONAIS DE ÁGUA, ÓLEO E GÁS ", realizado pelo aluno Tiago Henrique Leitão Dalcuche, como requisito para aprovação na disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso 2, do curso de Engenharia Mecânica da Universidade Tecnológica Federal do Paraná.

Prof. Dr. Rigoberto Eleazar Melgarejo Morales

DAMEC, UTFPR

Orientador

Prof. Dr. Moisés Alves Marcelino Neto

DAMEC, UTFPR

Avaliador

Prof. Dr. Eduardo Matos Germer

DAMEC, UTFPR

Avaliador

Curitiba, 05 de dezembro de 2019.

RESUMO

DALCUCHE, Tiago Henrique Leitão. **Desenvolvimento de uma metodologia para o dimensionamento de separadores horizontais gravitacionais de água, óleo e gás**. 90 f. Trabalho de Conclusão de Curso – Tcc2, Bacharelado em Engenharia Mecânica, Departamento Acadêmico de Mecânica, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2019.

O escoamento advindo dos poços de petróleo é intrinsecamente multifásico, o que faz necessário, antes de sua comercialização, a separação de cada uma das fases. Como uma das alternativas frequentemente utilizadas para a separação das fases está o uso de separadores horizontais gravitacionais. Após a separação, o óleo deve ter uma concentração de água controlada, para facilitar os processos seguintes de separação antes de sua comercialização. No caso da água separada, que contém altas concentrações de gotas de óleo, cria-se a necessidade do uso de separadores adicionais, antes do seu descarte, para atender às exigências ambientais. Porém, uma característica indesejada atrelada aos separadores gravitacionais, está associada às suas elevadas dimensões geométricas, que muitas vezes se torna um fator crítico para a sua instalação nos espaços reduzidos das plataformas de produção de petróleo. Neste contexto, no presente trabalho será avaliada a possibilidade de aprimorar uma metodologia com a finalidade de otimizar o dimensionamento dos separadores gravitacionais horizontais, a partir das metodologias existentes na literatura. Experimentos foram conduzidos, para fins de validação das metodologias existentes, em um separador horizontal translúcido com 287 mm de diâmetro e 1000 mm de comprimento, em circuito fechado. Os parâmetros retirados foram as distribuições de diâmetros de gotas na saída e na entrada do separador, logo em seguida foi utilizado um parâmetro estatístico para determinar o diâmetro de corte experimental, que por sua vez foram comparados aos diâmetros de corte esperados pelas metodologias existentes na literatura. Foi verificada a presença de um diâmetro limite de separação, onde o equipamento apresentou leitura gotas na ordem de 100 μm . A partir da comparação entre os dados experimentais obtidos e as metodologias existentes, foi proposto um comprimento efetivo de separação de 65% do comprimento disponível de separação. Como houve uma dispersão muito grande nos resultados para baixas vazões, a grade de testes foi insuficiente para validar a tendência da metodologia proposta, devido a limitações práticas.

Palavras-chave: Escoamento multifásico. Separação Gravitacional. Separador trifásico. Limite de separação.

ABSTRACT

DALCUCHE, Tiago Henrique Leitão. **Development of a design methodology for horizontal gravity separators of water, oil and gas.** 90 p. Undergraduate Thesis, Mechanical Engineering, Academic Department of Mechanical, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2019.

The flow from oil wells is intrinsically multiphase, which makes it necessary, before its commercialization, the separation of each phase. One of the often-used alternatives for phase separation are the gravitational horizontal separators. After separation, the oil should have a controlled water concentration to facilitate subsequent separation processes prior to commercializing. As of the separated water, which contains high concentrations of oil droplets, additional separators need to be employed prior to disposal to meet environmental requirements. However, an undesirable feature linked to gravitational separators is associated with their large geometric dimensions, which often becomes a critical factor for their installation in the small spaces of oil platforms. In this context, the present work will evaluate the possibility of improving a methodology in order to optimize the sizing of horizontal gravitational separators, based on the existing methodologies in the literature. Experiments were conducted for the validation of existing methodologies in a translucent horizontal separator with 287 mm diameter and 1000 mm length, in a closed circuit. The parameters taken were the droplet diameter distributions at separator's outlet and inlet, followed by a statistical parameter to determine the experimental cutoff diameter, which in turn was compared to the cutoff diameters expected by the existing methodologies in the literature. The presence of a separation limit diameter was verified, where the equipment presented reading droplets in the order of 100 μm . From the comparison between the experimental data obtained and the existing methodologies, an effective separation length of 65% of the available separation length was proposed. As there was a very large dispersion in the results for low flow rates, the test grid was insufficient to validate the trend of the proposed methodology due to practical limitations.

Keywords: Multiphase flow. Gravitational separation. Three phase separator. Separation limit.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Fluxograma da sequência de separadores	17
Figura 2 – Fluxograma do tratamento de petróleo	18
Figura 3 – Fluxograma do tratamento de petróleo	19
Figura 4 – Separador horizontal de barril duplo.	21
Figura 5 – Separador Esférico.....	22
Figura 6 – Separador Vertical.....	23
Figura 7 – Separador Horizontal gás-líquido.....	24
Figura 8 – Balanço de forças de uma esfera submersa.	26
Figura 9 – Fração de água presente no óleo durante o experimento.....	31
Figura 10 – Gráfico do desvio padrão da velocidade pela área livre da placa.	32
Figura 11 – Esboço do perfil de velocidades dentro de um separador horizontal líquido-líquido.....	33
Figura 12 – Zonas do Separador Horizontal.....	35
Figura 13 – Tempo de residência medido.	36
Figura 14 – Distribuição do tempo de residência.	37
Figura 15 – Fração de massa de óleo no gás.	40
Figura 16 – Fração de massa de água no gás.....	41
Figura 17 – Trajetória das partículas.....	43
Figura 18 – Níveis de líquido de um separador.....	45
Figura 19 – Áreas transversais de um separador horizontal.	47
Figura 20 – Coeficiente “ β ” para separadores horizontais meio cheios.....	52
Figura 21 - Dependência circular das variáveis.....	53
Figura 22 – Alturas de líquido estipuladas.	55

Figura 23 – Esquema hidráulico da bancada experimental.....	59
Figura 24 – Separador Horizontal.	60
Figura 25 – Viscosímetro Brookfield.....	61
Figura 26 – t = 0 e t = 1 min.	61
Figura 27 – t = 2 min e t = 10min.....	62
Figura 28 – t = 30 min e t = 2h e 30 min.....	62
Figura 29 – t = 21h	62
Figura 30 – Viscosidade x Temperatura Óleo mineral branco.....	64
Figura 31 – FBRM.	65
Figura 32 – Teste FBRM.	65
Figura 33 – Ensaio com partículas entre 100 e 150 μm	66
Figura 34 – Tubo de venturi.	67
Figura 35 – Vazão de água x ΔP no Venturi.	68
Figura 36 – Calibração da bomba de óleo.	68
Figura 37 – Vazão da bomba de óleo pela frequência do motor.	69
Figura 38 – Sequência de atividades para obtenção de resultados.	70
Figura 39 – Entrada contendo água x entrada contendo água + óleo.....	73
Figura 40 - Distribuição dos diâmetros de entrada dos pontos P01 a P05.....	74
Figura 41 - Distribuição dos diâmetros de entrada dos pontos P06 a P10.....	74
Figura 42 – Função de distribuição cumulativa do Ponto 03.....	75
Figura 43 - Diâmetro de corte experimental x teórico com base nas baterias.....	78
Figura 44 - Diâmetro de corte experimental x teórico com base nas vazões de óleo.	79
Figura 45 - Comparação com óleo e sem óleo.....	81
Figura 46 - Medição do ar atmosférico.....	82
Figura 47 – Esboço da zona de recirculação observada.....	82

Figura 48 – Entrada do separador.....	83
Figura 49 – Interface óleo-água na entrada do separador.	84
Figura 50 - Comprimento efetivo proposto.	86

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Valores de K para separadores com extrator de névoa	44
Tabela 2 – Tempos de <i>holdup</i> e <i>surge</i> recomendados.	46
Tabela 3 – L/D em função da pressão.	46
Tabela 4 – Recomendações de diâmetro de corte para separação líquido-líquido	49
Tabela 5 – Grade de testes.	72

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E ACRÔNIMOS

CFD	- <i>Computer fluid dynamics</i>
CONAMA	- Conselho Nacional do Meio Ambiente
DPM	- <i>Discrete Phase Modelling</i>
FBRM	- <i>Focused Beam Reflectance Measurement</i>
GPSA	- <i>Gas Processor's Suppliers Association</i>
HLL	- <i>High Liquid Level</i>
LLL	- <i>Low Liquid Level</i>
NLL	- <i>Normal Liquid Level</i>
NUEM	- Núcleo de Escoamento Multifásico
RTD	- <i>Residence Time Distribution</i>
UTFPR	- Universidade Tecnológica Federal do Paraná
VOF	- <i>Volume Of Fluid</i>

LISTA DE SÍMBOLOS

	Descrição	Unidade
E	Empuxo	[N]
P	Peso	[N]
F_D	Força de arrasto	[N]
m	Massa	[kg]
a	Aceleração	[m/s ²]
ρ_d	Massa específica do fluido disperso	[kg/m ³]
d_p	Diâmetro da partícula	[μ m]
g	Aceleração da gravidade	[m/s ²]
ρ_c	Massa específica do fluido contínuo	[kg/m ³]
A_p	Área projetada da partícula	[m ²]
V_p	Velocidade da partícula	[m/s]
C_D	Coeficiente de arrasto	[-]
E_o	Coeficiente de Eötvos	[-]
$\Delta\rho$	Diferença de massas específicas	[kg/m ³]
R	Comprimento característico	[μ m]
γ	Tensão interfacial	[mN/m]
Re	Número de Reynolds	[-]
μ_c	Viscosidade do meio contínuo	[Pa.s]
V_{tp}	Velocidade terminal da partícula	[m/s]
μ_{em}	Viscosidade da emulsão	[Pa.s]
μ_d	Viscosidade do meio disperso	[Pa.s]
Q_H	Vazão da fase pesada	[m ³ /s]
Q_L	Vazão da fase leve	[m ³ /s]
ρ_H	Massa específica do fluido pesado	[kg/m ³]
ρ_L	Massa específica do fluido leve	[kg/m ³]
μ_H	Viscosidade do fluido pesado	[Pa.s]
μ_L	Viscosidade do fluido leve	[Pa.s]
Q_a	Vazão da água	[m ³ /s]
Q_o	Vazão do óleo	[m ³ /s]
Q_g	Vazão do gás	[m ³ /s]

K	Constante de Saunders-Brown	[-]
p	Pressão	[bar]
V_{tpog}	Velocidade do vapor	[m/s]
t_h	Tempo de <i>holdup</i>	[min]
t_s	Tempo de <i>surge</i>	[min]
\forall_s	Volume de <i>surge</i>	[m ³]
\forall_h	Volume de <i>holdup</i>	[m ³]
D	Diâmetro do vaso de separação	[m]
L/D	Razão de esbeltez	[-]
h_{LLL}	Altura do nível baixo de líquido	[m]
h_v	Altura de vapor	[m]
A_{LLL}	Área transversal do nível baixo de líquido	[m ²]
A_V	Área transversal de vapor	[m ²]
A_T	Área transversal total	[m ²]
L_1	Comprimento do vaso de pressão para acomodar <i>surge</i> e <i>holdup</i>	[m]
t_{rv}	Tempo de residência vertical	[min]
U_g	Velocidade horizontal de gás	[m/s]
$L_{mín}$	Comprimento mínimo	[m]
V_{HL}	Velocidade da partícula pesada no fluido leve	[m/s]
V_{LH}	Velocidade da partícula leve no fluido pesado	[m/s]
SG	Densidade relativa	[-]
K_s	Constante de Saunders-Brown	[-]
t_{HL}	Tempo necessário para separação da fase leve da fase pesada	[min]
t_{LH}	Tempo necessário para separação da fase pesada da fase leve	[min]
h_L	Altura da fase leve	[m]
h_H	Altura da fase pesada	[m]
θ_L	Tempo disponível do fluido pesado no fluido leve	[min]
θ_H	Tempo disponível do fluido leve no fluido pesado	[min]
A_H	Área transversal da fase pesada	[m ²]
A_L	Área transversal da fase leve	[m ²]
Q_H	Vazão da fase pesada	[m ³ /s]

Q_L	Vazão da fase leve	[m ³ /s]
L	Comprimento do separador	[m]
L_2	Comprimento mínimo para separação gravitacional	[m]
$D_{máx}$	Diâmetro máximo do vaso de separação	[m]
β	Constante Beta de Stewart e Arnold	[-]
h_o	Altura de óleo	[m]
A_a	Area de água	[m ²]
t_{ra}	Tempo de residência na água	[min]
t_{ro}	Tempo de residência no óleo	[min]
ΔSG	Diferença de densidade relativa	[-]
d_{ao}	Diâmetro de corte de água no óleo	[μ m]
μ_o	Viscosidade do óleo	[Pa.s]
T	Temperatura	[K]
Z	Compressibilidade	[-]
ρ_g	Massa específica do gás	[kg/m ³]
d_{og}	Diâmetro de corte de óleo no gás	[μ m]
L_{eff}	Comprimento efetivo	[m]
L_{Total}	Comprimento total	[m]
h_c	Altura da fase contínua	[m]
t_{rh}	Tempo de residência horizontal da partícula	[min]
U_c	Velocidade horizontal da fase contínua	[m/s]
f	Frequência da bomba	[Hz]

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	15
1.1	OBJETIVOS	20
1.2	JUSTIFICATIVA	20
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	21
2.1	SEPARADORES GRAVITACIONAIS	21
2.1.1	Separadores horizontais de barril duplo.	21
2.1.2	Separadores esféricos	22
2.1.3	Separadores verticais	23
2.1.4	Separadores horizontais	24
2.2	FENÔMENOS FÍSICOS ENVOLVIDOS NO PROCESSO DE SEPARAÇÃO	25
2.2.1	Coalescência	26
2.2.2	Quebra	26
2.2.3	Peso aparente	26
2.3	ESTUDOS EXPERIMENTAIS	30
2.4	ESTUDOS NUMÉRICOS	34
2.5	CONSIDERAÇÕES FINAIS	41
3	METODOLOGIAS DE DIMENSIONAMENTO	43
3.1	METODOLOGIA DE MONNERY E SVRCEK (1993) E MONNERY E SVRCEK (1994)	43
3.2	METODOLOGIA DE STEWART E ARNOLD (2008)	51
3.3	METODOLOGIA DE CAPELA (2010)	54
3.4	CONSIDERAÇÕES FINAIS	56
4	METODOLOGIA EXPERIMENTAL	58
4.1	BANCADA EXPERIMENTAL	58
4.2	SELEÇÃO DO ÓLEO	60
4.2.1	Teste de agitação	61
4.2.2	Viscosidade do óleo escolhido	63
4.3	AQUISIÇÃO DOS PARÂMETROS DE INTERESSE	64
4.3.1	Diâmetro de gota	64
4.3.2	Vazão de água	66
4.3.3	Vazão de óleo	68
4.4	PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL	70
4.5	GRADE DE TESTES	71
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES	73
5.1	DISTRIBUIÇÃO DE GOTAS NA ENTRADA	73
5.2	DISTRIBUIÇÃO DE GOTAS NA SAÍDA	75
5.3	ANÁLISE QUALITATIVA DOS EXPERIMENTOS	82
5.4	PROPOSTA DE MELHORIA	85
6	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	87
6.1	CONCLUSÕES	87
6.2	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	88
	REFERÊNCIAS	89

1 INTRODUÇÃO

A extração de petróleo começa com a prospecção que envolve estudos de geólogos e geofísicos, que através de análises, propõem um local para a perfuração do poço, não sendo garantido que haja petróleo no local provável, mas sim uma boa chance (THOMAS, 2001).

Quando o poço é perfurado e o petróleo começa a ser produzido, tem-se um grande desafio. Dependendo da composição do poço e a sua localização, pode-se ter diversas fases de diferentes fluidos (óleo bruto, água e gás natural) e até mesmo partículas sólidas (areia, hidratos, parafinas, entre outros) percorrendo a linha de produção e, assim, caracterizando o escoamento multifásico.

Como a modelagem matemática do escoamento multifásico de uma produção de petróleo é complexa devido a quantidade de variáveis, como diferença de pressão e temperatura entre o poço e a plataforma e as interações entre as fases presentes é necessário que algumas simplificações sejam feitas: considerar a fase líquida como uma mistura homogênea e desconsiderar os efeitos das partículas sólidas, criando modelos bifásicos que, apesar de não serem exatos, conferem uma boa aproximação da realidade (SHOHAM, 2005).

Uma informação importante retirada do modelo matemático é o padrão de escoamento que essa mistura bifásica apresentará na tubulação, podendo ele ser estratificado, intermitente ou anular (SHOHAM, 2005). Geralmente, quando se fala em produção de petróleo, o padrão de escoamento encontrado é intermitente, o qual é denominado golfadas (*slug-flow*) ou bolha alongada, que é caracterizado pela intermitência entre pistões de líquido e bolsões de gás.

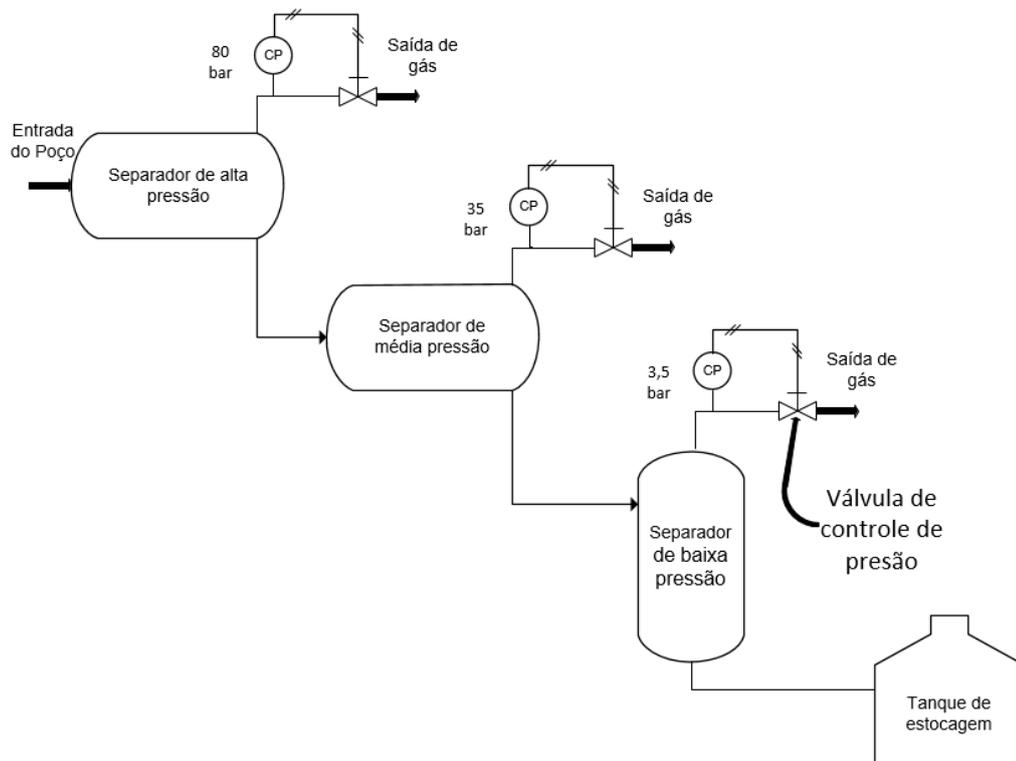
Como o valor comercial reside predominantemente no petróleo produzido, essa massa escoando na coluna de produção deve ser separada. O projeto de separação dessas fases começa com os dados retirados da modelagem bifásica, assim como vazão das fases, composição, temperatura e pressão. Além disso, devido a variação desses parâmetros com o tempo, os mesmos devem ser considerados antes do dimensionamento (MANNING e THOMPSON, 1995).

A separação é um processo indispensável na produção de petróleo, já que busca obter petróleo isento de impurezas como a água, gás dissolvido, sais, entre outros. Uma boa separação, além de apresentar um produto de maior qualidade, pode trazer benefícios nos custos de armazenamento e transporte.

Assim como existe uma ampla faixa de vazões, composições e diferentes padrões de escoamento existem uma diversidade de separadores, cada qual com sua particularidade e com sua respectiva limitação. Segundo Manning e Thompson (1995) esses separadores podem ser divididos de acordo com o seu formato, sua orientação e seu mecanismo de separação: verticais, horizontais, horizontais duplos, centrífugos, Venturi, filtradores, depuradores, esféricos e capturadores de *slug*. Além disso eles também são classificados como separadores gás-líquido e separadores trifásicos (STEWART e ARNOLD, 2008).

Como nenhum desses separadores consegue realizar a purificação completa das fases contínuas, é interessante que haja um encadeamento de separadores, como mostrado na Figura 1. Neste processo há uma diminuição da pressão a cada estágio de separação até chegar na pressão atmosférica no tanque de armazenamento. As válvulas reguladoras de pressão estão representadas por CP.

Figura 1 – Fluxograma da sequência de separadores

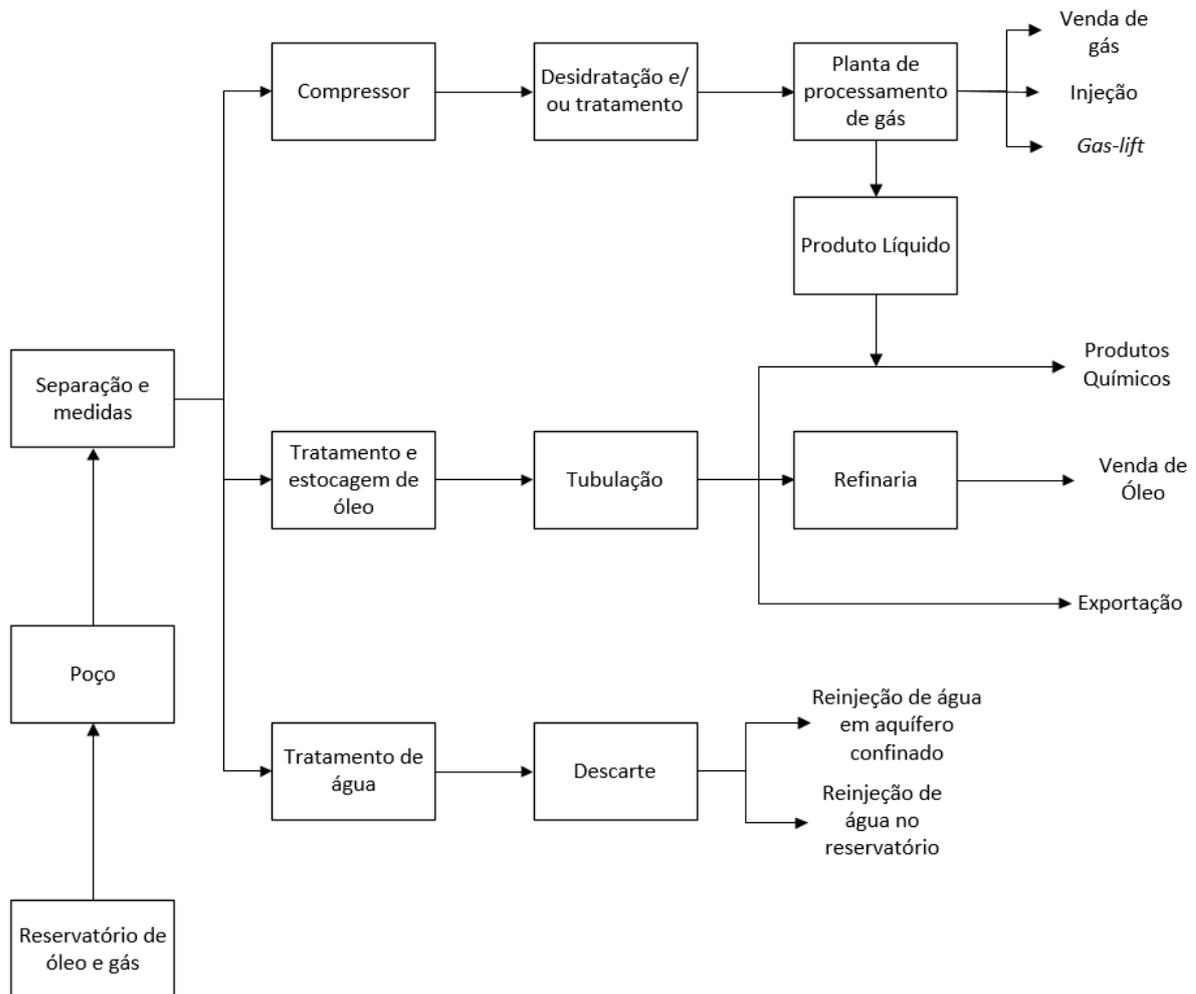


Fonte: adaptado de Stewart e Arnold, 2008.

