FLÁVIA DAYLANE TAVARES DE LUNA

Estudo de sedimentador contínuo usando fluidodinâmica computacional

**São Paulo
2018**

FLÁVIA DAYLANE TAVARES DE LUNA

Estudo de sedimentador contínuo usando fluidodinâmica computacional

Tese apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo como requisito para obtenção do título de Doutor em Ciências.

São Paulo

2018

FLÁVIA DAYLANE TAVARES DE LUNA

Estudo de sedimentador contínuo usando fluidodinâmica computacional

Tese apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo como requisito para obtenção do título de Doutor em Ciências.

Área de Concentração: Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Ardson dos Santos Vianna Júnior

**São Paulo
2018**

Este exemplar foi revisado e corrigido em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, _____ de _____ de _____

Assinatura do autor: _____

Assinatura do orientador: _____

Catálogo-na-publicação

Luna, Flávia Daylane Tavares

Estudo de sedimentador contínuo usando fluidodinâmica computacional /
F. D. T. Luna -- versão corr. -- São Paulo, 2018.
183 p.

Tese (Doutorado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.
Departamento de Engenharia Química.

1.CFD 2.Escoamento Multifásico 3.Sedimentação 4.Turbulência 5.PIV
I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de
Engenharia Química II.t.

Dedico este trabalho a meus pais, João Bosco de Luna e Tereza Norma Tavares de Luna, pelo amor e apoio durante a realização deste sonho. Foram, são e sempre serão a motivação para seguir enfrentando os desafios da vida.

AGRADECIMENTOS

A Deus

À Família

Tereza Norma Tavares

João Bosco de Luna

Bruno Raniely Gonçalves

Fernanda Darliane Tavares

João Lucas Tavares

Willyanne Victhória Figueiredo

Diego Tavares Júnior

Ao meu Orientador

Ardson dos Santos Vianna Júnior

Aos Amigos

Andhros Guimarães Silva

Fábio Coffani

José Carlos Peres

Thais Keiko

Ana Maria Mosquera

Aos Professores

Roberto Guardani

José Luís de Paiva

Deovaldo de Moraes Júnior

Ovandir Bazan

Newton Kiyoshi Fukumasu

Jurandir Itizo Yanagihara

João Jorge Ribeiro Damasceno

Aos Servidores

Valter Gonçalves Júnior

Alexandre Oliveira

Maria Elisete Alves Monteiro

Maria das Graças Alves de Sousa

Ao Departamento de Engenharia Química da USP

Ao Departamento de Engenharia Mecânica da USP

Ao Laboratório de Engenharia Química UNISANTA

À ESSS- Engineering Simulation and Scientific Software

A CNPq- Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico

Ao IFSP- Instituto Federal de São Paulo

“Seja você quem for, seja qual for a posição social que você tenha na vida, a mais alta ou a mais baixa, tenha sempre como meta muita força, muita determinação e sempre faça tudo com muito amor e com muita fé em Deus, que um dia você chega lá. De alguma maneira você chega lá”.