Outro fator importante a ser considerado é o local onde o separador será operado. Alguns destes separadores ficam submersos perto da cabeça do poço, no fundo do mar (*Off-Shore*) em condições de altas pressões. Geralmente esses separadores no solo marítimo tem o principal objetivo de realizar a separação grosseira, principalmente da fase gasosa presente na fase líquida, para facilitar o transporte até a plataforma.

Quando essa mistura chega na plataforma ela ainda contém um alto índice de contaminação cruzada. Isso significa que ela ainda deve passar por mais alguns processos de separação para que o gás seja puro (seco) e a água seja descartável, de acordo com as leis ambientais vigentes. Na Figura 2, observa-se um fluxograma do trajeto que a mistura realiza para que chegue com o grau de pureza desejado ao final do processo.

Figura 2 – Fluxograma do tratamento de petróleo

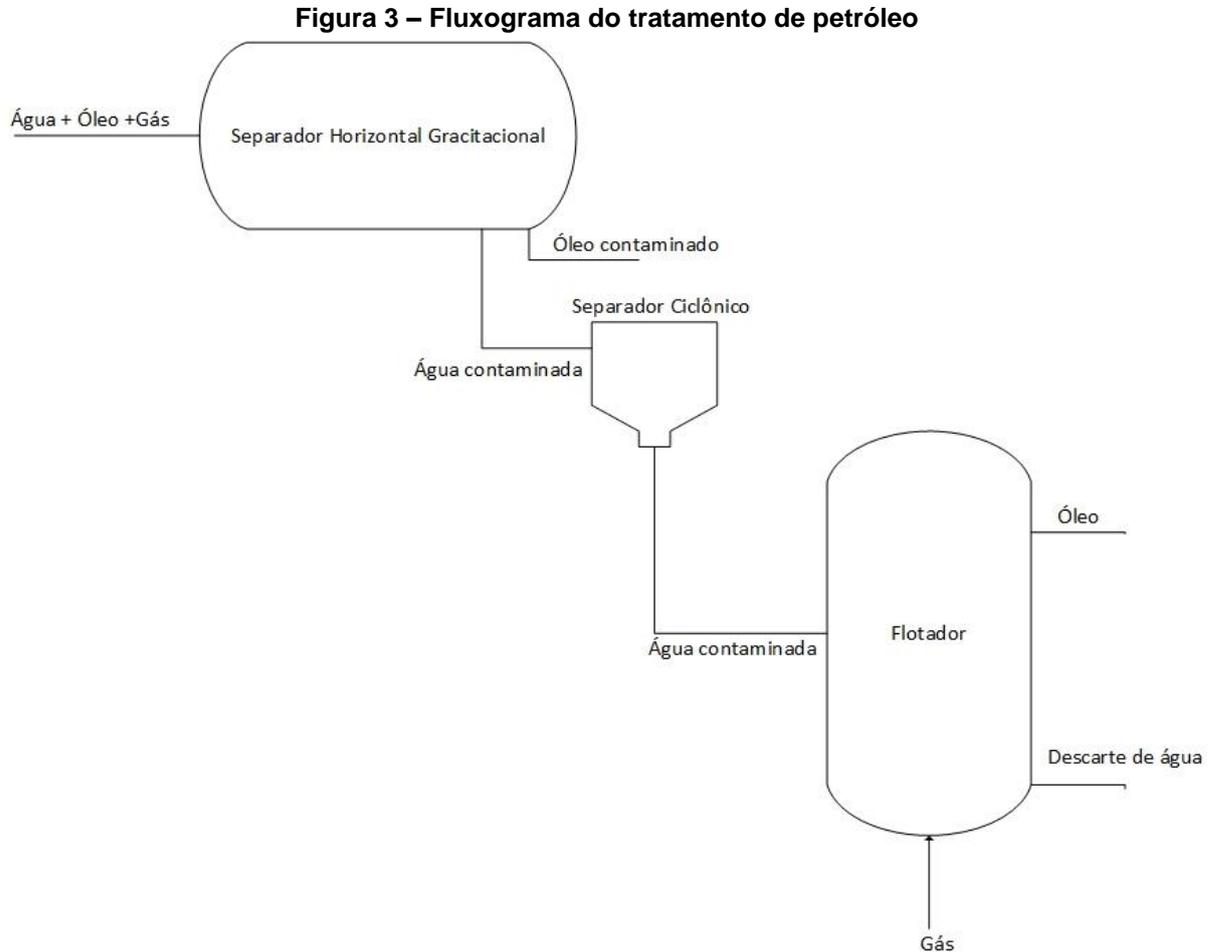


Fonte: adaptado de Stewart e Arnold, 2008.

Como ilustrado na Figura 2, existem diversos processos que precisam ser realizados na plataforma, o que requer equipamentos específicos para cada etapa de separação e limpeza das fases. O número de equipamentos necessários em uma plataforma é elevado, logo, tudo que é projetado para ficar na plataforma deve ser o mais compacto possível.

A água que advém do poço, chamada de água produzida, não pode ser devolvida ao mar até que se atinja uma contaminação máxima de 29 ppm de óleos graxos (petróleo) na água produzida. Esse valor é uma média simples mensal, que segundo a resolução nº393/07 do CONAMA (BRASIL 2007) corresponde à aproximadamente 0,003% de contaminação na água produzida. Isto é, a água deve estar praticamente pura antes de ser descartada. Para que se atinja esse teor de

contaminação é preciso passar pelos processos apresentados na Figura 3. Esta etapa do processo de separação representa um custo por não ter valor comercial e pelo emprego de energia e equipamento.



Fonte: Autoria própria.

Logo que a mistura (petróleo, água e gás) chega na plataforma, ela é separada, geralmente, por um separador gravitacional trifásico horizontal, tendo como produto um óleo com gotas da ordem de 500 μm de água e uma fase aquosa com gotas de óleo dispersas da ordem de 150 μm . O próximo processo, como é mostrado na Figura 3, para a água, é a separação ciclônica, que através da força centrípeta consegue separar uma fase da outra e arrastar as gotas e bolhas das fases dispersas para o centro do separador. O produto dessa câmara ciclônica é destinado ao flotador, sendo este, um equipamento onde bolhas de gás entre 10 a 1500 μm são injetadas, dependendo do processo de geração das bolhas (KIM, PARK e HAN, 2018), no fundo

de um vaso vertical com o objetivo de “carregar” as impurezas contidas na água para cima e obter água pura na parte inferior. O produto deste processo, na maioria dos casos, atende a resolução ambiental supracitada e pode ser descartado.

O separador gravitacional trifásico horizontal é um equipamento de elevadas dimensões geométricas (tendo em torno de 10 metros de comprimento). Logo, é um equipamento em que mudanças, relativamente pequenas, em suas dimensões apresentam um grande impacto no *layout* limitado da superfície das plataformas.

1.1 Objetivos

Este trabalho tem como objetivo geral avaliar as metodologias de dimensionamento de separadores trifásicos gravitacionais horizontais através de comparações entre a modelagem algébrica e testes realizados em um modelo experimental e propor melhorias.

Para atingir o objetivo descrito acima é necessário cumprir os seguintes objetivos específicos: a) utilizar modelos algébricos disponíveis na literatura; b) realizar medidas experimentais em modelo; c) comparar os modelos com os dados experimentais; d) avaliar as metodologias de dimensionamento existentes através dos resultados dos experimentos; e) propor melhorias no dimensionamento de separadores horizontais gravitacionais.

1.2 Justificativa

A literatura apresenta metodologias de dimensionamento baseadas em apenas uma parcela dos fenômenos envolvidos. Além disso, os métodos existentes possuem alguns parâmetros de projeto arbitrários, que dependem diretamente da experiência do projetista. O presente estudo propõe a análise das metodologias de dimensionamento existentes através da sua comparação com dados experimentais, visando a melhoria dos métodos disponíveis na literatura.

Além disso, um dimensionamento mais refinado pode reduzir custos e otimizar o espaço limitado de plataformas *off-shore*.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Nas seções a seguir, serão apresentados os tipos de separadores gravitacionais, os fenômenos físicos envolvidos e os estudos anteriores.

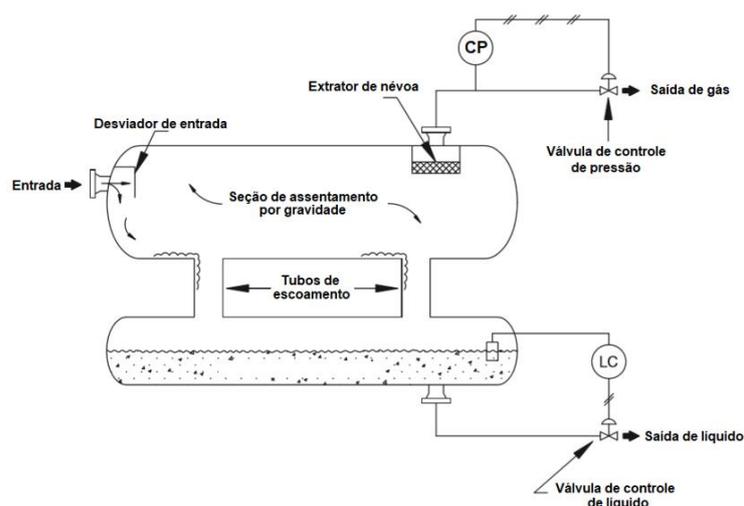
2.1 Separadores gravitacionais

Os principais separadores que utilizam a gravidade como meio de separação entre diferentes elementos, são os horizontais de barril duplo, os verticais, os esféricos e os horizontais.

2.1.1 Separadores horizontais de barril duplo.

O separador horizontal de barril duplo consiste no acoplamento de dois cilindros conectados por tubos, como é mostrado na Figura 4. Observa-se que os dois cilindros são sobrepostos. Neste tipo de separadores, o escoamento entra no cilindro superior e é descarregado no cilindro inferior, através dos tubos que os conectam. A mistura que fica no cilindro inferior consiste de líquido com gás disperso e na parte superior gás com líquido disperso. Ao longo do eixo axial dos cilindros as fases dispersas tendem a se separarem da fase contínua, obtendo-se gás com menor concentração de líquido na parte superior e líquido com um teor menor de gás é retirado na parte inferior. Onde LC é o controle de nível e CP é o controle de pressão.

Figura 4 – Separador horizontal de barril duplo.



Fonte: adaptado de Stewart e Arnold, 2008.

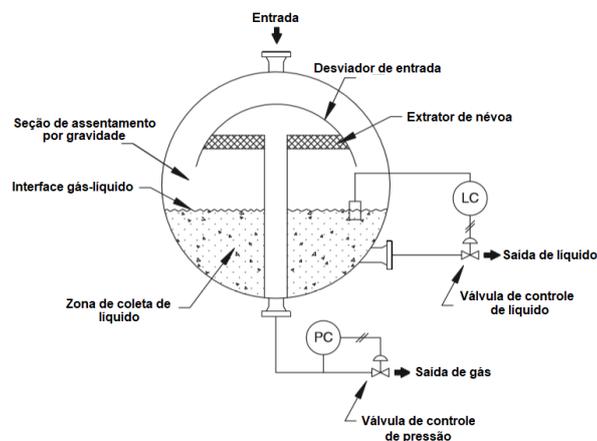
Esse tipo de vaso de separação é geralmente usado para altas vazões de gás, baixas vazões de líquido e para quebra de grandes *slugs*. Esse tipo de separador não é muito utilizado. Porque, além de apresentar um custo adicional de fabricação, não oferece um diferencial expressivo quando comparado aos separadores horizontais de vaso único. (STEWART e ARNOLD, 2008).

Manning e Thompson (1995), ainda apontam que esse separador possui uma melhor qualidade na separação de gases mais densos e um controle de nível mais fácil de ser monitorado, mas mesmo assim reiteram que o separador horizontal de cilindro único é mais barato, mais fácil de isolar termicamente diminuindo a possibilidade de formação de depósitos de parafina.

2.1.2 Separadores esféricos

Um outro tipo de separador existente é o de formato esférico. Segundo Manning e Thompson (1995), sua produção foi descontinuada mas mesmo assim é encontrado em algumas aplicações. Na Figura 5 tem-se um esquema ilustrando esse tipo de vaso de separação. O seu funcionamento consiste em uma entrada da massa através do flange superior, onde logo após a admissão, o líquido é defletido e ocorre um processo de separação inercial onde uma grande parcela do gás se desprende da mistura. Após este desprendimento, a mistura líquido-gás é depositada na parte inferior, onde o líquido tende a sair pelo flange latera da esfera e o gás passa pelo extrator de névoa, sendo descarregado através do flange inferior.

Figura 5 – Separador Esférico.



Fonte: adaptado de Stewart e Arnold, 2008.

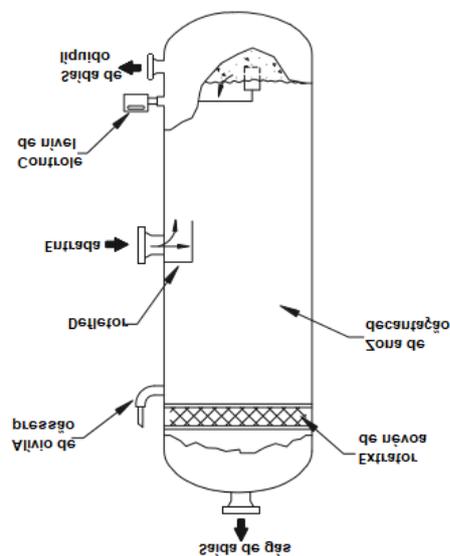
Na Figura 5, PC representa o controle de pressão e LC o controle de nível.

Este tipo de configuração foi concebido com o objetivo de se apropriar das vantagens dos separadores verticais e as vantagens dos separadores horizontais, mas se demonstraram muito difíceis de operar e dimensionar. Apesar de apresentarem resistência estrutural mais adequada para suportar pressão, têm uma deficiência ao lidar com a variação repentina da vazão de líquido (STEWART e ARNOLD, 2008). Em função destas características, esse tipo de separador não é muito utilizado pela indústria petroquímica.

2.1.3 Separadores verticais

Um tipo de separador bastante empregado na indústria do petróleo é o separador vertical, ilustrado na Figura 6. Composto por um cilindro na vertical em que a mistura que se deseja separar entra através de um flange lateral, podendo se chocar com um defletor, ou essa entrada é realizada por um flange tangencial, para que parte do gás seja separado através da força centrífuga. O gás é retirado pela extremidade superior após passar por um extrator de névoa e o líquido sai pelo flange inferior.

Figura 6 – Separador Vertical.



Fonte: adaptado de Stewart e Arnold, 2008.

Separadores verticais são empregados quando a razão entre gás e líquido é baixa ou mediana, além de lidarem muito bem com a presença de areia no fluido

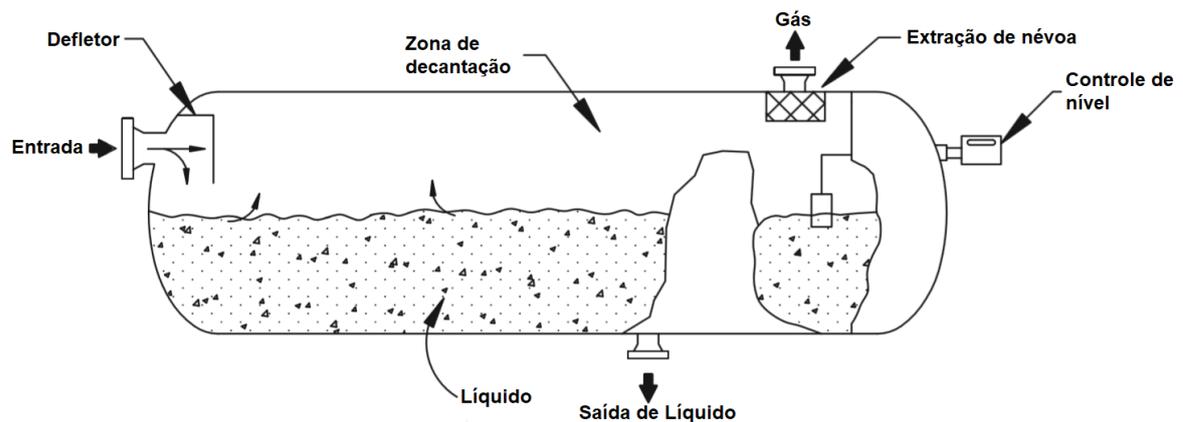
produzido, devido a presença de um fundo falso para limpeza de partículas sólidas (STEWART e ARNOLD, 2008).

Segundo Manning e Thompson (1995), se o separador vertical não tiver algum mecanismo de extração de névoa, dificilmente será possível retirar gotas de líquido maiores que 100 μm da fase gasosa. Esse tipo de configuração geralmente é empregado quando se visa reduzir a inconstância e periodicidade do escoamento de *slug*, e, por isso, grande parte dos componentes internos são utilizados para diminuir a agitação interna do líquido na sua respectiva área de coleta.

2.1.4 Separadores horizontais

Dentre os citados anteriormente, o horizontal é o separador mais empregado quando fala-se em separação primária de petróleo, e seu esquema de funcionamento está ilustrado na Figura 7. Esse separador consiste de um cilindro na posição horizontal onde a mistura adentra esse vaso pelo orifício de entrada, colidindo com um defletor. Outra possibilidade de entrada é o emprego de um tubo que promova um escoamento ciclônico, para que parte do gás seja separado da mistura gás-líquido. Ao percorrer a extensão do separador ocorre a decantação de gotas de líquido na fase gasosa e a flotação de bolhas de ar na fase líquida, promovendo uma separação das fases presentes. Sendo possível, também, a separação líquido-líquido dependendo da configuração interna do vaso de separação. Como todos os separadores descritos anteriormente, há uma saída de gás na parte superior e a saída de líquido na parte inferior.

Figura 7 – Separador Horizontal gás-líquido.



Fonte: adaptado de Stewart e Arnold, 2008.

Esse tipo de vaso por ser de baixo custo de fabricação, comparado aos outros citados neste trabalho, acaba sendo amplamente utilizado em diversas fases do processo de separação primária de petróleo, podendo ser empregado tanto no leito marinho quanto na plataforma.

Separadores horizontais tem preferência de operação em poços cuja proporção gás-líquido seja elevada, assim como óleos que formam espumas, já que o volume disponível para a acomodação de espuma é elevado quando comparada a outros tipos de separadores gravitacionais (STEWART e ARNOLD, 2008).

Por ser amplamente utilizado comercialmente e de fácil construção, essa categoria de vaso de separação é o foco do presente trabalho.

2.2 Fenômenos físicos envolvidos no processo de separação

A fim de generalizar, gotas e bolhas dispersas na fase contínua serão denominadas partículas, já que os fenômenos apresentados são os mesmos para ambos os casos.

O processo de separação do separador horizontal gravitacional abordado neste trabalho, é dependente de três fenômenos físicos. O primeiro é a coalescência das partículas presentes no escoamento, o segundo é a quebra destas partículas e o terceiro é o peso aparente da fase dispersa.

2.2.1 Coalescência

A coalescência consiste na união de gotas ou bolhas formando um elemento maior, aumentando, assim, a taxa de flotação ou decantação da fase dispersa, o que acaba aumentando a velocidade de deslocamento, favorecendo a separação. Para uma alta taxa de coalescência é recomendado o uso de componentes mecânicos internos que promovam o encontro entre partículas, como placas paralelas, que obrigam o fluido passar através de canais.

2.2.2 Quebra

O efeito inverso também pode ocorrer, onde bolhas e gotas são divididas, geralmente devido à aleatoriedade do escoamento turbulento e suas recirculações, promovendo uma quebra cisalhante da fase que visa ser separada da fase contínua. Para que a taxa de quebra de partículas seja reduzida é recomendado o uso de placas perfuradas que uniformizam o escoamento.

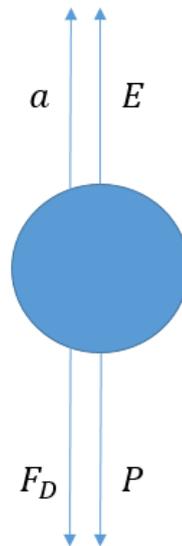
2.2.3 Peso aparente

O fenômeno da decantação ou flotação das partículas inseridas na fase contínua é baseado em uma diferença entre a força de empuxo (E) e a força peso (P), essa diferença é limitada por uma força de arrasto (F_D). Esse balanço de forças é demonstrado pela Figura 8 e pode ser calculado por:

$$\sum \vec{F} = m\vec{a} = \vec{P} + \vec{E} + \vec{F}_D. \quad (1)$$

Onde m é a massa da partícula (kg) e a a sua aceleração (m/s^2), P o seu peso (N), E o empuxo sobre essa partícula (N) e F_D a força devido ao arraste de líquido da fase contínua (N), sendo esta última sempre contrária à direção do movimento.

Figura 8 – Balanço de forças de uma esfera submersa.



Fonte: Autoria própria.

O peso da partícula é descrito por:

$$\vec{P} = \frac{\rho_d \pi d_p^3 \vec{g}}{6}, \quad (2)$$

onde ρ_d , d_p e g representam, respectivamente, a massa específica da fase dispersa (kg/m^3), o diâmetro da partícula (m) e a gravidade (m/s^2).

O empuxo exercido pelo líquido deslocado calculado por:

$$\vec{E} = \frac{\rho_c \pi d_p^3 \vec{g}}{6}, \quad (3)$$

na qual a massa específica da fase contínua (kg/m^3) é representada por ρ_c .

A força de arrasto é descrita por:

$$\vec{F}_D = C_D A_p \frac{\rho_c V_p^2}{2}, \quad (4)$$

na qual A_p , V_p e C_D são, respectivamente, a área projetada da partícula (m^2), o módulo da velocidade da partícula na direção avaliada (m/s) e o coeficiente de arrasto.

Para que o coeficiente de arrasto possa ser definido é necessário considerar o formato dessas partículas. Como estamos lidando com o escoamento de bolhas e gotas de fluido, para definir tal formato é necessário conhecer o número de Eötvös representado por:

$$Eo = \frac{\Delta\rho g R^2}{\gamma}, \quad (5)$$

onde $\Delta\rho$ corresponde a diferença de massas específicas dos fluidos (kg/m^3), R o comprimento característico da partícula (m) e γ a tensão interfacial entre os fluidos (N/m).

Para que possa se estimar o formato das gotas/bolhas, é empregado uma análise combinada do número de Eötvös e o número de Reynolds (Re), definido pela relação:

$$Re = \frac{\rho_c V_p d_p}{\mu_c}. \quad (6)$$

onde μ_c é a viscosidade do meio contínuo (Pa.s). Esta equação representa a relação entre as forças inerciais e as forças viscosas.

Como estamos lidando com partículas muito pequenas, implicando em um baixo valor de Reynolds, podemos considerar as bolhas e gotas analisadas como esferas perfeitas.

O valor de Reynolds é utilizado para calcular o coeficiente de arrasto da partícula, que é altamente dependente das propriedades da fase contínua e do formato de cada partícula, logo esse número é obtido experimentalmente ou calculado a partir de modelos matemáticos. Esses modelos relacionam o número de Reynolds, descrito na equação (6), diretamente com o coeficiente de arrasto.

A relação entre o número de Reynolds e o coeficiente de arrasto é altamente não linear e por isso a utilização dos modelos é válida apenas do intervalo para qual o modelo foi projetado. Os modelos a seguir apresentados não ultrapassarão um número de Reynolds de 1000, já que a análise apresentada não atinge esse valor devido ao tamanho das partículas.

A lei de Stokes definida por:

$$C_D = \frac{24}{Re}, \quad 0 < Re < 1. \quad (7)$$

Neste intervalo o coeficiente de arrasto se relaciona quase linearmente com o valor de Reynolds.

As equações propostas por Morsi e Alexander (1972):

$$C_D = \frac{29,1667}{Re} - \frac{3,8889}{Re^2} + 1,222, \quad 1 < Re < 10, \quad (8)$$

$$C_D = \frac{46,5}{Re} - \frac{116,67}{Re^2} + 0,6167, \quad 10 < Re < 100, \quad (9)$$

$$C_D = \frac{98,33}{Re} - \frac{2778}{Re^2} + 0,3644, \quad 100 < Re < 1000. \quad (10)$$

Cliff et al. (1978) propõem as equações:

$$C_D = \frac{24}{Re} [1 + 0,1315Re^{(0,82-0,05w)}], \quad 0,01 < Re < 20, \quad (11)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} [1 + 0,1935Re^{0,6305}], \quad 20 < Re < 260, \quad (12)$$

$$\log_{10} C_D = 1,6435 - 1,1242w + 0,1558w^2, \quad 260 < Re < 1500. \quad (13)$$

Onde w corresponde a $\log_{10} Re$.

Um parâmetro muito importante retirado da teoria do peso aparente é a velocidade terminal da partícula analisada. Para encontrar tal valor é preciso substituir a equação (2) e (3) na equação (1). Assim, obtém-se:

$$\sum \vec{F} = m\vec{a} = \frac{\Delta\rho\pi d_p^3 \vec{g}}{6} - \vec{F}_D(Re). \quad (14)$$

A equação (14) demonstra que o fenômeno apresentado é dependente da diferença de massas específicas e da força de arrasto, que por sua vez é dependente do número de Reynolds.

Para encontrar a velocidade terminal de deslocamento deve-se considerar a aceleração igual a zero e substituir a equação (4) na equação (14), restando apenas a força de arrasto e a força gravitacional, descrito por:

$$\frac{\Delta\rho\pi d_p^3 \vec{g}}{6} - C_D A_p \frac{\rho_c \overrightarrow{V_{tp}^2}}{2} = 0. \quad (15)$$

A partir desta equação, é possível encontrar uma função para a velocidade terminal da partícula (V_{tp}), obtendo:

$$V_{tp} = \sqrt{\frac{4gd_p(\rho_d - \rho_c)}{3C_D\rho_c}}. \quad (16)$$

2.3 Estudos experimentais

Esta seção, apresenta estudos experimentais desenvolvidos em separadores trifásicos e bifásicos, tanto em escala laboratorial quanto separadores de escala industrial.

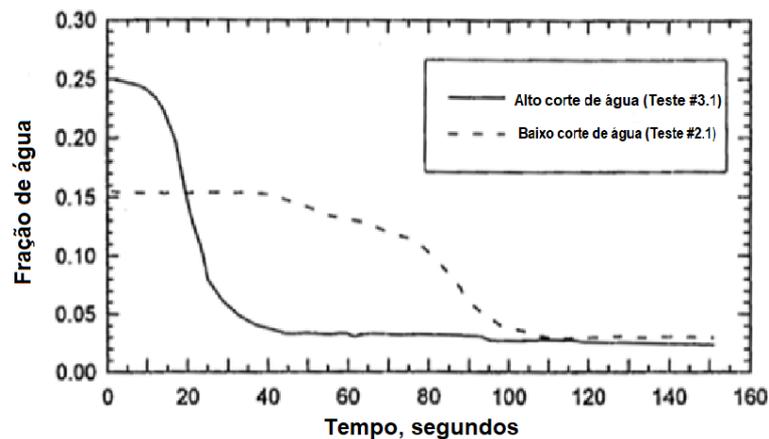
Nos estudos de Hafskjold et al. (1994) foram comparados dois separadores, um de escala laboratorial, de geometria cilíndrica com apenas uma chicana separando a água do óleo e um defletor na entrada, e um outro utilizado em uma plataforma *offshore* no Oriente Médio, sendo avaliado a capacidade de produzir óleo limpo, comparando as concentrações de água na entrada com a da saída.

Na Figura 9, pode-se observar os resultados dos testes realizados no separador laboratorial, onde a fração de água é avaliada em relação ao tempo de residência no óleo, através de várias pontas de prova medindo a capacitância da fase contínua de óleo para aferir a concentração de água no óleo. Apesar de ser contra intuitivo, por apresentar um tempo menor de separação para uma contaminação inicial maior de

água, o resultado obtido demonstra o quão importante é o papel da coalescência no processo de separação gravitacional, já que tendo uma porcentagem maior de água no óleo, tem-se mais gotas, logo, uma maior chance de encontro dessas gotas, promovendo a coalescência, descrita como não linear pelo autor.

Os ensaios foram realizados em regime permanente, onde o corte de água representa a fração de água no óleo.

Figura 9 – Fração de água presente no óleo durante o experimento.



Fonte: adaptado de Hafskjold et al. (1994).

Além disso, é possível observar que a partir de um certo instante de tempo, o separador gravitacional deixa de contribuir expressivamente para o processo de separação entre as fases. Esse instante é descrito pelo autor como o tempo de residência crítico.

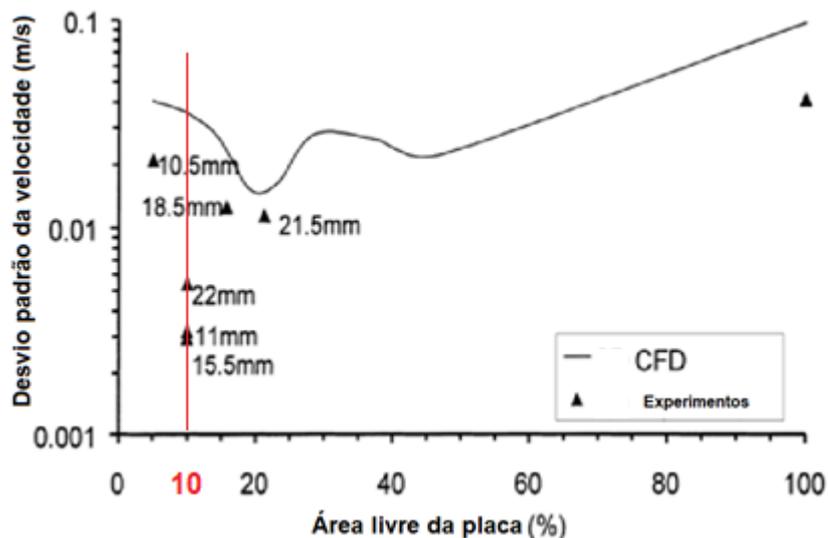
Wilkinson et al. (2000) construíram um separador para avaliar o emprego de duas placas perfuradas, sendo que o fator avaliado para comparação é a uniformidade das velocidades após passarem pelas placas. Foram variadas as distâncias entre as placas, a área livre das placas e o diâmetro dos furos das placas.

Para comparar a uniformidade do perfil de velocidades foi utilizado um analisador de partículas por fase Doppler logo após a saída das placas perfuradas e os resultados estão dispostos na Figura 10. Verificou-se que as placas com 10% de área livre obtêm um desempenho ótimo de uniformização do escoamento, por apresentar o menor desvio padrão do campo de velocidades. Além disso, foi observado que os diâmetros dos furos exercem pouca influência quando abaixo de 15,5mm de diâmetro. Além

disso esses resultados foram comparados com uma simulação CFD, não sendo observado concordância com os resultados experimentais.

A partir dessas placas com 10% de área livre foram conduzidos mais alguns testes com duas placas encadeadas, onde o fator analisado foi a distância entre essas placas. Foi observado que, para ocorrer uma uniformização ainda maior do escoamento, essas placas devem estar a aproximadamente a 10 cm uma da outra. Wilkinson et al. (2000) ainda destacam que furos muito pequenos nestas placas podem promover a quebra das gotas em gotas menores, o que é uma desvantagem, já que não haverá tempo suficiente para essas gotas saírem da fase contínua.

Figura 10 – Gráfico do desvio padrão da velocidade pela área livre da placa.



Fonte: adaptado de Wilkinson et al. (2000).

Simmons et al. (2002) desenvolveram um separador de dimensões reduzidas, 60 cm de diâmetro por 250 cm de comprimento, no qual a variável estudada foi o tempo de residência médio das partículas dentro da fase aquosa e das partículas dentro da fase oleosa. Utilizando traçadores colorimétricos observou-se uma diferença no tempo médio de residência, em alguns casos, de até 60% quando comparados com o tempo de residência teórico.

Como mostra a Figura 11, os autores demonstram um esboço do possível campo de velocidades dentro de um separador, alegando que o fluido mais veloz tende a

80% do óleo foi separado nos primeiros 10 minutos após entrar no separador e que após esse tempo não houve diferença significativa na sua eficiência.

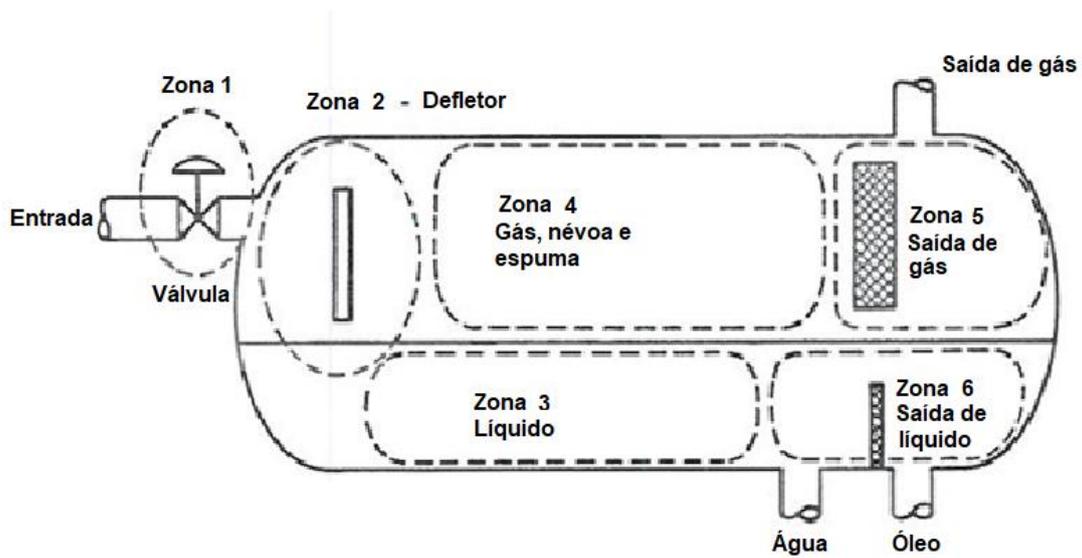
Com o intuito de avaliar os parâmetros que influenciam a eficiência de separação (qualidade da água efluente) e a eficiência hidrodinâmica, que varia de 0 a 1, onde 1 é o escoamento invíscido e próximo a 0 são elevadas taxas de recirculação. Foram realizadas algumas variações na geometria e nos componentes internos do separador. Dentre elas a aplicação de uma chicana retangular na entrada e uma placa perfurada com 50% de penetração, obtiveram um impacto positivo na eficiência e na hidrodinâmica. Um comprimento menor de separação demonstrou uma melhora na hidrodinâmica e uma profundidade da camada de água maior foi responsável pelo aumento da eficiência.

A eficiência de separação demonstrou não ser diretamente proporcional a eficiência hidrodinâmica, ou seja, mesmo com a presença de recirculações obtiveram-se ótimos resultados do ponto de vista de separação entre fases. A partir dessas informações os autores sugerem que o dimensionamento deve ser realizado com base em um teste de separação em um recipiente onde seria avaliado o tempo que as fases levam para se separarem, utilizando esse tempo como tempo teórico de residência, para determinar vazões e volumes presentes no separador trifásico.

2.4 Estudos numéricos

Devido ao fato do processo de separação envolver muitas variáveis de entrada e de saída, ele se torna um processo extremamente complexo de ser analisado minuciosamente, por isso, como demonstrado na Figura 12, Hansen et al. (1991) atacaram o problema do dimensionamento seccionando um separador horizontal em 6 seções principais, que são analisadas individualmente com o intuito de simplificar a análise e reduzir a complexidade computacional.

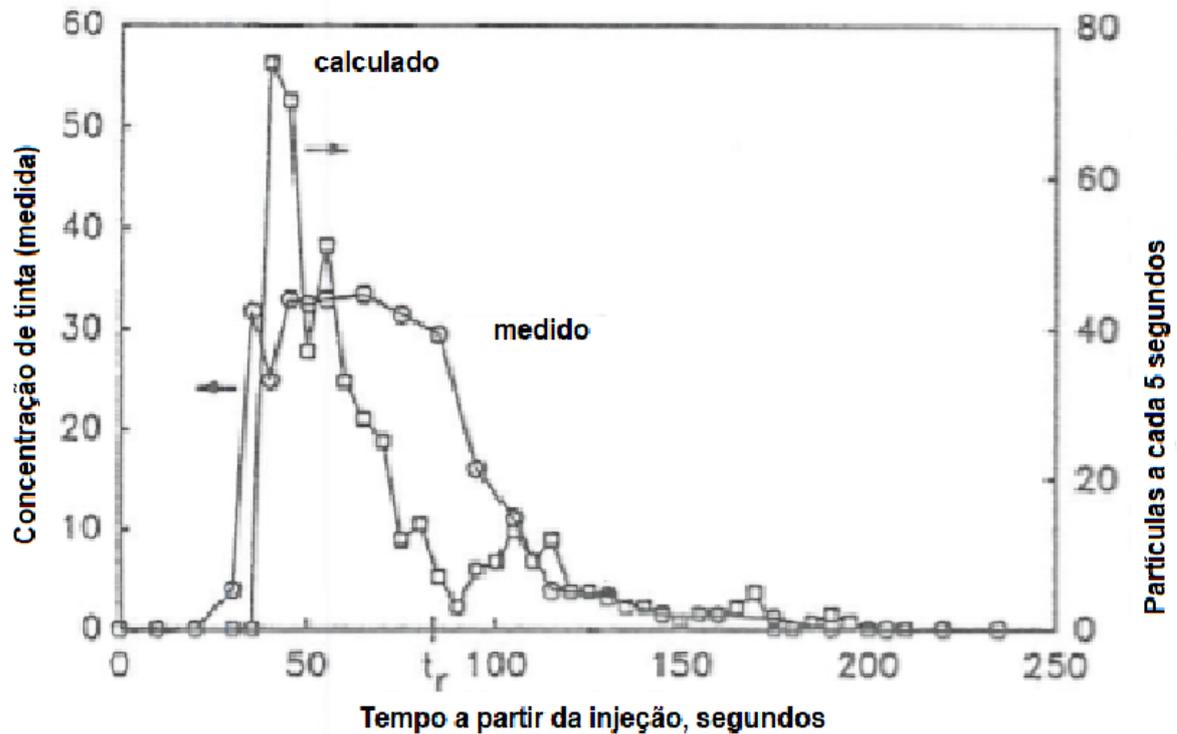
Figura 12 – Zonas do Separador Horizontal.



Fonte: adaptado de Hansen et al., 1991.

Nesse estudo é mostrado, através de experimentos e simulações numéricas, que a velocidade da separação entre fases é fortemente dependente da distribuição estatística das gotas no início do processo de separação. Outro fato levantado por esse autor, na Figura 13, é de que o tempo teórico de residência está acima do tempo real, o que pode subdimensionar o vaso de separação. Essa informação foi obtida através de um experimento utilizando traçadores de Rodamina WT.

Figura 13 – Tempo de residência medido.

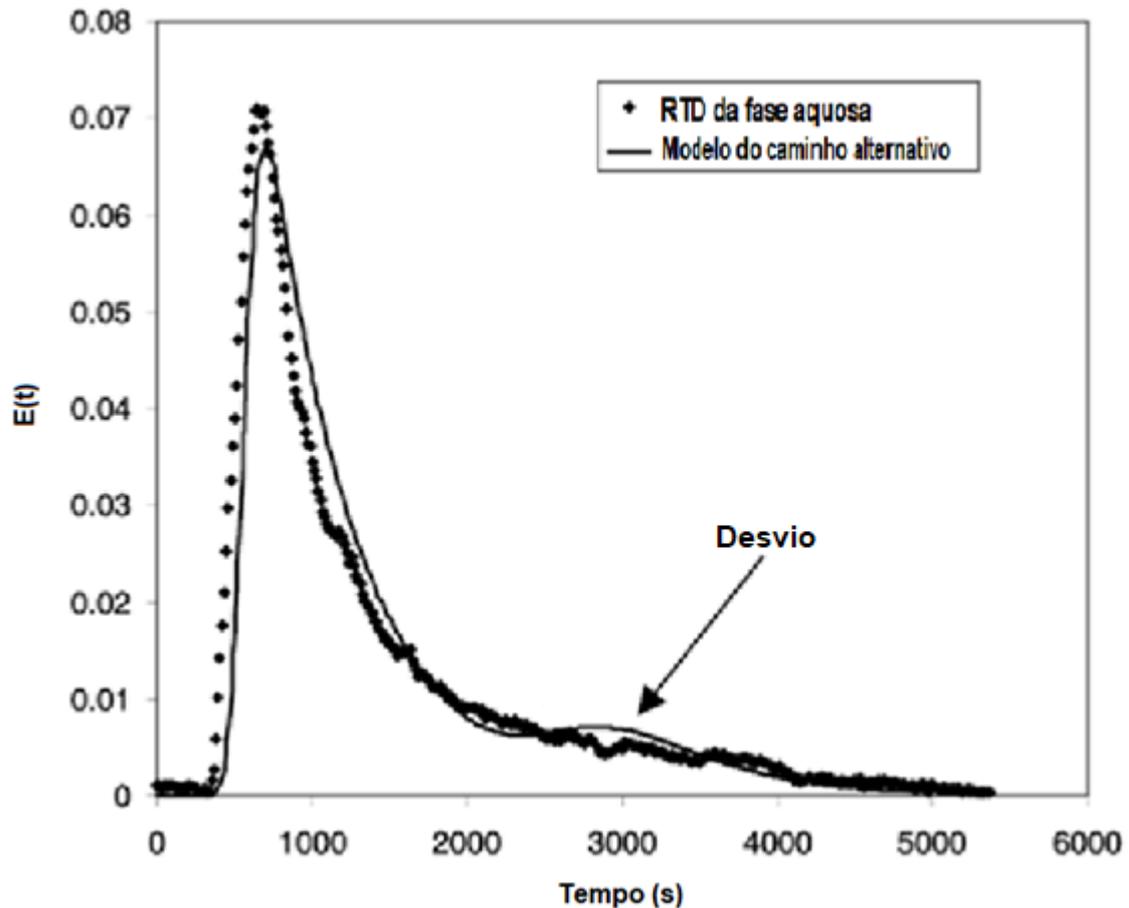


Fonte: adaptado de Hansen et al., 1991.

Com o objetivo de quantificar o comportamento hidrodinâmico dentro do separador Simmons et al. (2004) utilizaram o modelo matemático do caminho alternativo (*Alternate path model*). Esse modelo consiste na divisão do separador em dois caminhos, um para óleo e outro para a água. Cada um destes caminhos foi dividido em 50 zonas, onde para cada zona é calculado um tempo de residência, gerando uma distribuição de tempos de residência. Com o intuito de validar este modelo, foram realizados experimentos em quatro separadores industriais com traçadores radioativos onde obteve-se a distribuição de tempos de residência (RTD).

Essa metodologia obteve uma ótima concordância com os resultados reais. Apenas um dos vasos reais apresentou um pequeno desvio em relação ao seu respectivo modelo, ilustrado na Figura 14, em função de um segundo pico de tempo de residência. Os autores atribuem esse desvio a zonas de recirculação e ressaltam que esse efeito pode ser potencializado em caso de altas velocidades de líquido.

Figura 14 – Distribuição do tempo de residência.



Fonte: adaptado de Simmons et al. (2004).

Simmons et al. (2004) ainda concluíram que separadores com maiores razões de L/D apresentam um desempenho melhor, apontando a diferença de eficiência entre um separador com um comprimento de 7 diâmetros contra os separadores usualmente projetados com esta dimensão entre 2,8 e 4 diâmetros.

Constant-Machado et al. (2005) desenvolveram simulações numéricas onde foi proposto uma entrada de óleo contínua com água dispersa, essa mistura passa por alguns misturadores e logo após é considerada como um escoamento invíscido. Todo esse processo de mistura e escoamento é considerado como o interior de um separador trifásico. Os autores propõem um comprimento equivalente de 35% do comprimento total, entre a entrada e a saída de óleo, onde ocorre o escoamento das bolhas de gás dentro da fase oleosa. Essa razão decai linearmente conforme o aumento da pressão dentro do separador.

Abdulkadir e Hernandez-Perez (2010) realizaram uma simulação numérica através do FLUENT 6.2, software de CFD, em um separador de 0,40 metros de diâmetro e 2 metros de comprimento. Na modelagem matemática da simulação, as hipóteses simplificadoras foram: escoamento incompressível, regime permanente, escoamento turbulento, sem troca de calor e sem radiação. As condições de contorno utilizadas eram velocidade de fluido na entrada e pressões na saída e as velocidades de entrada foram variadas com uma distribuição de gotas na entrada constante. Em outra bateria de simulações a velocidade foi fixada e a distribuição de gotas da fase dispersa foi variada. Os autores obtiveram o resultado de que, quanto menor a velocidade do fluido maior a eficiência do separador, e também apontaram que, quanto maiores forem as gotas, maior será a eficiência.