Ayrton Senna

RESUMO

Em virtude da sua facilidade de operação e elevada eficiência, sedimentadores são bastante utilizados pelas indústrias na separação de componentes com diferentes densidades. Porém o desempenho do tanque sedimentador depende do campo de fluxo dentro do equipamento que, por sua vez, é influenciado pelas características dos sólidos em suspensão, da geometria e dimensões do tanque separador. As características hidrodinâmicas em um sedimentador circular vertical foram investigadas no presente trabalho, tanto por abordagens experimentais como numéricas. As experiências foram realizadas por velocimetria de imagem de partículas em um protótipo de sedimentador, construído em acrílico cristal transparente. As simulações foram realizadas, utilizando o pacote ANSYS CFX na versão 16.0, considerando escoamento 3D, turbulento, isotérmico e em regime permanente. O modelo em fluidodinâmica computacional foi criado em forma progressiva. Inicialmente, foram testados modelos para o sistema monofásico (água) e verificados através da comparação aos dados experimentais. Seis modelos de turbulência do tipo RANS foram analisados: κ -*epsilon*, *Renormalization Group* (RNG) κ -*epsilon*, κ -*omega*, *Shear Stress Transport* (SST) e os de tensão de Reynolds (BSL RSM e SSG RSM). Para o estudo bifásico, empregou-se o modelo multifásico Euler-Euler, juntamente com o modelo de partícula e o de *Gidaspow*. Nesta situação, diversas configurações de condições de contorno e modificações no projeto do tanque original foram analisadas por meio de campo vetorial, linhas de fluxo, planos de concentração volumétrica e de energia cinética turbulenta. Os resultados mostraram que o modelo de turbulência BSL RSM foi o mais adequado para descrever o escoamento no sedimentador contínuo, sendo capaz de prever as recirculações e as variações de velocidade ao longo do equipamento. As zonas de recirculações (posição e intensidade) mostraram-se influenciadas pelas condições de contorno e forma geométrica do tanque de separação. Foi verificado que o aumento do diâmetro do tanque sedimentador (em 40,0%) provocou um favorecimento na separação água e sólido, elevando a eficiência em 17,3%, enquanto o aumento da altura (em 40,0%) do tanque reduziu a eficiência de separação em 27,5% em comparação ao projeto original.

Palavras-Chave: CFD. Escoamento Multifásico. Sedimentação. Turbulência. PIV.

ABSTRACT

Due to their operation facility and high efficiency, settlers are widely used by industries for separating components of different densities. The performance of sedimentation, however, depends on the flow field inside the equipment, which in turn is influenced by the characteristics of the solids in suspension and by the geometry and size of the separation tank. The hydrodynamic characteristics of a vertical circular settler were investigated in the present work by means of both experimental and numeric approaches. The experimental analyses were carried out by particle image velocimetry in a settler prototype built in transparent crystal acrylic. The simulations were carried out using the software ANSYS CFX version 16.0, considering a 3-D, turbulent, isothermal and steady-state flow. The computational fluid dynamics model was used in the progressive approach. The models were initially tested for the one-phase process (water) and checked against the experimental data. Six RANS turbulence models were analyzed: κ -epsilon, Renormalization Group (RNG) κ -epsilon, κ -omega, Shear Stress Transport (SST) and Reynolds Stress models (BSL RSM and SSG RSM). For the two-phase flow, the Euler-Euler multiphase model was used together with the particle model and the Gidaspow model. In this context, several configurations of boundary conditions and modifications in the original tank design were analyzed using vector field, flow lines, volumetric concentration and turbulent kinetic energy. The results showed that the BSL RSM turbulence model was more appropriate to explain the flow in the continuous settler, being able to predict the recirculations and velocity variations along the equipment. The recirculation zones (position and magnitude) were influenced by the boundary conditions and by the geometric shape of the separation tank. It was found that an increase in the diameter of the settler tank (in 40.0%) favored the water and solid separation, increasing its efficiency by 17.3%, while an increase in the height of the tank (in 40.0%) reduced the efficiency of separation by 27.5% when compared to the original design.