Com o intuito de aprimorar o dimensionamento de vasos de separação Boukadi et al. (2012) propuseram um método que considera a formação de emulsões ao longo do separador líquido-líquido, partindo de uma metodologia desenvolvida por Stewart e Arnold (2008) na qual são consideradas as vazões iniciais do poço. A nova metodologia proposta baseia-se nas vazões máximas previstas e na viscosidade das emulsões, que é calculada por:

$$\mu_{em} = \mu_c \left[1 + 2,5\varphi \left(\frac{\varepsilon + 2/5}{\varepsilon + 1} \right) \right]. \quad (17)$$

Onde $\varepsilon = \mu_d / \mu_c$ e φ pode ser estimado por:

$$\varphi = \left(\frac{Q_L}{Q_H} \right) \left(\frac{\rho_L \mu_H}{\rho_H \mu_L} \right)^{0,3}. \quad (18)$$

Esta nova viscosidade é utilizada para calcular o coeficiente de arrasto na emulsão, influenciando a velocidade terminal, através da equação (16), da gota que está atravessando a emulsão, podendo ser tanto água-óleo quanto óleo-água. Esse método obteve separadores ainda maiores que os propostos pela metodologia antiga, mas que segundo o autor são melhores, pois apresentam uma robustez maior em relação as grandes variações da vazão de entrada ao longo dos anos de produção.

Kharoua et al. (2013) realizaram simulações de um separador horizontal em operação e verificaram que quando a modelagem matemática foi feita com o modelo Euler-Euler, neste caso foi utilizada a abordagem do volume de fluido e o modelo de mistura, ambos acoplados a um modelo de turbulência para escoamentos monofásicos. Segundo os autores, esse tipo de modelo apresenta grandes discrepâncias com o caso real devido ao fato de ignorar a coalescência e quebra de gotas nesses modelos. Com o intuito de aprimorar o resultado, foi empregado um quarto modelo a este conjunto, o modelo de balanço populacional, que considera quebra e coalescência de gotas. Bolhas não foram consideradas pois este último modelo só aceita uma fase dispersa.

Como os dados a respeito das condições das gotas na entrada são escassos, os autores propuseram uma distribuição na entrada utilizando a função de Rosin-Rammler (1933), onde foi escolhido um fator de espalhamento da função e um diâmetro médio, obtendo uma função densidade de probabilidade.

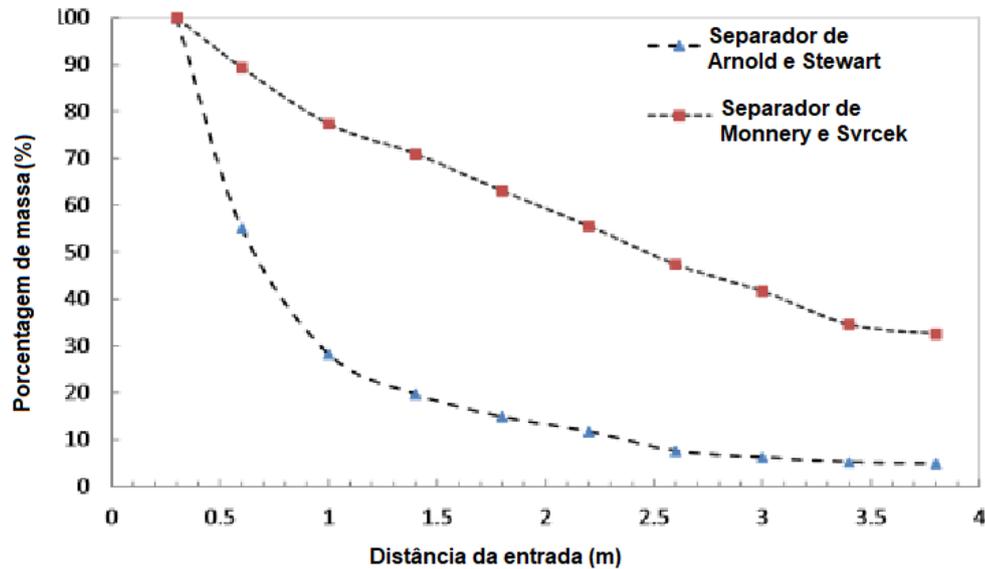
Utilizando esses modelos os autores obtiveram resultados melhores que os resultados utilizando apenas a abordagem Euler-Euler, mas apontam que o método utilizado possui algumas limitações, por não conseguir lidar com fases polidispersas. Além disso, como o modelo de balanço populacional depende da turbulência para replicar o fenômeno de quebra e coalescência, o autor sugere o emprego de um modelo de turbulência mais elaborado.

Ghaffarkhan et al. (2016) aplicaram duas metodologias para o dimensionamento de separadores horizontais, utilizando as mesmas variáveis de entrada. A primeira delas foi a proposta por Stewart e Arnold (2008), tendo como resultado um separador com diâmetro de 152,4 cm (60 polegadas) e um comprimento de 487,68 cm (16 pés). Esta metodologia leva em conta vazões máximas. O outro método utilizado foi o desenvolvido por Monnery e Svrcek (1994), que obteve um diâmetro de 116,84 cm (46 polegadas) com um comprimento de 487,68 cm (16 pés). Esta última metodologia leva em conta vazões intermitentes.

A partir de desses dois separadores foram empregados os modelos VOF e DPM combinados com o modelo k- ϵ de turbulência, onde os resultados obtidos pelos dois separadores foram comparados entre si com o intuito de avaliar as duas metodologias

semi-empíricas e a sua respectiva eficiência de separação de gotas de líquido na fase gasosa. Na Figura 15 temos a fração de óleo ao longo do comprimento do separador.

Figura 15 – Fração de massa de óleo no gás.

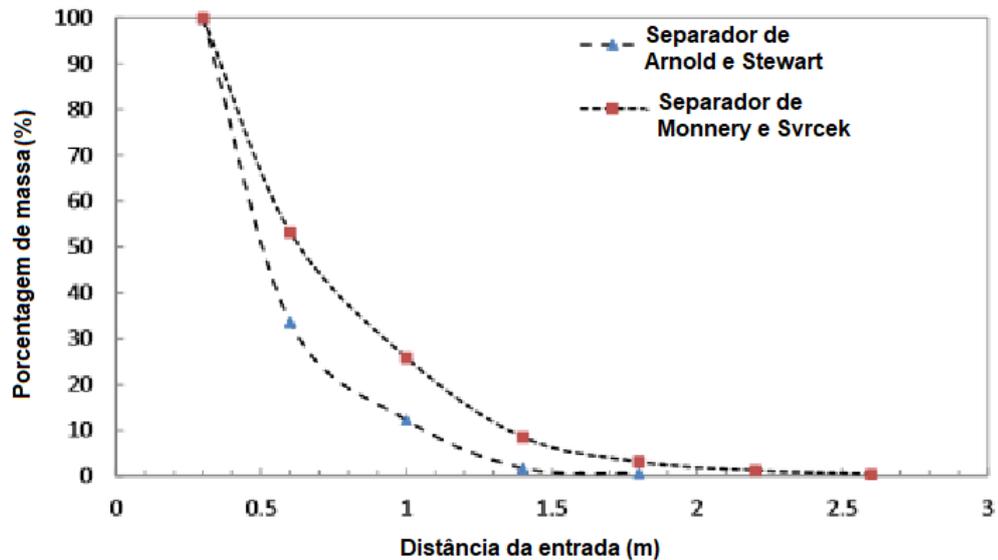


Fonte: adaptado de Ghaffarkhan et al. (2016).

Na

Figura 16 temos a fração de água sob as mesmas condições. Com base nesses cálculos, os autores chegaram a conclusão de que o dimensionamento proposto por Stewart e Arnold (2008) apresentou uma eficiência teórica maior que a metodologia proposta por Monnery e Svrcek (1994).

Figura 16 – Fração de massa de água no gás.



Fonte: adaptado de Ghaffarkhan et al. (2016).

2.5 Considerações finais

Baseado nos estudos apresentados anteriormente, é possível ter uma boa perspectiva dos fatores que impactam diretamente o processo de separação. Sendo o tempo de residência da fase contínua é um dos fatos que foi abordado inúmeras vezes, seja na forma de velocidade ou de comprimento de separação, obtendo sempre o mesmo resultado.

Quanto maior o tempo de residência melhor será a eficiência de separação dos fluídos, sendo que esse fator eventualmente atinge um valor máximo onde um tempo de residência maior não surte efeito aparente, ou seja, deixa de ser viável aumentar ainda mais o tempo de residência.

Outro fator que impacta diretamente a eficiência do processo de separação, é a distribuição das gotas na entrada, pois, sendo que quanto maiores são essas gotas, mais fácil ocorrerá a separação. No entanto, esse dado é de difícil obtenção e não é considerado para realizar o dimensionamento dos separadores.

O interesse da indústria petrolífera no quesito separação primária reside no diâmetro das gotas que saíam do separador horizontal, para que possam ser

utilizados outros processos logo após a separação. Talvez esse fato explique o porquê da escassez de estudos que relacionam a eficiência de separação com as características físicas.

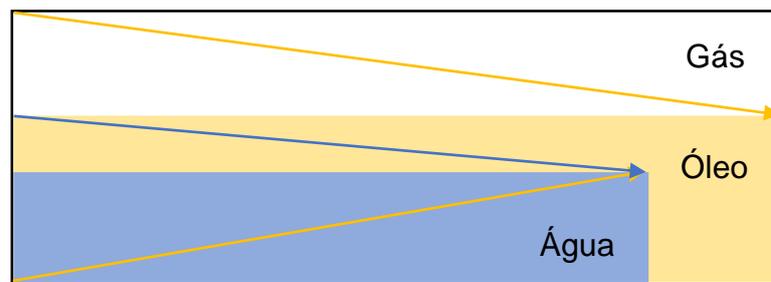
Além disso, verificou-se a falta de trabalhos que foquem no comprimento efetivo, no qual ocorre a separação gravitacional. Isso justifica o foco dado a este trabalho, que visa obter matematicamente este comprimento efetivo.

3 METODOLOGIAS DE DIMENSIONAMENTO

Neste capítulo, serão apresentadas as metodologias de dimensionamento de separadores trifásicos horizontais utilizadas atualmente.

Os métodos descritos neste trabalho consideram que as menores partículas separadas em cada fluido, a gota ou bolha crítica, apresentarão uma velocidade vertical constante e uma velocidade horizontal igual à do fluido contínuo, na Figura 17 é possível observar a trajetória descrita por cada partícula crítica, sendo uma gota de óleo na água, uma gota de água no óleo e uma gota de óleo no gás. A grande diferença das metodologias é o método de cálculo dessas velocidades. A seguir é apresentado o passo a passo proposto pelos autores.

Figura 17 – Trajetória das partículas.



Fonte: Autoria própria

3.1 Metodologia de Monnery e Svrcek (1993) e Monnery e Svrcek (1994)

A metodologia apresentada por Monnery e Svrcek (1993), idealizada com base apenas no fenômeno de flotação e decantação, assume vazões de gás e líquido (Q_g , Q_a e Q_o) e propriedades conhecidas, como viscosidade e massa específica. De posse destes parâmetros é proposto o cálculo da velocidade terminal a partir de:

$$V_{tp} = K \sqrt{\frac{(\rho_c - \rho_d)}{\rho_c}} \quad (19)$$

Obtida através da simplificação da equação (16).

Esse fator K, em metros por segundo, pode ser obtido através de recomendações empíricas para separadores que apresentam extratores de névoa. As equações são apresentadas na Tabela 1, onde p representa a pressão em bar.

Tabela 1 – Valores de K para separadores com extrator de névoa

Faixa de pressão [bar]	Valor de K [m/s]
$0,07 \leq p \leq 1$	$K = 0,0555 + 0,128p + 0,01402 \ln \frac{p}{0,069}$
$1 \leq p \leq 2,75$	$K = 0,10668$
$2,75 \leq p \leq 380$	$K = 0,131064 - 0,00701 \ln \frac{p}{0,069}$

Fonte: adaptado de Monnery e Svrcek (1993).

O valor também pode ser calculado seguindo a recomendação da *Gas Processor's Supplier Association* (GPSA):

$$K = 0,10668 - 0,00305 \left(\frac{p - 6,9}{6,9} \right). \quad (20)$$

Na qual P é a pressão em bar.

Os autores citam que também é possível utilizar o K teórico, descrito por:

$$K = \sqrt{\frac{4gd_p}{3C_D}}, \quad (21)$$

utilizado em casos onde não há extrator de névoa, com base em um diâmetro de partícula que se deseja para separação de óleo da fase gasosa.

Com o K é possível calcular a velocidade terminal da partícula de óleo no gás (V_{tpog}), em metros por segundo. Para um projeto mais conservador recomenda-se que a velocidade terminal de projeto seja 75% da velocidade encontrada a partir o fator K , descrita por:

$$V_{tpog} = 0,75 \cdot K \sqrt{\frac{(\rho_H - \rho_L)}{\rho_L}}. \quad (22)$$

Tabela 2 – Tempos de *holdup* e *surge* recomendados.

Tipo de saída do separador		Tempo de <i>holdup</i> (min)	Tempo de <i>surge</i> (min)
Alimentação para a coluna		5	3
Alimentação para outro separador ou tanque	Com bomba	5	2
	Sem bomba	2	1
Alimentação para aquecedor		10	3

Fonte: adaptado de Monnery e Svrcek (1993).

Os autores ainda recomendam coeficientes de segurança que variam de 1 a 2,25 baseados na experiência do projetista e na qualidade do sistema de medição de nível.

A partir destes tempos é possível prever o volume de *surge* (V_s), e o volume de *holdup* (V_h) descritos por:

$$V_s = t_s Q_l \quad (23)$$

e

$$V_h = t_h Q_l \quad (24)$$

respectivamente. Onde Q_l é a vazão de líquido (m^3/s).

Com base na pressão de operação, em bar, e na Tabela 3, é necessário definir uma razão entre o comprimento e o diâmetro do vaso de separação.

Tabela 3 – L/D em função da pressão.

Faixa de pressão	L/D
$0 \leq P \leq 17,25$	1,5 – 3,0
$17,25 \leq P \leq 34,5$	3,0 - 4,0
$34,5 \leq P$	4,0 - 6,0

Fonte: adaptado de Monnery e Svrcek (1993).

Utilizando esta razão L/D pode-se calcular o diâmetro estimado do separador através da equação:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4(\nabla_s + \nabla_h)}{\pi 0,6 \left(\frac{L}{D}\right)}} \quad (25)$$

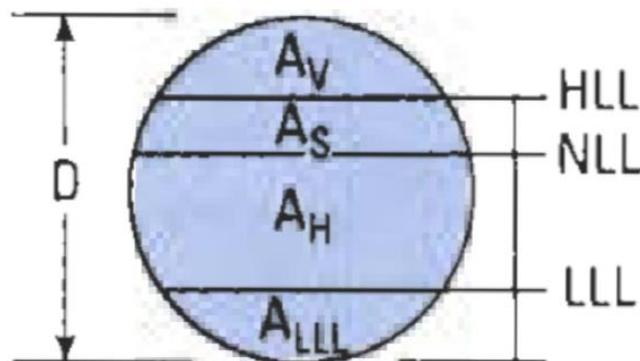
A altura mínima de líquido (h_{LLL}) é calculada utilizando o diâmetro (D) encontrado na equação (25), com a relação:

$$h_{LLL} = 0,01625D + 0,1778. \quad (26)$$

Outra altura de elevada importância é a altura de vapor (h_V) a qual se refere a altura mínima livre de líquido, ou seja, é a diferença de altura entre o topo do cilindro e a superfície de alto nível de líquido (HLL), cuja recomendação dos autores é que tenha de ser de no mínimo 2 pés, equivalentes a 0,61 metros.

Após obter as alturas h_{LLL} , h_V e D , é possível calcular as áreas transversais, descritas na Figura 19, através de relações geométricas. Para os próximos passos deste dimensionamento será necessário o uso da Área transversal de baixo nível de líquido (A_{LLL}), Área transversal de vapor (A_V) e a área transversal total (A_T).

Figura 19 – Áreas transversais de um separador horizontal.



Fonte: adaptado de Monnery e Svrcek (1993).

Em seguida, é realizado o cálculo do comprimento necessário, para comportar os volumes de *surge* e *holdup*, definido por:

$$L_1 = \frac{V_h + V_s}{A_T - A_V - A_{LLL}}. \quad (27)$$

Para determinar o tempo vertical de queda de líquido no gás (t_{rv}) será necessário determinar o tempo que aquele atravessa a fase contínua, percorrendo toda a altura de vapor (h_V) em função da velocidade (V_{tpog}), através da equação:

$$t_{rv} = \frac{h_V}{V_{tpog}}. \quad (28)$$

Também é necessário conhecer a velocidade horizontal do gás, nesse caso considerada como um escoamento invíscido ao longo do separador, calculada por:

$$U_g = \frac{Q_g}{A_V}. \quad (29)$$

Onde Q_g e A_V são, respectivamente a vazão de gás pela área transversal de vapor.

Para encontrar o comprimento mínimo de separação de líquido da fase gasosa é utilizada a equação:

$$L_{min} = t_{rv} U_g. \quad (30)$$

Que é uma combinação das equações (28) e (29).

Após a definição do comprimento mínimo, é necessário obter a velocidade vertical da fase líquida pesada dispersa na fase líquida leve contínua (V_{HL}) e a velocidade vertical da fase líquida leve dispersa na fase líquida pesada contínua (V_{LH}). Para isto, utiliza-se as equações:

$$V_{HL} = \frac{K_s(\rho_H - \rho_L)}{\mu_L} \quad (31)$$

e

$$V_{LH} = \frac{K_s(\rho_H - \rho_L)}{\mu_H}. \quad (32)$$

Nas quais os valores de velocidade são avaliados em m/s, a massa específica do líquido pesado (ρ_H) e do líquido leve (ρ_L) em kg/m³, e a viscosidade do líquido pesado (μ_H) e do líquido leve (μ_L) em Pa.s.

Para definir K_s é necessário estimar o diâmetro de gota da fase dispersa que se espera ao fim do processo de separação, o diâmetro de corte, cujos valores sugeridos são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4 – Recomendações de diâmetro de corte para separação líquido-líquido

Fase líquida leve	Fase líquida pesada	Diâmetro de corte [µm]	K_s
$SG > 0,85$	Água	127	$8,79 \cdot 10^{-9}$
$SG < 0,85$	Água	89	$4,32 \cdot 10^{-9}$
Água	Furfural	89	$4,32 \cdot 10^{-9}$
Butanona	Água	89	$4,32 \cdot 10^{-9}$
2-Butanol	Água	89	$4,32 \cdot 10^{-9}$
4-Metil 2-Pentanona	Água	89	$4,32 \cdot 10^{-9}$
1-Nonanol	Água	89	$4,32 \cdot 10^{-9}$

Fonte: adaptado de Monnery e Svrcek (1993).

SG representa a densidade relativa, a qual é calculada como uma razão entre a massa específica do fluido em função da massa específica da água.

O valor de K_s , além de ser obtido através do valor tabelado, também pode ser obtido utilizando a relação:

$$K_s = 5,44828 \cdot 10^{-13} d_p^2. \quad (33)$$

Na qual d_p está em µm.

Após obter as velocidades terminais de cada fase é preciso encontrar o tempo que cada fase dispersa leva até se encontrar com sua respectiva fase contínua (t_{HL} e t_{LH}), para isto é necessário empregar as equações:

$$t_{HL} = \frac{(D - h_V - h_H)}{V_{HL}} \quad (34)$$

e

$$t_{LH} = \frac{h_L}{V_{LH}}. \quad (35)$$

Nas quais é necessário estipular as alturas do líquido pesado e do líquido leve (h_H e h_L).

Estas equações apresentam os tempos necessários para a separação, que devem ser menores que seus respectivos tempos disponíveis (t_{rhH} e t_{rhL}), calculados por:

$$t_{rhH} = \frac{A_H L}{Q_H} \quad (36)$$

e

$$t_{rhL} = \frac{A_L L}{Q_L}. \quad (37)$$

Para isto é necessário obter as áreas transversais (A_H e A_L), e as vazões (Q_H e Q_L) do líquido pesado e do líquido leve, respectivamente.

Se o tempo disponível for menor que o tempo necessário, deve-se aumentar o comprimento do separador. Caso os dois tempos disponíveis sejam maiores, então o comprimento é definido pela relação:

$$L_2 = \max\left(\frac{t_{HL} Q_L}{A_L}, \frac{t_{LH} Q_{HL}}{A_{HL}}\right). \quad (38)$$

O comprimento total do separador será a soma do resultado das equações (27) e (38), através da relação:

$$L = L_1 + L_2 \quad (39)$$

O resultado da equação (30) deve ser comparado com o comprimento encontrado na equação (39), se o L_{\min} for maior que L , é recomendado um aumento da altura de vapor H_V , já se L_{\min} for menor que L , a recomendação é que se diminua a altura de vapor, não podendo ser menor que 2 pés. Essa variação de H_V deve ser feita, retornando para a equação (27), até que L_{\min} seja menor que L , mas que sejam da mesma ordem de grandeza. Segundo os autores até 20% de diferença é aceitável, para que este dimensionamento seja ótimo.

Com o comprimento encontrado na equação (39) deve ser feita a seguinte análise: caso a razão L/D apresente um valor inferior a 1,5 se deve diminuir o diâmetro, e se for maior que 6, é necessário aumentar o diâmetro. Se o diâmetro sofreu alguma mudança, então é necessário repetir todos os passos desde a equação (26) até que L/D fique entre 1,5 e 6, condição pré-estabelecida por esta metodologia.

3.2 Metodologia de Stewart e Arnold (2008)

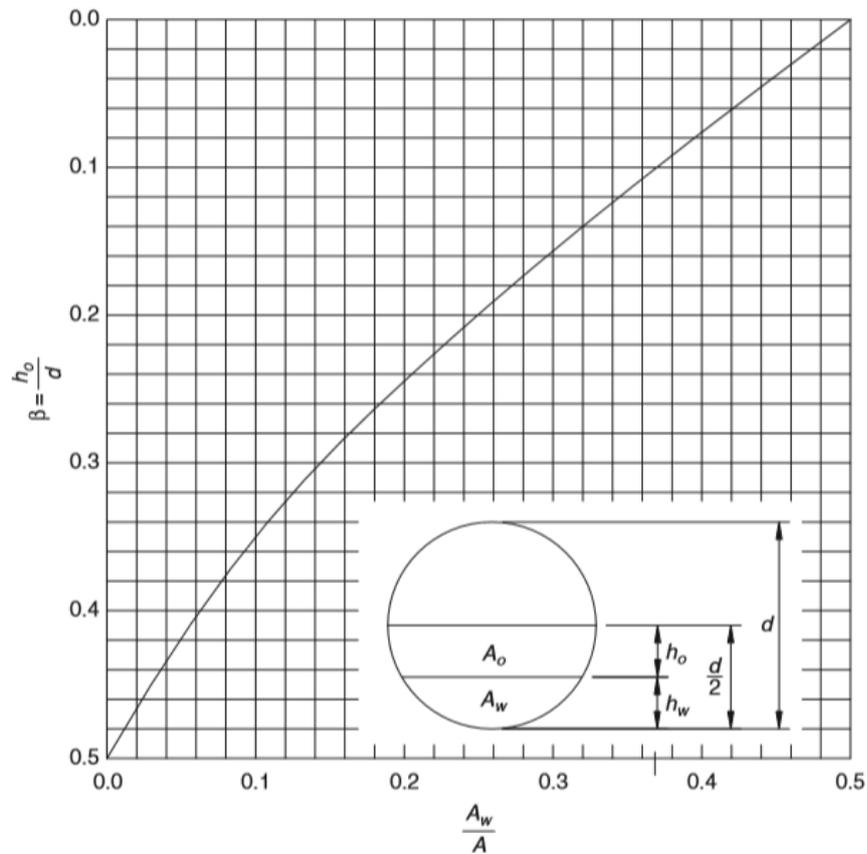
A metodologia apresentada por Stewart e Arnold (2008), apresenta como variáveis de entrada as vazões, as condições de temperatura e pressão de operação, as propriedades dos fluidos, o tempo de residência das fases e os diâmetros de corte de óleo em gás, de óleo em água e de água em óleo. Segundo os autores, se não houver diretrizes para os diâmetros de corte, é recomendado o uso de 100 μm de óleo em gás, 200 μm de óleo em água e 500 μm de água em óleo.

O primeiro passo consiste em calcular o diâmetro máximo do separador (D_{\max}) utilizando a equação:

$$D_{\max} = \frac{(h_o)_{\max}}{\beta}. \quad (40)$$

Na qual o coeficiente “ β ” é determinado utilizando a Figura 20 e $(h_o)_{\max}$ é a altura máxima de óleo.

Figura 20 – Coeficiente “β” para separadores horizontais meio cheios.



Fonte: adaptado de Stewart e Arnold (2008).

Também é necessário calcular a razão entre a área transversal de água (A_a) e a área transversal total (A_T), para isto os autores utilizam a seguinte relação:

$$\frac{A_a}{A_T} = 0,5 \frac{Q_a t_{ra}}{Q_a t_{ra} + Q_o t_{ro}}. \quad (41)$$

Dependente da vazão de água (Q_a), do tempo de residência da água (t_{ra}), da vazão de óleo (Q_o) e do tempo de residência do óleo (t_{ro}). Com este resultado e a Figura 20 obtém-se o valor de β .

A altura máxima da fase de óleo ($(h_o)_{máx}$), é definida por:

$$(h_o)_{máx} = \frac{t_{ro} \Delta SG d_{ao}^2}{\mu_o}. \quad (42)$$

Onde t_{ro} é o tempo de residência do óleo, ΔSG a diferença entre as massas específicas relativas, d_{ao} o diâmetro de corte de água em óleo e μ_o a viscosidade do óleo.

Dependendo da posição do separador na sequência de processos é necessário verificar seu comprimento mínimo, limitado tanto pela separação gás-líquido quanto pela líquido-líquido, para isto são empregadas as equações

$$DL_{eff} = 34,5 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \sqrt{\left(\frac{\rho_g}{\rho_o - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_{og}}} \quad (43)$$

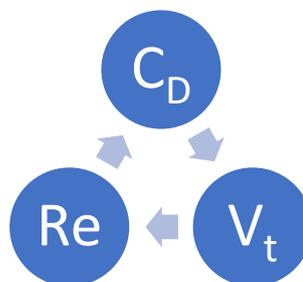
e

$$D^2 L_{eff} = 4,2 \times 10^4 (Q_a t_{ra} + Q_o t_{ro}). \quad (44)$$

Onde T é a temperatura, Z a compressibilidade, P a pressão, Q_g a vazão de gás, ρ_g a massa específica de gás, ρ_o a massa específica de óleo, C_D o coeficiente de arrasto, d_{og} o diâmetro de corte de óleo no gás e L_{eff} o comprimento efetivo de separação, distinto do comprimento total.

Na Figura 21, está ilustrado a dependência de uma variável na outra. Por isso, recomenda-se que, para o valor de C_D , é necessário estipular um valor inicial 0,34, calcular a velocidade terminal com a equação (16). Em seguida, calcula-se o número Reynolds com a equação (6), então calcula-se um novo coeficiente de arrasto, esse processo deve ser repetido até que haja convergência do valor de C_D .

Figura 21 - Dependência circular das variáveis



Fonte: Autoria própria.

A partir do resultado das equações (43) e (44) confecciona-se tabelas na qual são apresentadas várias combinações de D e L_{eff} que satisfazem ambas as equações e também a equação (40), que implica que D deve ser menor que $D_{máx}$. Deve se escolher o diâmetro com base na tabela na qual há a presença de comprimentos maiores para um mesmo diâmetro, além disso, é necessário escolher uma combinação de diâmetro e comprimento que tenha sua razão L/D entre 3 e 5.

Com o diâmetro e do comprimento efetivo definidos, calcula-se o comprimento através das relações

$$L_{Total} = L_{eff} + D \quad (45)$$

e

$$L_{Total} = \frac{4L_{eff}}{3}. \quad (46)$$

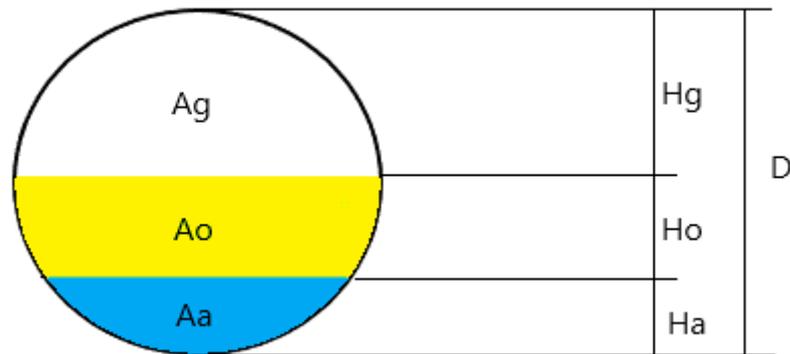
Sendo a primeira para uma separação gás-líquido e a segunda para uma separação líquido-líquido.

3.3 Metodologia de Capela (2010)

Com base nas informações previamente obtidas a respeito do poço de extração é possível obter todas as entradas que envolvem vazões e propriedades dos fluídos produzidos. A altura de líquido, descrita pela soma da altura de água e a altura de óleo, é sugerida em 50% do diâmetro do vaso de separação.

Antes de começar o processo de dimensionamento, é preciso estipular o diâmetro do vaso de separação e as alturas individuais de cada fluído (H_o , H_a e H_g), mostrados na Figura 22.

Figura 22 – Alturas de líquido estipuladas.



Fonte: Autoria própria.

Assim como Stewart e Arnold (2008), Capela (2010) recomenda o uso de alguns diâmetros de corte, 300 μm de água no óleo, 50 μm de óleo no gás e 150 μm de óleo na água. Com base nesses diâmetros, calcula-se a velocidade terminal da partícula com base na lei de Stokes, equação (7), definida por:

$$V_{tp} = \frac{gd_p^2 \Delta\rho}{18\mu_c} \quad (47)$$

Então calcula-se o número de Reynolds com base na velocidade terminal encontrada na equação (47), utilizando a equação (6).

Se o número de Reynolds, calculado a partir da lei de Stokes, for menor que 1, o valor da velocidade encontrado é o correto e deve ser utilizado na equação (49).

Se o Reynolds for maior que 1, a equação proposta por Capela (2010) é apresentada como:

$$V_{tp} = \frac{0.1558 \Delta\rho g^{0.71} d_p^{1.143}}{\rho_c^{0.286} \mu_c^{0.429}} \quad (48)$$

Que descreve melhor o comportamento do coeficiente de arrasto, logo, a velocidade encontrada será utilizada na equação (49).

Com a velocidade terminal é realizado o cálculo do tempo necessário para a partícula viajar verticalmente através de toda a fase contínua (t_{rv}) através da seguinte equação:

$$t_{rv} = \frac{h_c}{V_{tp}}. \quad (49)$$

Que necessita da velocidade terminal da partícula (V_{tp}) e da altura da fase contínua (h_c).

Para que a partícula seja separada da fase contínua ela deve ter um comprimento mínimo de viagem horizontal considerando que ela atinja verticalmente e horizontalmente o limite de ambas ao mesmo tempo, descrito na Figura 17. Então o comprimento mínimo pode ser encontrado quando o tempo de residência vertical (t_{rv}) for igual a seguinte relação:

$$t_{rh} = \frac{L_{eff}}{U_c}. \quad (50)$$

Que descreve o tempo de residência horizontal (t_{rh}), onde U_c representa a velocidade do fluido contínuo, a qual é obtida através da equação (29), utilizando a área transversal e a vazão do meio contínuo.

Como o objetivo do dimensionamento é encontrar o comprimento efetivo, é necessário igualar as equações (49) e (50) e as deixar em função de L_{eff} , como demonstrado pela equação:

$$L_{eff} = \frac{U_c \cdot h_c}{V_{tp}}. \quad (51)$$

O mesmo procedimento, desde a equação (47), deve ser aplicado para gotas de água no óleo, gotas de óleo no gás e gotas de óleo na água. Sendo o maior comprimento (L_{eff}) encontrado a solução.

3.4 Considerações finais

A metodologia de Monnery e Svrcek (1994) considera volumes de produções intermitentes. Tal consideração é uma maneira de preparar o separador para grandes variações de vazões que podem ocorrer. Várias escolhas são diretamente dependentes da experiência da pessoa que está empregando tal método. São elas o

tempo de *surge* e *holdup*, as alturas de óleo e água e a razão L/D, o que torna essa metodologia suscetível a falhas.

Stewart e Arnold (2008) ao invés de utilizarem vazões intermitentes, utilizam o conceito da vazão máxima de cada fluido para realizar o dimensionamento auxiliando na obtenção de separadores mais robustos. Além disso, através das equações apresentadas é possível obter uma infinidade de combinações de comprimento e diâmetro para um mesmo caso. Tal escolha não deve ser feita por projetistas inexperientes no assunto.

A última metodologia, apresentada por Capela (2010), baseia-se inteiramente no fenômeno de decantação e flotação das partículas, onde são definidos comprimentos efetivos para todas as fases. O autor não deixa claro se o comprimento efetivo é o comprimento total, o comprimento até a chicana ou o comprimento sem turbulência. Esta metodologia, assim como as outras, deve ser empregada por um projetista experiente que tenha condições de definir o diâmetro do vaso de separação e as alturas de líquido baseado nas condições do poço.

O foco de todas as metodologias apresentadas acaba sempre sendo ou em função da separação líquido-gás ou em função da separação líquido-líquido. Muitos autores relevam a fase contínua de água, baseando seu dimensionamento apenas na obtenção de gás e óleo livres de impurezas.

Outro fato importante de se ressaltar é a necessidade de experiência para o dimensionamento de tais separadores. Estas escolhas impactam diretamente na eficiência do separador projetado, ou seja, se duas pessoas, com as mesmas entradas e o mesmo método, projetarem um separador horizontal cada uma, há uma grande chance de tais separadores terem dimensões diferentes e por consequência eficiências diferentes.

Nenhum dos métodos considera o emprego de dispositivos internos dentro da fase líquida, que também contribuem para o processo de separação. Uma metodologia menos dependente de variáveis subjetivas e mais fundamentada em conceitos teóricos e empíricos, é a solução buscada.

4 METODOLOGIA EXPERIMENTAL

A metodologia experimental consistirá na análise dos diâmetros de gotas na fase contínua. Utilizando essa análise e a teoria do peso aparente, é possível realizar uma comparação entre as metodologias de dimensionamento apresentadas. Para isso, é necessário utilizar uma bancada experimental composta por um separador gravitacional horizontal alimentado por uma linha contendo água com óleo disperso. Na saída deste separador, é tomada a medição da distribuição das gotas na saída assim como são retiradas amostras.

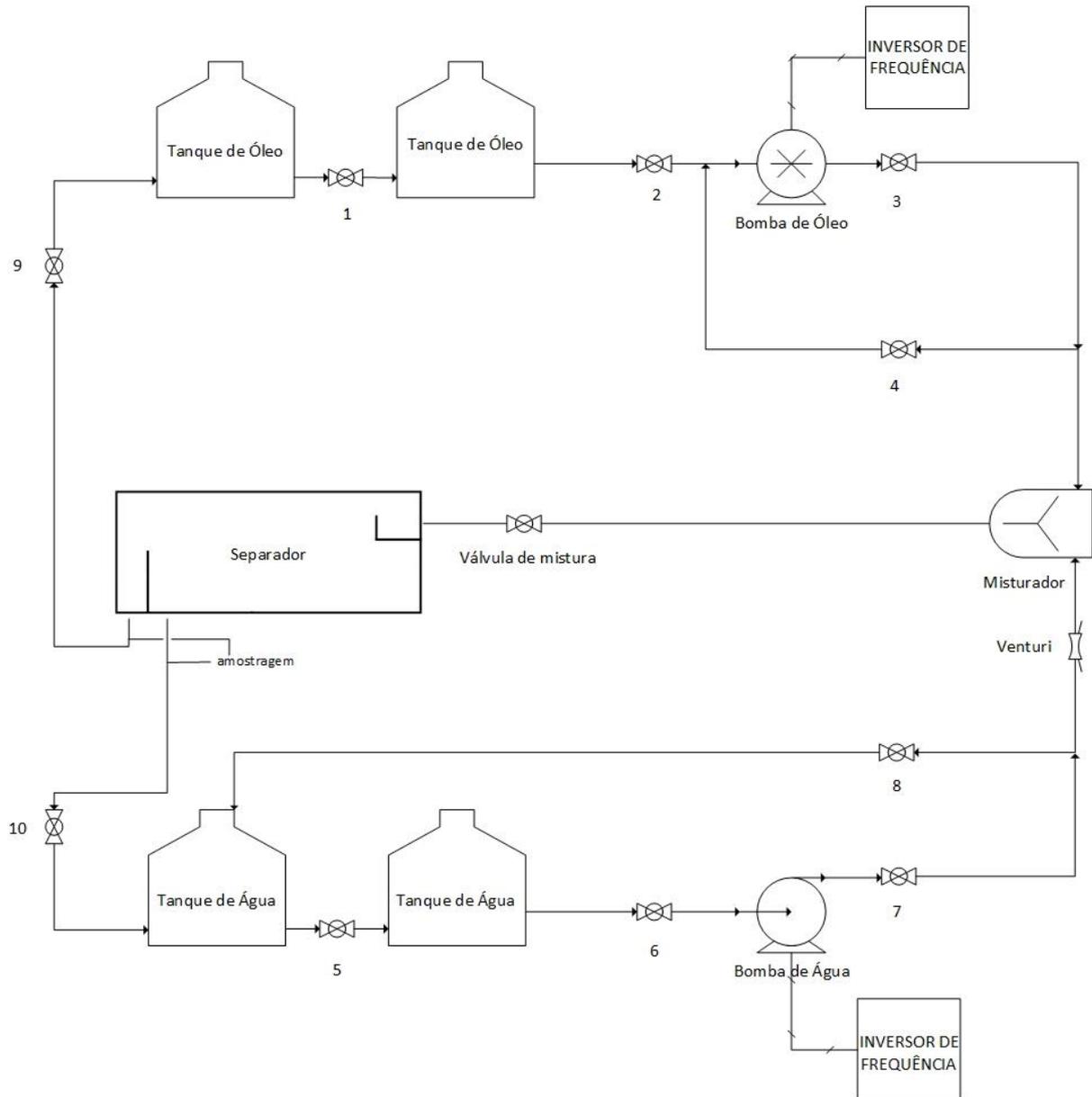
O produto esperado, destes experimentos, é uma análise que propicie o desenvolvimento de uma metodologia de dimensionamento aprimorada.

4.1 Bancada Experimental

A bancada, ilustrada na Figura 23, é composta de uma linha de água, uma linha de óleo, uma linha de mistura e o separador. A linha de água possui dois tanques, de 50 Litros, encadeados que alimentam uma bomba centrífuga de água, a qual bombeia o fluido até o misturador, a vazão é medida através de um tubo de Venturi. A linha da fase oleosa composta por outros dois tanques de 50 Litros, que são responsáveis por fornecer fluido à bomba de engrenagem, a qual eleva o óleo até o misturador. A vazão de óleo é medida através da rotação da bomba, regulada por um inversor de frequência. Antes de adentrar no separador, é promovido o encontro dos dois fluidos, obtendo um escoamento água-óleo.

O produto do misturador é levado até o separador, onde ocorre a separação. Adjacente à saída é realizada a amostragem, que tem como objetivo obter os diâmetros das gotas remanescentes na fase contínua. Ambas as saídas levam os fluidos para seus respectivos tanques, onde os mesmos são reinseridos no sistema, constituindo um sistema fechado.

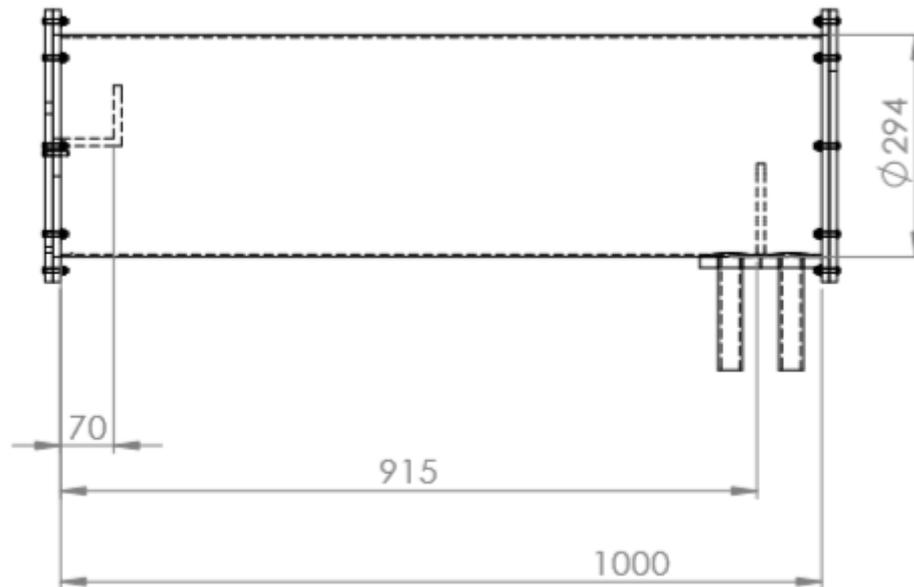
Figura 23 – Esquema hidráulico da bancada experimental.



Fonte: Autoria própria.

O separador horizontal em acrílico, utilizado na bancada e ilustrado na Figura 24. Possui um diâmetro de 287 mm, um comprimento ponta a ponta de 1000 mm, uma chicana posicionada a 915 mm da entrada e uma placa defletora a 100 mm.

Figura 24 – Separador Horizontal.



Fonte: Autoria própria.

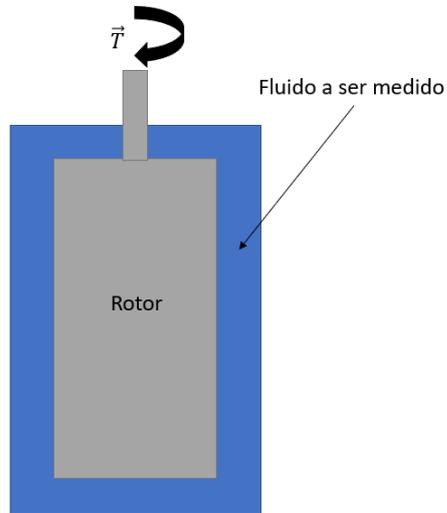
4.2 Seleção do óleo

Como o óleo terá impacto direto sobre os resultados, é necessário escolhê-lo de forma a manter a similaridade com o caso real.

Segundo Stewart e Arnold (2008), a viscosidade do óleo cru é entre 5 a 20 cP. Por isso há a necessidade de medir a viscosidade do óleo. Além disso, para que se verifique a propensão a causar emulsões entre a água e o óleo, é necessário realizar um teste de agitação.

Para medir a viscosidade é utilizado um viscosímetro de Brookfield, Figura 25. Este equipamento mede o torque realizado por um cilindro conhecido em um volume de fluido conhecido, e através desse torque apresenta a viscosidade do fluido.

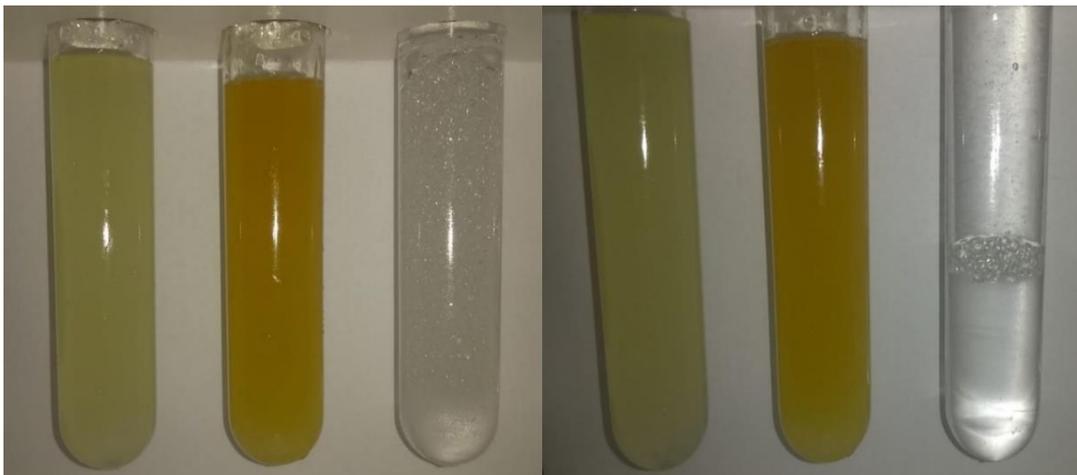
Figura 25 – Viscosímetro Brookfield.



Fonte: Autoria própria.

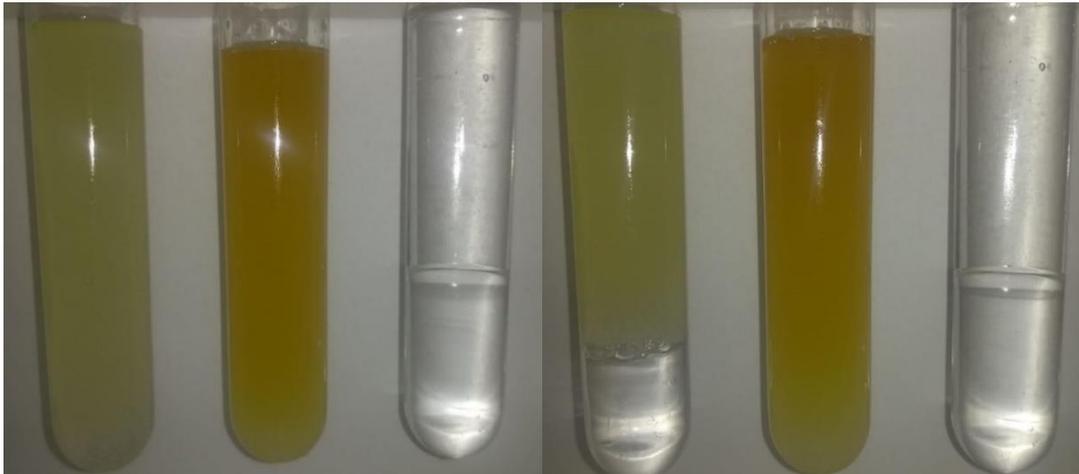
4.2.1 Teste de agitação

Inicialmente foi realizado um teste de agitação com uma amostra de óleo vegetal, uma amostra de óleo mineral automotivo e uma amostra de óleo mineral branco (USP), dispostos respectivamente, da esquerda para a direita, nas Figuras 26, 27, 28 e 29.