Keywords: CFD. Multiphase Flow. Sedimentation. Turbulence. PIV.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Sedimentador industrial contínuo com a apresentação dos principais tipos de dispositivos de medições utilizados.....	28
Figura 2.1 Interior do sedimentador circular.....	31
Figura 2.2 Interior do sedimentador retangular.....	32
Figura 2.3 Interior do sedimentador de lamelas.....	32
Figura 2.4 Interior do sedimentador centrífugo.....	33
Figura 2.5 Zonas que compõem o sedimentador ideal.....	34
Figura 2.6 Esquema do raspador do tipo rotativo com cinco lâminas em ângulo ideal.....	36
Figura 2.7 Curva de sedimentação em batelada obtida pela teoria de Kynch (1952)..	41
Figura 2.8 Regiões da sedimentação em batelada analisadas por Kynch (1952).....	41
Figura 2.9 Representação das regiões observadas pelo modelo de D'Ávila e das fronteiras móveis (interface descendente 1,2 e ascendente 3,4).....	45
Figura 2.10 Comparação do modelo de D'Ávila com a sedimentação real.....	47
Figura 2.11 Representação dos sedimentadores: (a) sedimentador tradicional e (b) sedimentador com entrada alongada.....	54
Figura 2.12 Representação das linhas de fluxo para (a) sedimentador tradicional e (b) sedimentador com entrada alongada.....	55
Figura 2.13 Linhas de fluxo no (a) sedimentador com um ponto de entrada; (b) sedimentador com dois pontos de entrada e (c) sedimentador com três pontos de entrada.....	56
Figura 2.14 Representação das linhas de fluxo para (a) sedimentador sem defletor; (b) sedimentador com um defletor; (c) sedimentador com dois defletores e (d) sedimentador com três defletores.....	57
Figura 2.15 Plano de concentração volumétrica de sólidos para as vazões de alimentação (a) 23,3 L/min e (b) 6,6 L/min.....	58

Figura 2.16 Configuração PIV generalizada com os principais componentes: (a) tanque experimental com o fluido contendo partícula; (b) câmera e (c) laser produzindo uma folha de luz.	60
Figura 2.17 Resultados obtidos com a análise PIV.....	62
Figura 2.18 Princípio de funcionamento da técnica PIV.....	63
Figura 3.1 Representação esquemática dos referenciais (a) Lagrangeano e (b) Euleriano.	67
Figura 3.2 Origem da força de sustentação.	74
Figura 3.3 Esquema de massa virtual.	75
Figura 3.4 Variação no regime de escoamento.	76
Figura 4.1 Sedimentador estudado; (I) tanque sedimentador; (II) quebra-fluxo; (III) bomba; (IV) tanque de armazenamento e (V) válvulas de controle.	93
Figura 4.2 Dimensões do sedimentador contínuo.	94
Figura 4.3 Estrutura do experimento no PIV: (a) câmera; (b) laser e (c) plano de estudo e localização dos eixos.	95
Figura 4.4 Representação do sedimentador contínuo construído no ICEM CFD 16.0.	97
Figura 4.5 Dimensões do sedimentador contínuo estudado numericamente.	98
Figura 4.6 Representação da blocagem utilizada: (a) visão lateral e (b) visão superior.	100
Figura 4.7 Malha hexaédrica utilizada: (a) sedimentador; (b) destaque da saída do clarificado e (c) destaque da base do sedimentador.....	101
Figura 5.1 Plano estudado experimentalmente.....	109
Figura 5.2 Perfil da média de velocidade da água em um plano diametral do sedimentador para as vazões da saída da lama iguais a: (a) 3,5 ml/s e (b) 15,5 ml/s.	111
Figura 5.3 Linhas de fluxo da água para as vazões da saída da lama iguais a: (a) 3,5 ml/s e (b) 15,5 ml/s.	112
Figura 5.4 Perfis de velocidade - U e V para três posições distantes da base: (a) velocidade - U – posição 18 mm; (b) velocidade - V – posição 18 mm; (c) velocidade - U – posição 60 mm; (d) velocidade - V – posição 60 mm; (e) velocidade - U – posição 90 mm e (f) velocidade - V – posição 90 mm.....	113