Figura 26 – $t = 0$ e $t = 1$ min.

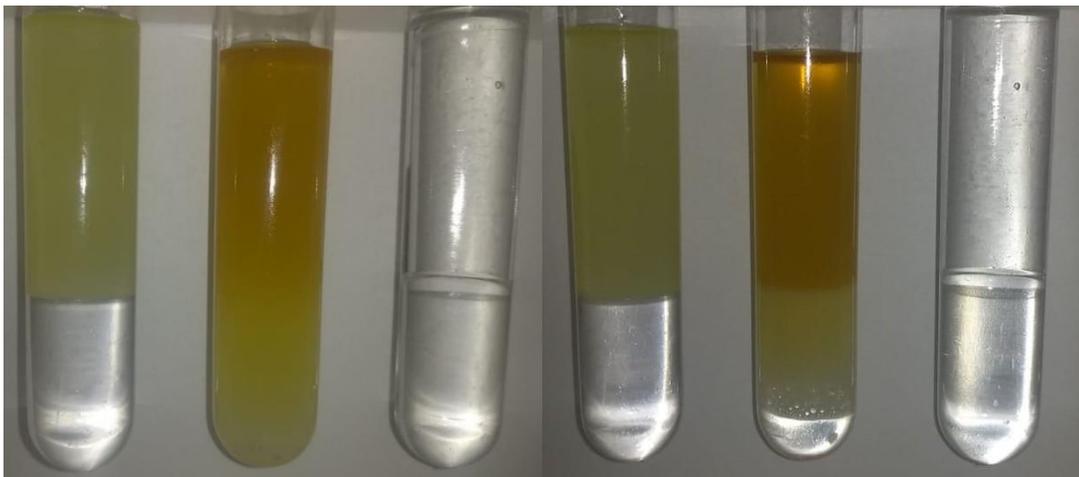
Fonte: Autoria própria.

Figura 27 – $t = 2 \text{ min}$ e $t = 10 \text{ min}$.



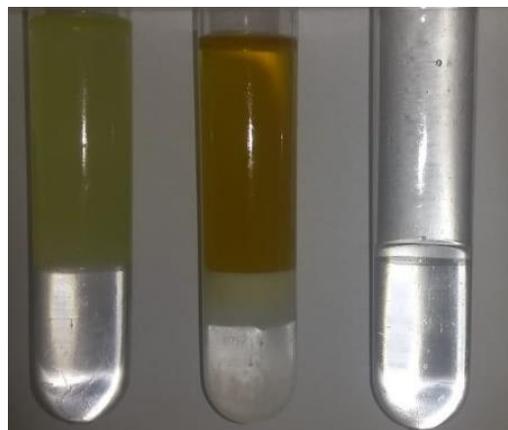
Fonte: Autoria própria.

Figura 28 – $t = 30 \text{ min}$ e $t = 2 \text{ h e } 30 \text{ min}$



Fonte: Autoria própria.

Figura 29 – $t = 21 \text{ h}$



Fonte: Autoria própria.

Como pode ser observado, após 2 minutos da agitação, Figura 27, o óleo mineral branco já está completamente separado da água. O óleo vegetal só se separa da água após, aproximadamente, 30 min, visto na Figura 28, e o óleo mineral automotivo leva horas para se separar e mesmo após separado da água apresenta sinais de degradação.

Por ter sido separado dentro de 2 minutos, o óleo mineral branco é o mais indicado para a realização dos estudos experimentais, segundo este critério. A velocidade da separação deste óleo está ligada a baixa viscosidade apresentada quando comparada com a viscosidade dos outros óleos testados, tornando-se um forte candidato, já que se espera uma viscosidade entre 5 e 20 cP.

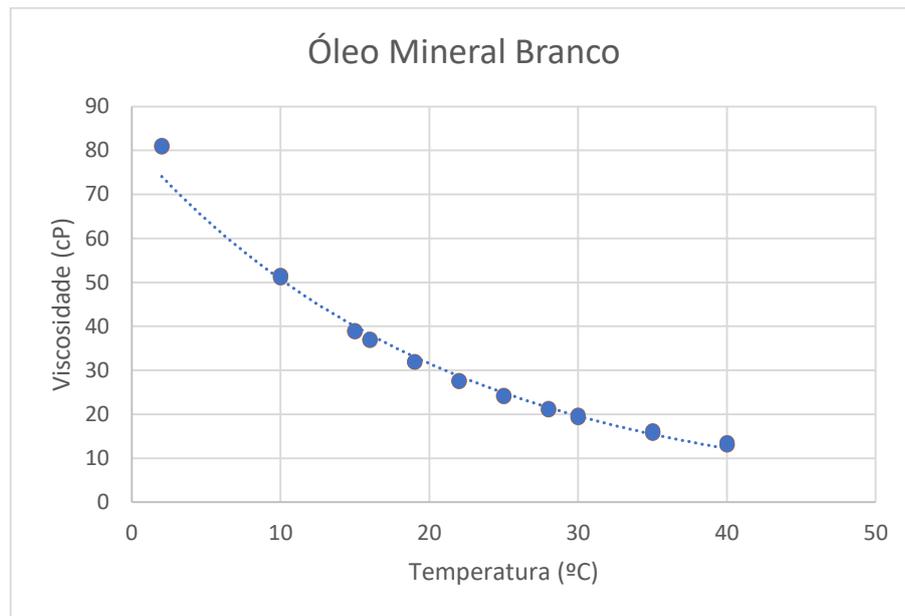
O óleo vegetal apresentou um elevado tempo de segregação e mesmo após algumas horas de ensaio é possível observar gotículas de água retidas na fase oleosa. Esses fatos demonstram que o óleo vegetal apresenta elevadas viscosidades e que não é indicado para os ensaios.

O óleo mais problemático para os fins que se deseja atingir é o óleo mineral automotivo, já que mesmo após 21h de decantação o mesmo apresentou uma terceira fase esbranquiçada que pode ser uma emulsão ou algum tipo de degradação química devida aos aditivos presentes nestes tipos de óleos. Seja qual for o problema apresentado, este tipo de óleo é indesejado para os experimentos, logo, este óleo não será utilizado.

4.2.2 Viscosidade do óleo escolhido

Após escolher o óleo mais provável a ser utilizado foi realizado uma caracterização da viscosidade deste fluido, cujo os resultado está ilustrado na Figura 30. Foram realizadas medições da viscosidade variando a temperatura do fluido entre 2°C e 40°C. Esta grade de testes compreende 33 pontos e obteve-se uma curva com um coeficiente de determinação (R^2) de 0,9922.

Figura 30 – Viscosidade x Temperatura Óleo mineral branco.



Fonte: Autoria própria.

4.3 Aquisição dos parâmetros de interesse

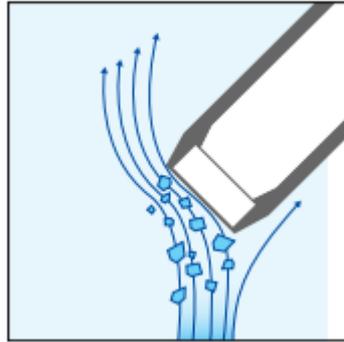
Para que se possa estabelecer uma relação entre o modelo e o experimento é preciso retirar alguns parâmetros dos testes, como vazões, diâmetro de gota e contaminação. Para isso algumas técnicas são recomendadas.

4.3.1 Diâmetro de gota

Para obtenção dos resultados desejados é proposta a utilização do FBRM. Este sensor, apresentado na Figura 31, utiliza um feixe de laser rotacionando a velocidade constante e um receptor. Quando o laser, viajando em uma fase contínua, adentra a fase dispersa uma porção dele é refletida, assim como quando o laser passa da fase dispersa para a contínua. Por esta diferença de tempo entre os feixes refletidos é possível calcular a distância viajada pelo feixe de laser no interior da fase dispersa, obtendo a corda da gota. Este valor não é exatamente o diâmetro, tornando necessário um tempo mínimo de medição para garantir, estatisticamente, que o parâmetro medido é o diâmetro das gotas.

Essa metodologia visa obter uma distribuição estatística do tamanho das partículas da fase dispersa contidas na fase contínua ao final do processo de separação por gravidade.

Figura 31 – FBRM.



Fonte: Mettler-Toledo Auto-Chem (2014).

A ponta da sonda, mostrada na Figura 31, deve ser inserida a 45° do fluxo de líquido, para que as gotas possam passar o mais próximo do sensor e que ao mesmo tempo não fiquem retidas na frente do leitor.

Para verificar a precisão do equipamento, foram realizados quatro baterias de teste com partículas padrão entre 100 e 150 μm , cujo o aparato está mostrado na Figura 32, nesse teste foi utilizado um béquer com água e um agitador rotativo, para homogeneizar a disposição das partículas. 30 segundos foi o tempo de aquisição de cada teste.

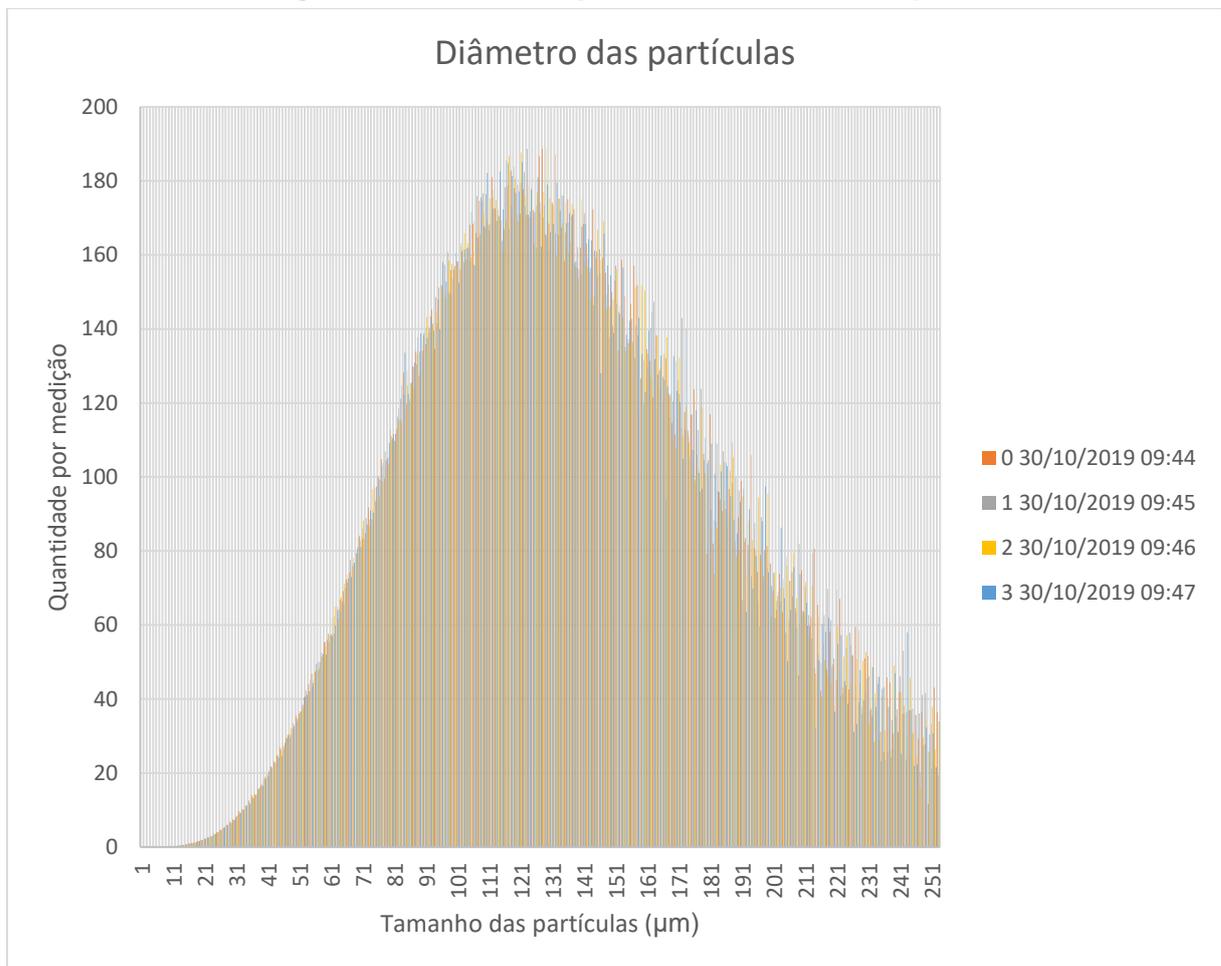
Figura 32 – Teste FBRM.



Fonte: Autoria própria.

Os resultados do ensaio estão dispostos na Figura 33. Como pode ser visto, não há uma precisão na delimitação dos limites (100 e 150). Os resultados menores de 100 deve-se ao fato de que o equipamento não mede diâmetro e sim uma seção transversal. Os valores maiores são mais difíceis de explicar, mas acredita-se que possam ser partículas muito próximas umas das outras, que são interpretadas como uma só. Mesmo com tais limitações, o equipamento encontrou uma média de 141,30 μm e uma moda de 127,50 μm , ambas dentro da faixa que se esperava.

Figura 33 – Ensaio com partículas entre 100 e 150 μm .

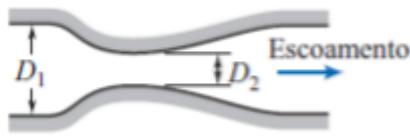


Fonte: Autoria própria.

4.3.2 Vazão de água

A bomba de água é centrífuga, logo a vazão não se comporta linearmente em relação a rotação da bomba. Então, para poder aferir a vazão de água é empregado um tubo de Venturi, Figura 34, e um transdutor de pressão diferencial logo na saída da bomba.

Figura 34 – Tubo de venturi.



Fonte: (FOX et al., 2014)

Obtendo a diferença de pressão entre a seção D_1 e a seção D_2 é possível calcular a vazão através da equação de Bernoulli, já simplificada, descrita por

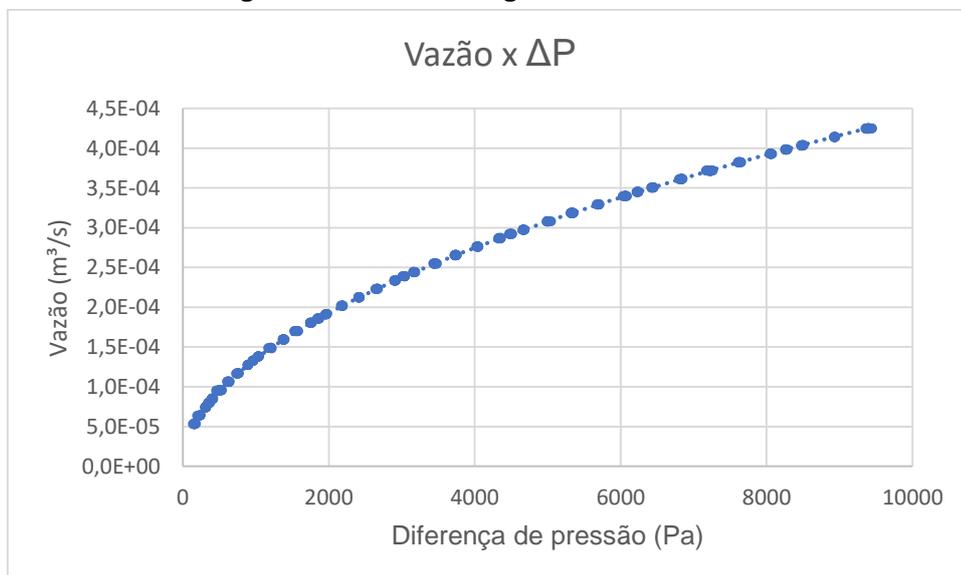
$$Q = D_1 D_2 \sqrt{\frac{1}{2\rho} \frac{\Delta p \pi}{(D_1^2 - D_2^2)}} \quad (52)$$

onde Q é a vazão em m^3/s , ρ a massa específica do líquido em kg/m^3 e Δp a diferença de pressão no transdutor diferencial em Pa.

Como não temos o diâmetro menor (D_2) do Venturi, foi utilizado um medidor de vazão Coriolis, para calibrar a diferença de pressão. Para isso foram realizadas as medidas de 525 pontos experimentais, variando a diferença de pressão no Venturi de 0 a 10000 Pa,

Figura 35. A curva gerada apresenta um coeficiente de determinação de 0,9998, sendo a sua equação descrita por,

$$Q = 4 \cdot 10^{-6} \cdot \Delta p^{0,5124} \quad (53)$$

Figura 35 – Vazão de água x ΔP no Venturi.

Fonte: Autoria própria.

4.3.3 Vazão de óleo

Como a bomba de óleo é volumétrica, a vazão apresenta um comportamento linear em relação a rotação, possibilitando a aferição da vazão apenas pela frequência da bomba, que pode ser controlada entre 0Hz e 60Hz. Para que isso seja possível é necessário realizar uma calibração com um volume controlado e medir o tempo que a bomba leva para completar esse volume, presente na Figura 36.

Figura 36 – Calibração da bomba de óleo.



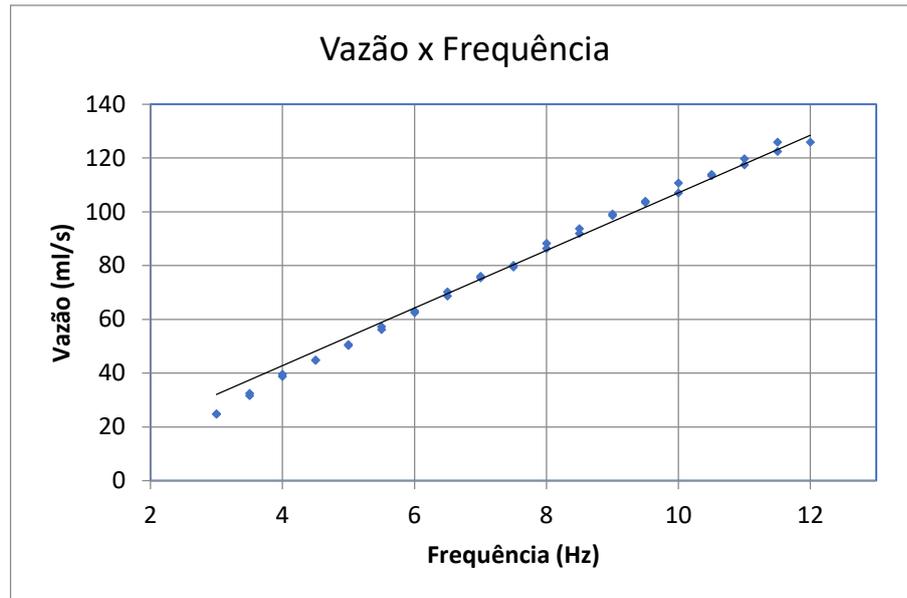
Fonte: Autoria própria.

Foi estabelecido uma grade de testes para realizar a calibração da bomba de óleo com um limite de 12Hz. Para maiores frequências, a leitura é severamente prejudicada devido a força do jato, que provoca uma agitação na interface. Os resultados estão dispostos na Figura 37. A curva gerada apresentou um R^2 de 0,9908 e a seguinte equação:

$$Q = 10,702f, \quad (54)$$

onde f é a frequência em Hertz.

Figura 37 – Vazão da bomba de óleo pela frequência do motor.

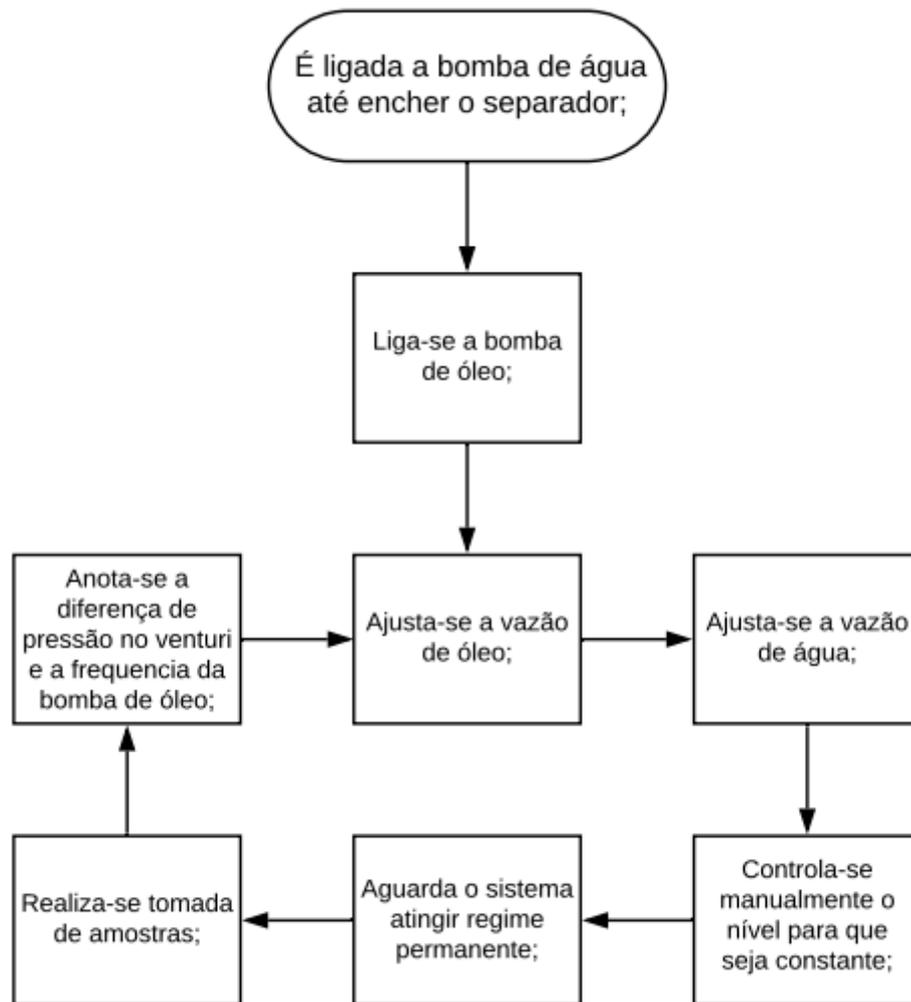


Fonte: Autoria própria.

4.4 Procedimento experimental

Na Figura 38 está descrito a sequência de atividades para obter dados da bancada experimental. Para dar início ao experimento é ligada apenas a bomba de água, até que haja um volume predeterminado de água dentro do separador, quando a água atingir o patamar desejado é ligada a bomba de óleo, na vazão que se deseja medir. Logo em seguida é necessário regular novamente a vazão da bomba de água para o ponto que se deseja medir. A altura de água, então, é ajustada manualmente a fim de manter o volume de água, dentro do separador, constante. Após alguns minutos, quando o sistema atingir regime permanente, são realizadas as aquisições das amostras, da frequência da bomba de óleo e do tubo de Venturi.