Figura 5.5 Posicionamento das linhas em estudo.....	115
Figura 5.6 Perfil da componente de velocidade - V para as malhas em estudo nas posições (a) $y = 120$ mm; (b) $y = 80$ mm; (c) $y = 50$ mm e (d) $y = 24$ mm.	115
Figura 5.7 Qualidade ortogonal em função da porcentagem do número de elementos.	116
Figura 5.8 Assimetria em função da porcentagem do número de elementos.....	116
Figura 5.9 Posição das linhas para verificação do modelo numérico em $x \leq -40$ mm.....	117
Figura 5.10 Componente da velocidade - U em função da posição radial obtida numericamente ($\kappa-\varepsilon$ e RNG $\kappa-\varepsilon$) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.....	118
Figura 5.11 Componente da velocidade - V em função da posição radial obtida numericamente ($\kappa-\varepsilon$ e RNG $\kappa-\varepsilon$) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.....	119
Figura 5.12 Componente da velocidade - U em função da posição radial obtida numericamente ($\kappa-\omega$ e SST $\kappa-\omega$) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.....	121
Figura 5.13 Componente da velocidade - V em função da posição radial obtida numericamente ($\kappa-\omega$ e SST $\kappa-\omega$) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.....	122
Figura 5.14 Componente da velocidade - U em função da posição radial obtida numericamente (SSG RSM e BSL RSM) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.....	124
Figura 5.15 Componente da velocidade - V em função da posição radial obtida numericamente (SSG RSM e BSL RSM) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.....	125
Figura 5.16 Plano vetorial para cada caso em estudo: (a) experimental (PIV); (b) modelo de turbulência RNG $\kappa-\varepsilon$; (c) modelo de turbulência SST $\kappa-\omega$; e (d) modelo de turbulência BSL-RSM.	126
Figura 5.17 Componente da velocidade - U em função da posição radial obtida numericamente (RNG $\kappa-\varepsilon$, SST $\kappa-\omega$ e BSL RSM) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.	127

Figura 5.18 Componente da velocidade - V em função da posição radial obtida numericamente (RNG κ - ε , SST κ - ω e BSL RSM) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.	128
Figura 5.19 Plano de componentes de velocidade - U e V da fase dispersa: (a) velocidade - U - Modelo Euler; (b) velocidade - U - Modelo Lagrange; (c) velocidade - V - Modelo Euler e (d) velocidade - V - Modelo Lagrange.	130
Figura 5.20 (a) Vetores velocidade da fase contínua obtidos utilizando o modelo Euleriano-Euleriano.	131
Figura 5.20 (b) Vetores velocidade da fase contínua obtidos utilizando o modelo Euler-Lagrange.	132
Figura 5.21 Concentração volumétrica do sólido sobre um plano xy (em $z = 0$) para os casos de diâmetros da fase sólida iguais a: (a) 10 μm ; (b) 50 μm e (c) 250 μm	134
Figura 5.22 Eficiência de separação em função do diâmetro da fase sólida.	135
Figura 5.23 Posição do estudo das linhas verticais.	136
Figura 5.24 Perfil de concentração da fase sólida em função da altura do sedimentador para as posições distantes do centro: (a) III; (b) II; (c) IV; (d) I e (e) V.	137
Figura 5.25 Eficiência de separação em função da concentração volumétrica de sólidos na alimentação.	138
Figura 5.26 Linhas de fluxo da água para os casos com as seguintes vazões de entrada: (a) 35 g/s; (b) 43,5 g/s e (c) 55 g/s..	140
Figura 5.27 Eficiência de separação em função da vazão da mistura na alimentação... ..	141
Figura 5.28 Geometria com entrada centralizada.	142
Figura 5.29 Energia cinética turbulenta (para os casos com concentração na alimentação de 10% de carbonato/ 90% de água) sobre um plano xy passando pelo eixo central dos sedimentadores: (a) entrada local e (b) entrada centralizada.	144
Figura 5.30 Vetores velocidade da água, nas posições (I) em $y = 24$ mm; (II) em $y = 70$ mm e (III) em $y = 130$ mm para os sedimentadores em estudo: (a) entrada local e (b) entrada centralizada.	145