Figura 38 – Sequência de atividades para obtenção de resultados.



Fonte: Autoria própria.

4.5 Grade de testes

Para realizar os experimentos é necessário estabelecer uma grade de testes, é esperado que uma faixa de vazões seja estabelecida. A escolha dos limites dessas vazões foi feita com base nas limitações práticas.

Para a vazão de óleo será utilizado o menor valor possível, para que haja a menor contagem de gotas, tendo em vista de que a aglomeração de gotas pode ser prejudicial para a medição do FBRM. Estas vazões, em teoria, não influenciam o resultado da distribuição de gotas na saída de água, por isso, apenas duas serão testadas.

Já a faixa de vazão de água foi feita com base na geração de gotas na entrada. Valores de vazão baixa proporcionam uma distribuição dependente da quebra proporcionada pela válvula na entrada, sendo facilmente ajustada. Valores muito altos apresentam uma turbulência intensa que, mesmo com a válvula completamente aberta, acaba quebrando demais as gotas. Após alguns testes preliminares, definiu-se a vazão máxima de entrada de água em 250 ml/s.

Com base nessas informações temos a seguinte grade de testes Tabela 5.

Tabela 5 – Grade de testes.

Grade de testes		
	Vazão de óleo [ml/s]	Vazão de água [ml/s]
P01	25	50
P02	25	100
P03	25	150
P04	25	200
P05	25	250
P06	50	50
P07	50	100
P08	50	150
P09	50	200
P10	50	250

Fonte: Autoria própria.

Primeiramente será aferida a distribuição na entrada para verificar se as distribuições dos tamanhos das gotas de óleo estão dentro da faixa de operação do separador. Essa distribuição deve conter gotas entre 50 e 200 μm , valores calculados com base nas metodologias previamente citadas.

Após garantir uma distribuição de gotas serão aferidas as distribuições nas saídas para cada ponto. Serão realizadas 3 medidas de um minuto, para cada ponto, para garantir uma distribuição estatisticamente confiável.

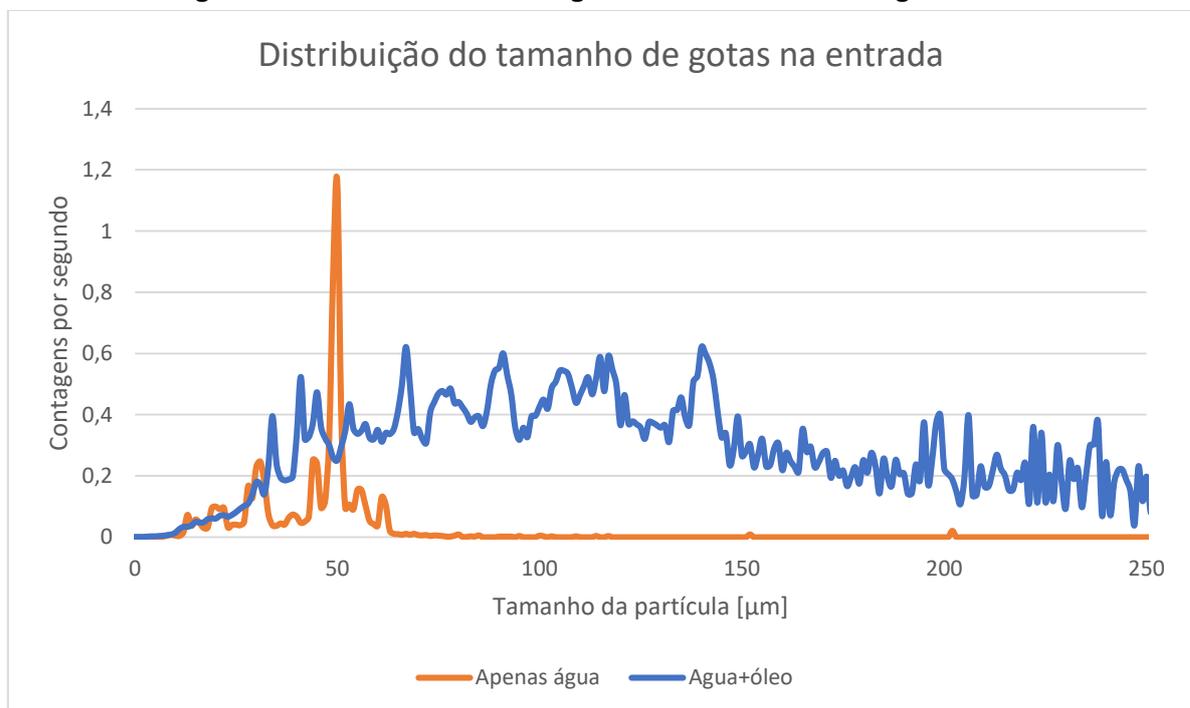
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo serão apresentados os resultados dos experimentos, assim como algumas discussões, visando elucidar e compreender, através de uma análise quantitativa e qualitativa.

5.1 Distribuição de gotas na entrada

Com o FBRM na posição de entrada foi realizada uma leitura contendo apenas água comparada com uma leitura contendo água e óleo, Figura 39. Neste gráfico é possível observar claramente que o sensor é capaz de captar distribuições de gotas de óleo na água. Algo que pode não ficar tão claro é a presença de leituras de partículas na água, que podem ser causadas pela existência de impurezas, assim como há a possibilidade de haver micro bolhas de ar na água, ou até mesmo resquícios de óleo que ficaram aderidos nas paredes dos tubos, já que não há acesso para limpeza.

Figura 39 – Entrada contendo água x entrada contendo água + óleo.

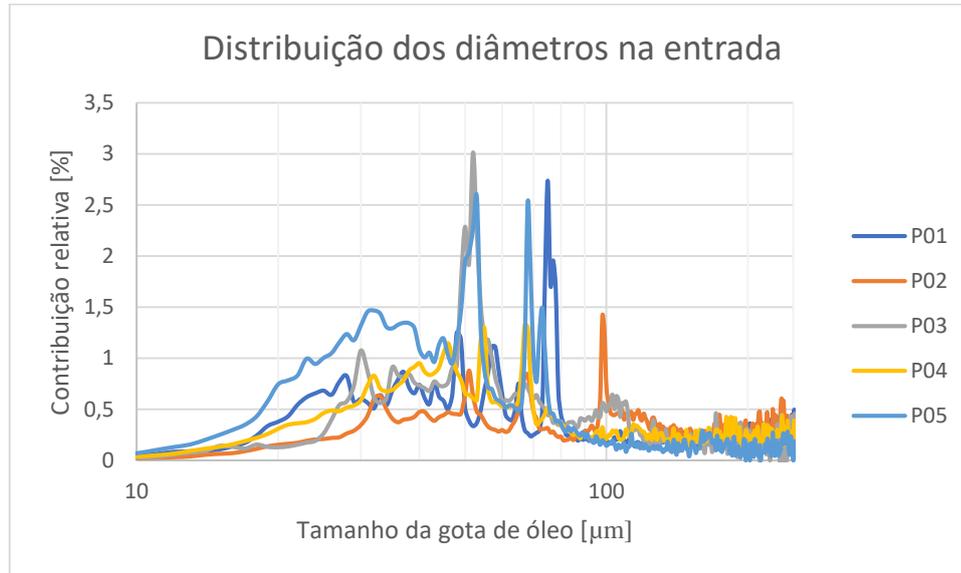


Fonte: Autoria própria.

Apesar da suposta presença de impurezas na água, isto não se torna um problema, visto serem os diâmetros de corte previstos maiores que 60 µm.

Como não há a possibilidade de realizar a medição da entrada e da saída concomitantemente, foi decidido que para cada condição pré-estabelecida na grade de testes é necessária uma medição na entrada, para garantir gotas maiores que 200 μm . Tais resultados estão dispostos na Figura 40 e na Figura 41.

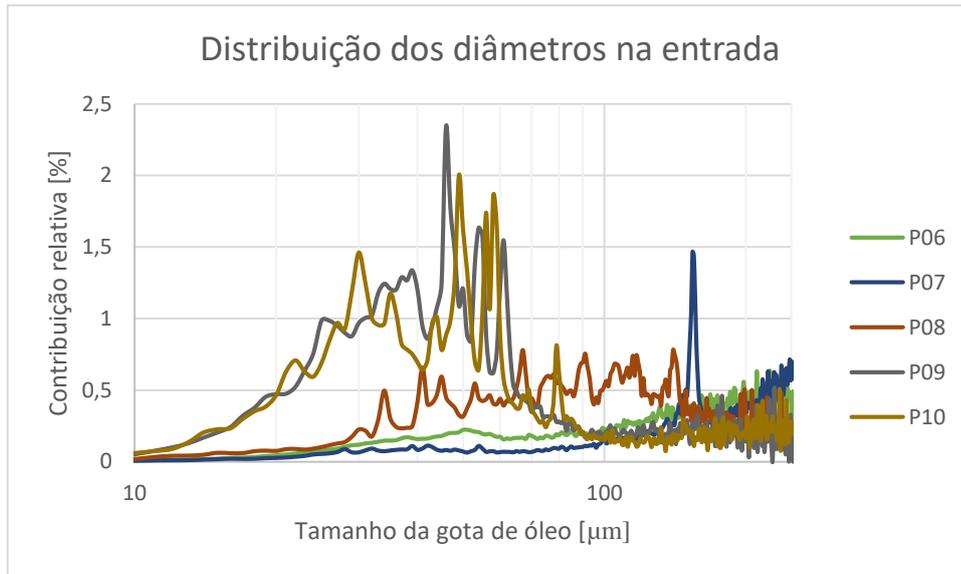
Figura 40 - Distribuição dos diâmetros de entrada dos pontos P01 a P05.



Fonte: Autoria própria.

É possível notar que a distribuição de diâmetros obtidas na entrada satisfaz as necessidades dos experimentos, já que garante a ocorrência de gotas em um diâmetro maior que o separador experimental consegue separar, segundo as teorias previamente apresentadas.

Figura 41 - Distribuição dos diâmetros de entrada dos pontos P06 a P10.



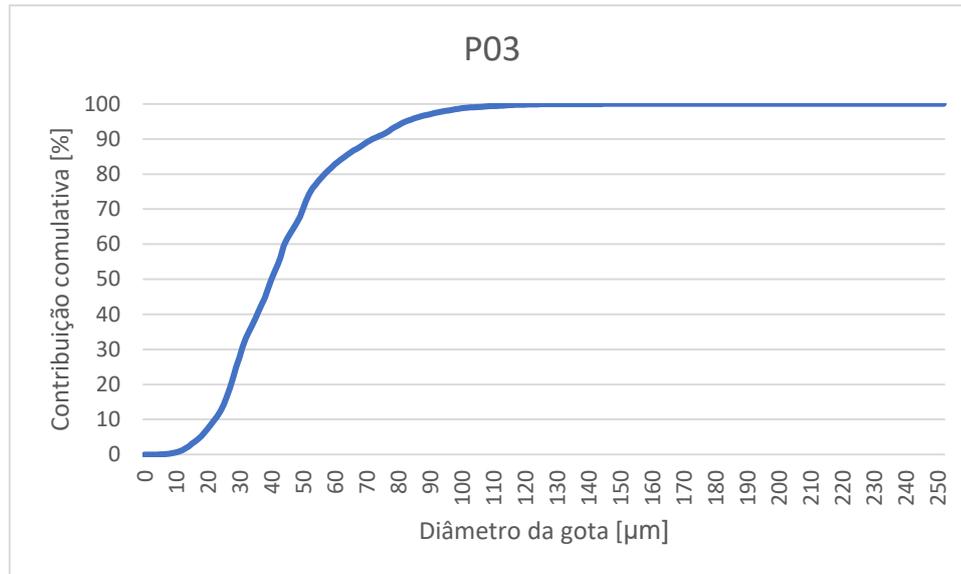
Fonte: Autoria própria.

Todos os pontos apresentados demonstram a presença de gotas maiores que $200\mu\text{m}$, sendo assim, as condições de entrada são satisfatórias, podendo assim dar prosseguimento nas medidas das saídas.

5.2 Distribuição de gotas na saída

De acordo com o apresentado a respeito do FBRM, é necessário estipular qual gota será considerada a maior. Isto porquê a última gota talvez seja alguma aglomeração de gotas menores. Para contornar tal problema foi analisada a CDF (função de distribuição cumulativa), como mostrado na Figura 42.

Figura 42 – Função de distribuição cumulativa do Ponto 03.



Fonte: Autoria própria.

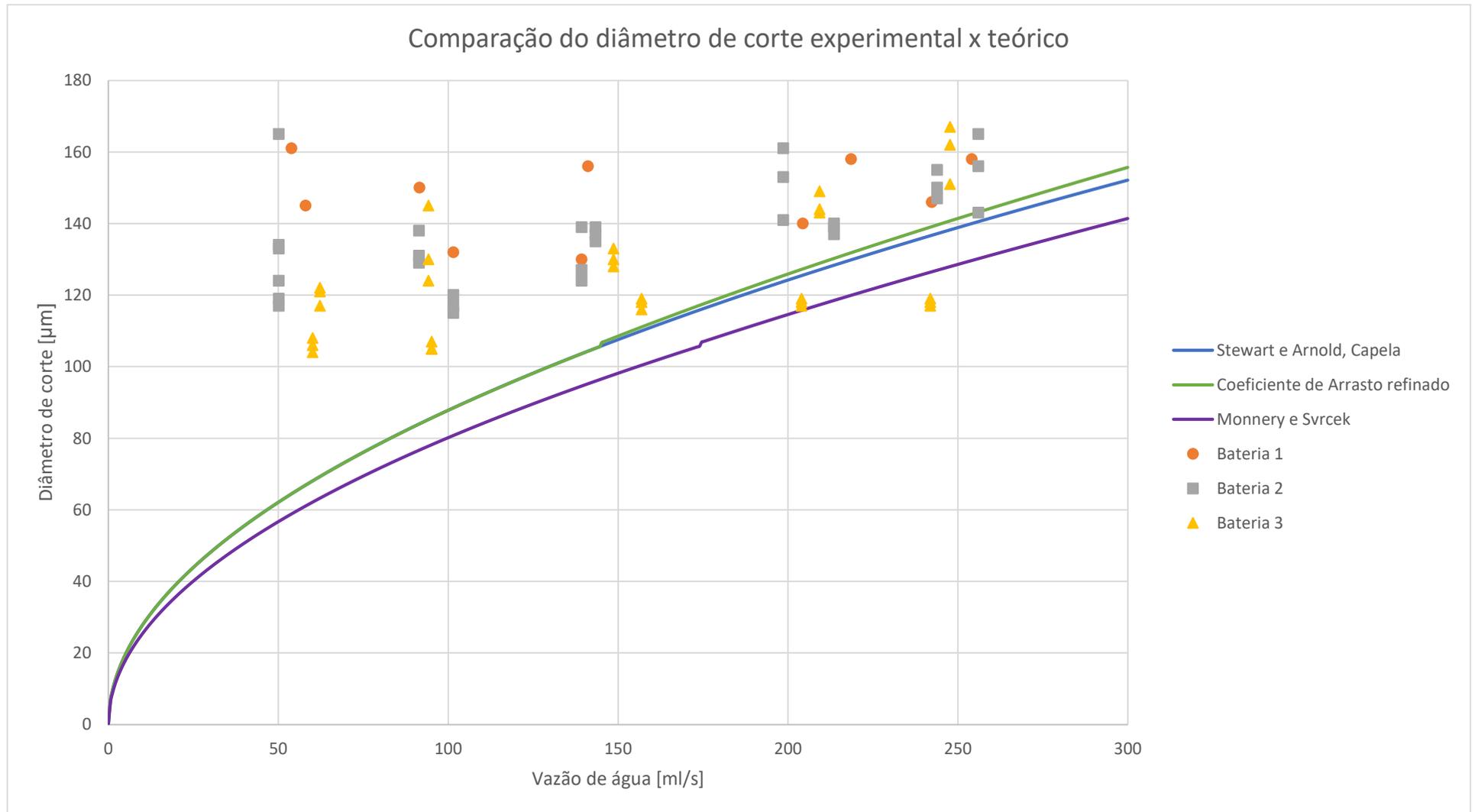
Com base na CDF de cada ponto foi escolhida a gota que representa 99,85% da distribuição. Esse número foi escolhido com base em uma análise da média da PDF (função densidade de probabilidade) mais 3 desvios padrões. Foram analisadas 7 distribuições de cada ponto utilizando este método, obtendo um diâmetro de corte para cada medida experimental.

Para realizar uma comparação foram plotados os gráficos da Figura 43 e da Figura 44, sendo a primeira com base nas baterias e a segunda com base nas vazões de óleo, ambos relacionam o diâmetro de corte estimado para cada metodologia. Sendo a metodologia de Capela (2010) e a de Stewart e Arnold (2008) demonstram ser idênticas no quesito coeficiente de arrasto, ou seja, para as mesmas condições, ambas predizem o mesmo diâmetro de corte. Além das metodologias citadas, foi realizada uma comparação utilizando um coeficiente de arrasto mais refinado, utilizando as equações de 8 a 13. A metodologia proposta por Monnery e Svrcek (1994) não possibilita esse tipo de comparação, já que o coeficiente de arrasto proposto está ligado a um diâmetro fixo, para que se tenha uma aproximação da metodologia proposta, será utilizado o coeficiente de arrasto refinado para um comprimento efetivo igual ao comprimento máximo disponível, no caso 915 mm.

Essas curvas teóricas foram geradas com base nos seguintes parâmetros, que coincidem com as condições experimentais:

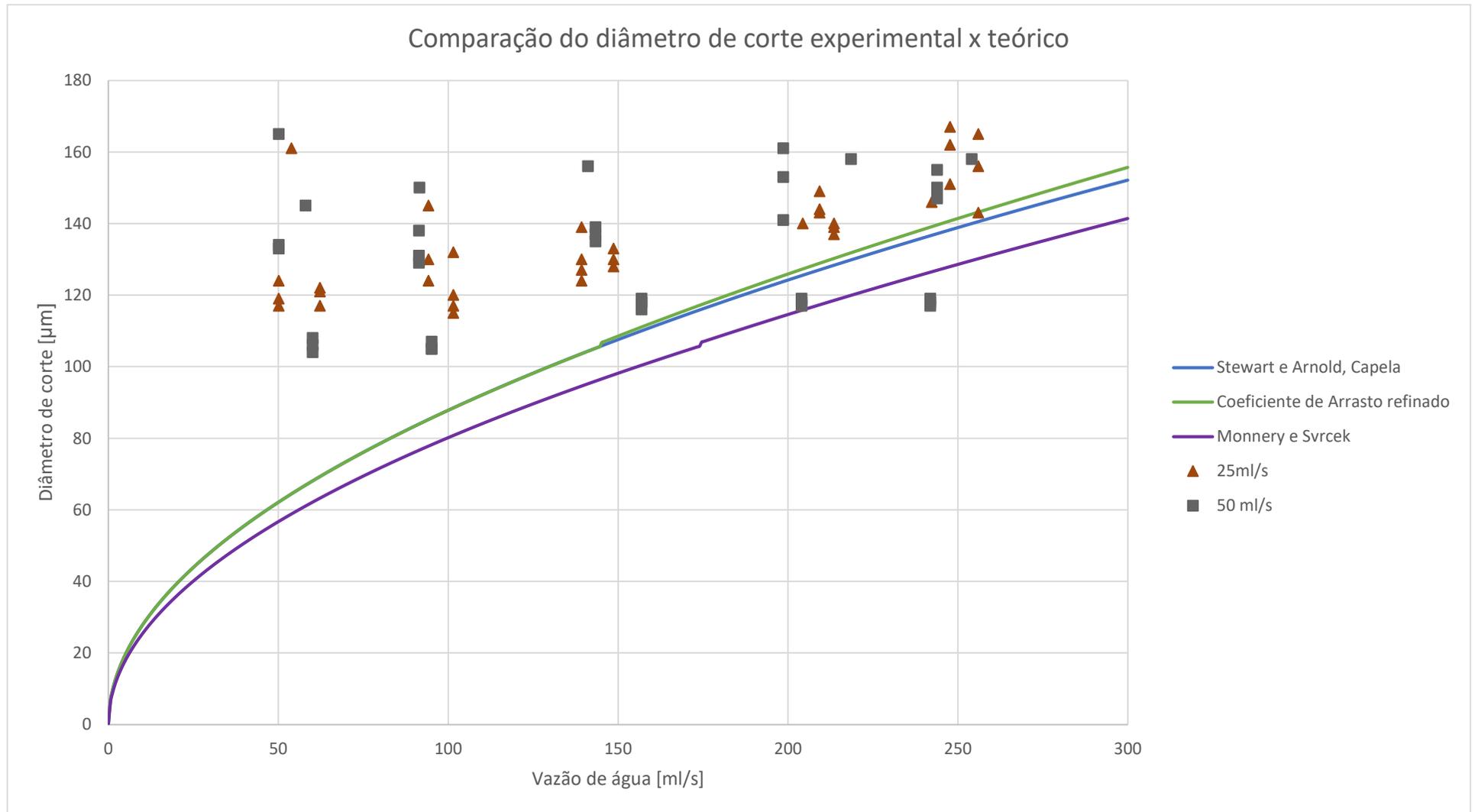
- Diâmetro do separador: 287 mm
- Comprimento Efetivo: 750 mm (75% do comprimento ponta a ponta)
- Altura da camada de água: 100 mm
- Altura da camada de óleo: 43,5 mm
- Massa específica do óleo: 840 kg/m³ (Fornecido pelo fabricante)
- Massa específica da água: 995,57 kg/m³ (Dado pelo Coriolis ao calibrar o Venturi)
- Viscosidade do Óleo: 0,027 Pa.s

Figura 43 - Diâmetro de corte experimental x teórico com base nas baterias.



Fonte: Autoria própria.

Figura 44 - Diâmetro de corte experimental x teórico com base nas vazões de óleo.



Fonte: Autoria própria.

Nestes gráficos é possível observar que abaixo de 150 ml/s os pontos experimentais não acompanham nenhuma das retas teóricas, apresentando indícios de que há um possível diâmetro crítico de corte, sendo este, em torno de 100 a 120 μm . Acima 150 ml/s há uma tendência sutil de acompanhar a curva teórica, sendo a última velocidade testada a que mais coincidiu com os pontos teóricos.

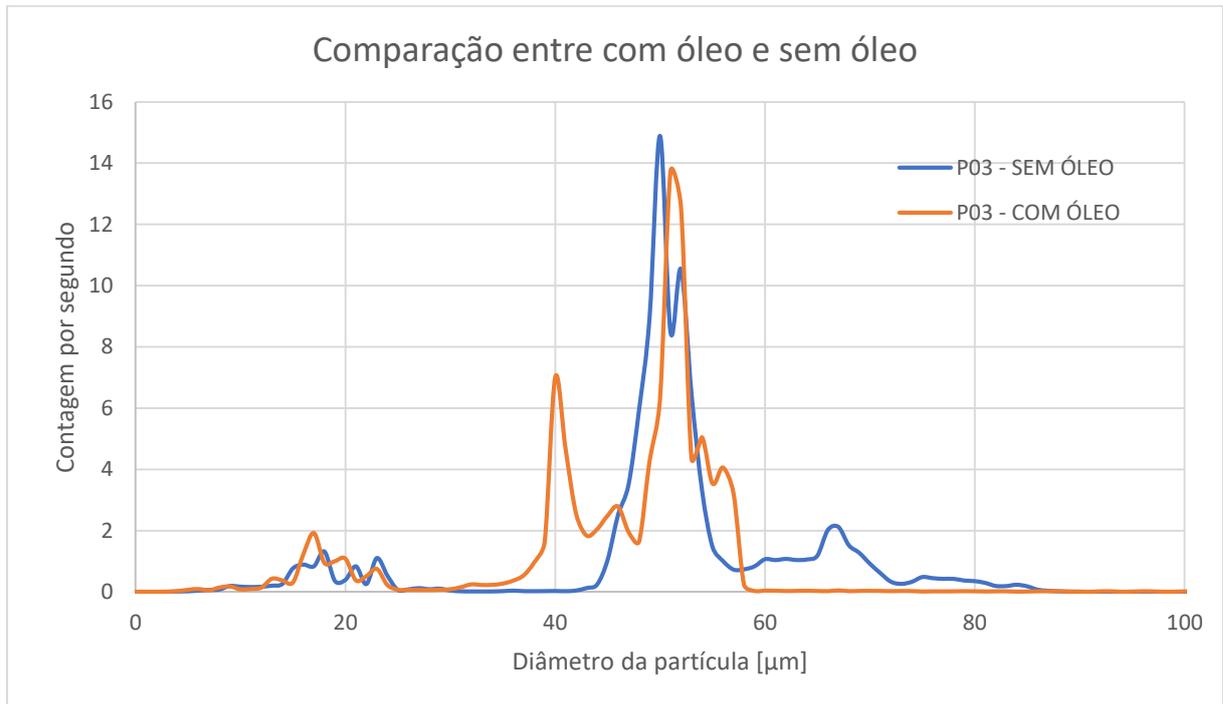
Para vazões maiores que 150 ml/s a curva que melhor representa o comportamento é a proposta por Stewart e Arnold (2004) e Capela (2010) com o coeficiente de arrasto ajustado. Os pontos experimentais ficaram relativamente distantes da curva proposta por Monnery e Svrcek (1994). Essa diferença é proveniente do fato de que a separação gravitacional ocorre em apenas um trecho do separador, por isso a aproximação de 75% do comprimento é a que mais se aproxima do real.

Os pontos que apresentaram uma discordância para vazões de 200 e 250 ml/s, coincidentemente são os que apresentam uma maior vazão. Isto pode indicar que houve uma quebra intensa das partículas, não gerando partículas maiores que 120 μm .

Também é possível notar que a vazão de óleo não influencia o diâmetro de corte de óleo na água. Tendo em vista que, segundo a teoria, apenas a vazão de água é determinante no fenômeno.

A fim de investigar a ocorrência dessa dispersão para vazões baixas, foi realizado um teste com a bancada em circuito aberto. Verificou-se a saída de água, durante 5 minutos, introduzindo apenas água limpa. Essa distribuição foi comparada a introdução de água e óleo, nas mesmas condições. Obtiveram-se os resultados dispostos na Figura 45, onde é possível observar um possível ruído do FBRM ou uma impureza presente na água, tendo em vista que partículas maiores foram medidas na água pura quando em comparação com a água com óleo.

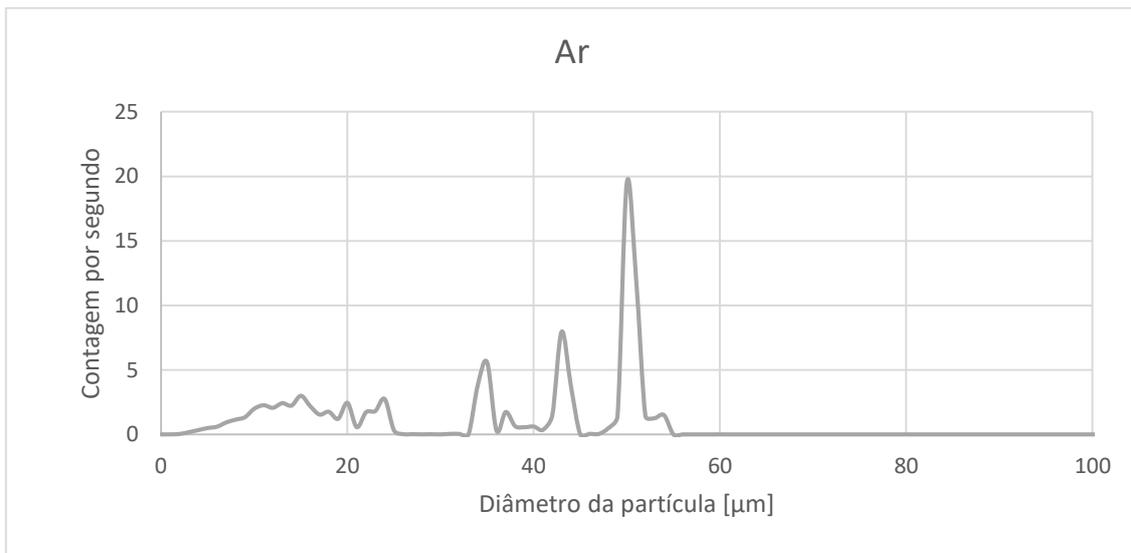
Figura 45 - Comparação com óleo e sem óleo.



Fonte: Autoria própria.

Como não é possível afirmar que o sensor possui de fato um ruído, mais um teste foi conduzido. O sensor foi higienizado e foi aferido a distribuição de partículas no ar atmosférico sem escoamento, sendo os resultados dispostos na Figura 46. Comparando estes resultados com os resultados da Figura 45 é possível afirmar que o sensor FBRM apresenta algum tipo leitura aleatória para diâmetros muito pequenos, abaixo de $100 \mu\text{m}$, já que alguns picos de leitura coincidem independentemente do ambiente em que o sensor está inserido.

Figura 46 - Medição do ar atmosférico



Fonte: Autoria própria.

5.3 Análise qualitativa dos experimentos

Apesar dos resultados experimentais para baixas vazões não apresentarem concordância com os resultados esperados de acordo com a teoria é possível ponderar a respeito do porquê dessa diferença.

Durante os experimentos foi observado uma zona de recirculação muito intensa na entrada, esboçada na Figura 47. Essa zona pode ter sido responsável pela quebra de algumas gotas.

Figura 47 – Esboço da zona de recirculação observada.



Fonte: Autoria própria.

Outro fator que pode ter ocasionado essa diferença é o mecanismo de quebra de gotas, que neste caso é uma válvula esfera parcialmente fechada, apresentada na Figura 48. Após a quebra realizada pela válvula há uma expansão na câmara do FBRM, logo em seguida há uma contração e ainda um choque contra a placa defletora no interior do separador.

Figura 48 – Entrada do separador.



Fonte: Autoria própria.

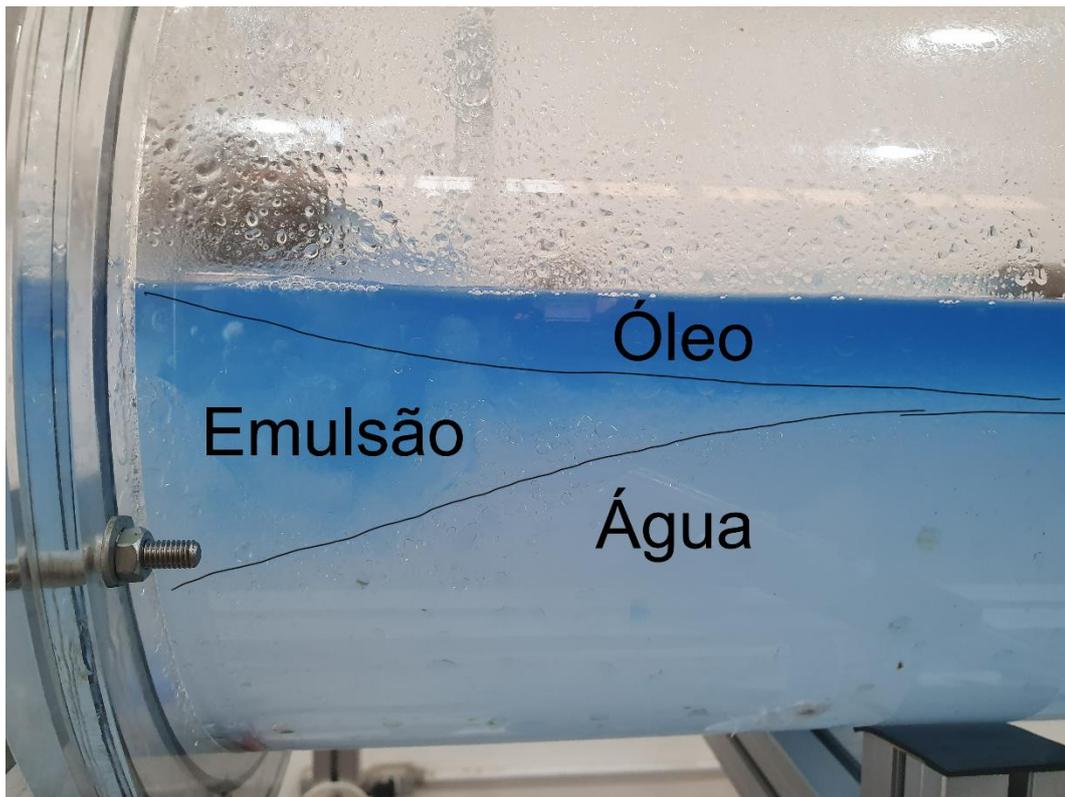
Há uma grande discrepância para vazões de água maiores, onde a quebra é potencializada. Ou seja, a quebra pode ter sido tão significativa que não houve a presença de gotas que seriam separadas teoricamente pelo separador. Esses fatos podem ter sido responsáveis pela discordância de alguns pontos da bateria 3, que obtiveram um diâmetro de corte bem menor que os outros para uma mesma vazão.

Um fenômeno que foi observado, mas que não pôde ser capturado por meio de imagens foi a trajetória aleatória descrita por uma parcela das gotas de óleo na água. Notou-se que uma parte das partículas descreviam um movimento próximo de circular, como se elas estivessem presas no vórtice causado pela passagem de bolhas ou gotas

maiores. Esse comportamento pode ser uma das explicações do porquê há um diâmetro de corte limite

Visualmente é possível notar que em uma parte do separador, algo em torno de 20% do comprimento, há uma forte presença de emulsão que diminui gradativamente ao longo do separador, como visto no esboço da Figura 49. Essa presença de emulsão talvez esteja ligada a recomendação do comprimento efetivo de separação.

Figura 49 – Interface óleo-água na entrada do separador.



Fonte: Autoria própria.

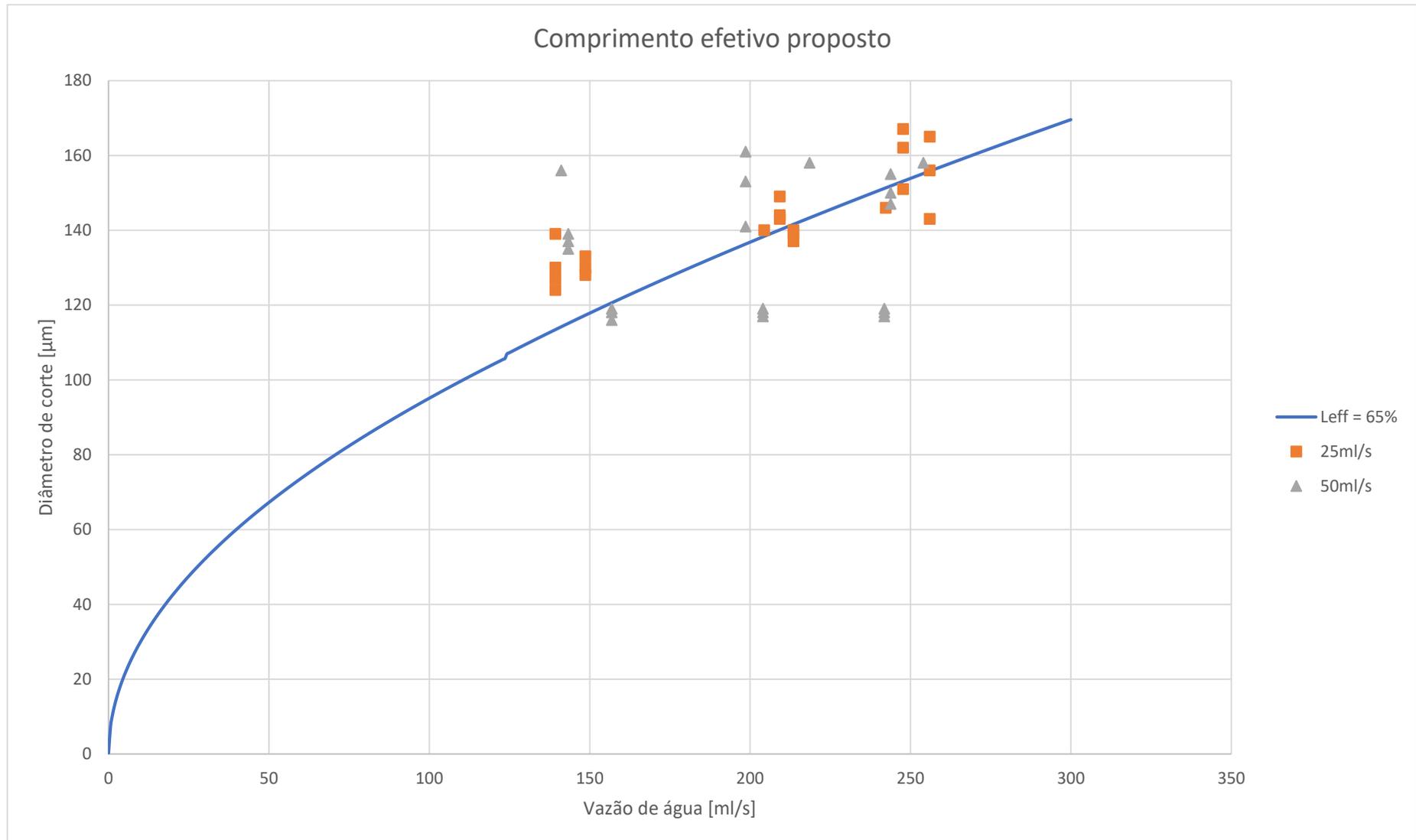
Na saída do separador, onde ocorre o escoamento para o tanque, existe uma captura de gotas devido a sucção, se a força de arrasto devido a sucção for maior que o empuxo da gota, então esta gota é arrastada para a saída. Quanto maior a vazão escoando para os tanques, mais preponderante este efeito se torna. Esse fenômeno também explica por que o comprimento efetivo não é 100% do comprimento disponível.

5.4 Proposta de melhoria

Com o intuito de aprimorar o dimensionamento de separadores foram realizados alguns cálculos para verificar qual comprimento efetivo é o que melhor descreve o comportamento acima de 150 ml/s, já que abaixo desta vazão o sensor não foi capaz de apresentar um resultado conclusivo.

O comprimento efetivo foi variado entre 55% a 75%, em intervalos de 5% e escolhida a curva que melhor representa os dados obtidos para vazões maiores que 150 ml/s. Encontrou-se um comprimento efetivo de aproximadamente 65%, plotado na Figura 50. Essa recomendação é válida apenas para separadores pequenos, já que não é possível verificar os resultados com separadores reais. Além disso, a grade de testes foi insuficiente e a dispersão dos resultados foi relativamente alta para poder propor uma relação definitiva para o comprimento efetivo.

Figura 50 - Comprimento efetivo proposto.



Fonte: Autoria própria.

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6.1 Conclusões

De acordo com os resultados apresentados, foi possível observar, assim como Hafskjold et al. (1994) e López-Vazquez e Fall (2004), que existe um limite de separação gravitacional. Esse limite é caracterizado por um tempo de residência ótimo em ambos os trabalhos, o diâmetro da gota crítica talvez não tenha sido considerado pelos autores devido a limitações tecnológicas. No presente trabalho é apresentado uma possível relação com o diâmetro das gotas, onde é observado um diâmetro de corte máximo de 100 a 120 μm de óleo na água, que pode ter sido causado pela leitura equivocada do equipamento.

As metodologias de dimensionamento apresentadas por Stewart e Arnold (2008) e Capela (2010) apresentam boa concordância para os resultados entre 150 ml/s e 250 ml/s, ambas as metodologias propõem um comprimento efetivo razoável, de 75%, para a faixa que são utilizados, próximos de 150 μm de diâmetro de corte. Como a metodologia proposta por Monnery e Svrcek (1994) considera um comprimento efetivo de 100% do comprimento disponível, ela acaba subdimensionando o separador, ou seja, ela espera gotas menores que as reais na saída.

Foi possível notar que a vazão de óleo não influencia a separação de gotas de óleo da água. Este fato da sustentação às teorias de dimensionamento apresentadas neste trabalho.

Devido às limitações experimentais, como o mecanismo de geração de gotas e a turbulência na entrada, a grade de testes foi insuficiente para poder propor uma relação definitiva para o comprimento efetivo, sendo possível dizer apenas que o comprimento efetivo, de 65%, encontrado é uma aproximação razoável para separadores horizontais gravitacionais de pequeno porte, onde os efeitos causados por recirculações, paredes e turbulências são mais significativos.

Um fator que até então não tinha sido abordado por outros autores é o limite prático de separação em relação a menor partícula que pode ser separada em um separador gravitacional horizontal, sendo esse dado de elevada importância para trabalhos futuros.

Apesar das metodologias desconsiderarem grande parte dos fenômenos envolvidos, a tendência apresentada por elas é próxima da realidade, sendo muito úteis no quesito dimensionamento e previsão do diâmetro de corte, nas condições em que são utilizadas. A avaliação dessas metodologias foi inconclusiva para velocidades muito baixas.

6.2 Sugestões para trabalhos futuros

A primeira recomendação é a utilização de uma grade de testes mais abrangente, que possibilite os testes para vazões maiores, possibilitando encontrar uma relação para o comprimento efetivo em função da vazão de água.

Também é recomendado a utilização de uma tubulação maior de entrada para diminuir a turbulência e conseqüentemente diminuir a quebra de gotas que se chocam com a placa defletora na entrada do separador.

Outra análise interessante seria a utilização de outro separador para verificar a existência de um diâmetro de corte máximo e se este varia de acordo com as dimensões do separador analisado.

Para trabalhos futuros também seria necessária uma aquisição das vazões de entrada mais refinada, já que o Venturi não considera a diferença de massa específica do líquido devido a contaminação de óleo na água. Além disso, a avaliação da vazão de óleo, apesar de não influenciar os resultados, também necessita de maior precisão.

Para o controle do nível, que é de extrema importância para prever os diâmetros de corte, seria necessário um controle automatizado, já que esse controle, atualmente, é realizado através da operação manual de válvulas

REFERÊNCIAS

ABDULKADIR, M.; HERNANDEZ-PEREZ, V. The Effect of Mixture Velocity and Droplet Diameter on Oil-water Separator using Computational Fluid Dynamics (CFD). **International Journal of Chemical, Molecular, Nuclear, Materials and Metallurgical Engineering**, v. 4, 2010.

BOUKADI, F. et al. Appropriate Separator Sizing: A Modified Stewart and Arnold Method. **Modelling and Simulation in Engineering**, Lafayette, v. 2012, Outubro 2012.

CAPELA, C. A. **SEPARAÇÃO ÓLEO-ÁGUA**. Rio de Janeiro: 2010, Nota de Aula.

CLIFT, R.; GRACE, J. R.; WEBER, M. E. **Bubbles, Drops and Particles**. New York: Academic Press, 1978.

CONAMA. Resolução Nº 393/2007, de 08 Agosto 2007. Disponível em: <<http://www2.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=541>>. Acesso em: 16 Maio 2019.

CONSTANT-MACHADO, H. et al. Flow modeling of a battery of industrial crude oil/gas separators using In tracer experiments. **Chemical Engineering and Processing**, Caracas, v. 44, p. 760-765, 2005.

FOX, R. W. et al. **Introdução à Mecânica dos Fluidos**. 8ª. ed. [S.l.]: LTC, 2014.

GHAFFARKHAH, A. et al. Application of CFD for designing conventional three phase oilfield separator. **Egyptian Journal of Petroleum**, Teerã, n. 26, p. 413-420, 2017.

HAFSKJOLD, B. et al. DROP-DROP COALESCENCE IN OIL/WATER SEPARATION. **Society of Petroleum Engineers**, Conoco, Setembro 1994. 25-28.

HANSEN, E. W. M. et al. Fluid Flow Modelling of Gravity Separators, 1991.

KIM, T.-I.; PARK, H.; HAN, M. Design parameter estimations for adjustable bubble size in bubble generating system. **Water Science & Technology**, Seoul, 23 Agosto 2018. 1-6.

LÓPEZ-VAZQUEZ, C. M.; FALL, C. IMPROVEMENT OF A GRAVITY OIL SEPARATOR USING A DESIGNED EXPERIMENT. **Water Air and Soil Pollution**, Cidade do México, v. 157, n. 1, p. 33-52, Setembro 2004.

MANNING, F. S.; THOMPSON, R. E. **OILFIELD PROCESSING VOLUME TWO: CRUDE OIL**. Oklahoma: PennWell Books, v. 2, 1995.

MONNERY, W. D.; SVRCEK, W. Y. Successfully Specify Three-Phase Separators. **Chemical Engineering Progress**, Setembro 1994. 29-40.

MONNERY, W.; SVRCEK, W. Design Two-Phase Separators Within the Right Limits. **Chemical Engineering Progress**, Calgary, Outubro 1993. 53-60.

MORSI, S.; ALEXANDER, A. An investigation of particle trajectories in twophase flow systems. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 55, n. 2, p. 193-208, Setembro 1972.

PANDALANENI, K.; AMAMCHARLA, J. K. Focused beam reflectance measurement as a tool for in situ monitoring of the lactose crystallization process. **Journal of Dairy Science**, Manhattan, Abril 2016.

SHOHAM, O. **MECHANISTIC MODELING OF GAS-LIQUID TWO - PHASE FLOW IN PIPES**. Oklahoma: The Society of Petroleum Engineers, 2005.

SIMMONS, M. J. H. et al. RESIDENCE TIME DISTRIBUTIONS AND FLOW BEHAVIOUR WITHIN PRIMARY CRUDE OIL-WATER SEPARATORS TREATING WELL-HEAD FLUIDS. **Chemical Engineering Research and Design**, Birmingham, v. 82, p. 1383-1390, Outubro 2004.

SIMMONS, M. J. H.; WILSON, J. A.; AZZOPARDI, B. J. INTERPRETATION OF THE FLOW CHARACTERISTICS OF A PRIMARY OIL-WATER SEPARATOR FROM THE RESIDENCE TIME DISTRIBUTION. **Trans IChemE**, Birmingham, v. 80, p. 471-482, Julho 2002.

STEWART, M.; ARNOLD, K. **Gas-Liquid and Liquid-Liquid Separators**. Oxford: Elsevier , 2008.

THOMAS, J. E. **FUNDAMENTOS DE ENGENHARIA DE PETRÓLEO**. Rio de Janeiro: Interciencia, 2001.

WILKINSON, D. et al. Baffle plate configurations to enhance separation in horizontal primary separators. **Chemical Engineering Journal**, Edinburgh, v. 77, p. 221-226, Outubro 2000.