Figura 5.31 Concentração volumétrica do sólido (para os casos com concentração na alimentação de 20% de carbonato/ 80% de água) sobre um plano xy passando pelo eixo central dos sedimentadores: (a) entrada local e (b) entrada centralizada.	147
Figura 5.32 Isosuperfícies de fração volumétrica de sólido (para os casos com concentração na alimentação de 10% de carbonato/ 90% de água) no interior dos sedimentadores: (a) entrada local e (b) entrada centralizada.	148
Figura 5.33 Dimensões dos tanques estudados.	150
Figura 5.34 Localização dos planos estudados.	151
Figura 5.35 Linhas de fluxo da água (para os casos com concentração na alimentação de 1% de carbonato/ 99% de água) sobre um plano xy , utilizando os seguintes sedimentadores: (a) sedimentador original; (b) diâmetro aumentado 20%; (c) diâmetro aumentado 40%; (d) altura aumentada 20% e (e) altura aumentada 40%.	152
Figura 5.36 Linhas de fluxo da água (para os casos com concentração na alimentação de 1% de carbonato/ 99% de água) sobre um plano yz , utilizando os seguintes sedimentadores: (a) sedimentador original; (b) diâmetro aumentado 20%; (c) diâmetro aumentado 40%; (d) altura aumentada 20% e (e) altura aumentada 40%.	153
Figura 5.37 Energia cinética turbulenta (para os casos com concentração na alimentação de 10% de carbonato/ 90% de água) sobre um plano xy , utilizando os seguintes sedimentadores: (a) sedimentador original; (b) diâmetro aumentado 20%; (c) diâmetro aumentado 40%; (d) altura aumentada 20% e (e) altura aumentada 40%.	154
Figura 5.38 Energia cinética turbulenta (para os casos com concentração na alimentação de 10% de carbonato/ 90% de água) sobre um plano yz , utilizando os seguintes sedimentadores: (a) sedimentador original; (b) diâmetro aumentado 20%; (c) diâmetro aumentado 40%; (d) altura aumentada 20% e (e) altura aumentada 40%.	155
Figura 5.39 Dimensões da tubulação interna para a alimentação (a) sem tubulação interna de alimentação e (b) tubulação interna alongada.	157
Figura 5.40 Linhas de fluxo da água no interior do quebra-fluxo para os casos: (a) sedimentador original; (b) sedimentador sem tubulação interna de injeção e (c) sedimentador com tubulação interna de injeção aumentada.	158
Figura 5.41 Localização dos planos xz utilizados para o estudo da concentração volumétrica do carbonato.	159

Figura 5.42 Fração volumétrica de sólido sobre um plano xz na posição 132 mm distante da base, para os casos: (a) sedimentador original; (b) sedimentador sem tubulação interna de injeção e (c) sedimentador com tubulação interna de injeção aumentada.....	160
Figura 5.43 Fração volumétrica de sólido sobre um plano xz na posição 95 mm distante da base, para os casos: (a) sedimentador original; (b) sedimentador sem tubulação interna de injeção e (c) sedimentador com tubulação interna de injeção aumentada.....	161
Figura 5.44 Fração volumétrica de sólido sobre um plano xz na posição 58 mm distante da base para os casos: (a) sedimentador original; (b) sedimentador sem tubulação interna de injeção e (c) sedimentador com tubulação interna de injeção aumentada.	162
Figura 5.45 Fração volumétrica de sólido sobre um plano xz na posição 24 mm distante da base para os casos: (a) sedimentador original; (b) sedimentador sem tubulação interna de injeção e (c) sedimentador com tubulação interna de injeção aumentada.	163
Figura 5.46 Dimensões da base cônica adicionada ao sedimentador com diferentes ângulos de inclinações com a horizontal (a) 1°; (b) 5° e (c) 8°.	164
Figura 5.47 Energia cinética turbulenta sobre um plano xy , utilizando os seguintes sedimentadores: (a) sedimentador original; (b) com base cônica 1° (c) com base cônica 5° e (d) com base cônica 8°.	165
Figura AI.1 Perfis de velocidade - U e V para três posições distantes da base (a) velocidade - U – posição 10 mm; (b) velocidade - V – posição 10 mm; (c) velocidade - U – posição 35 mm; (d) velocidade - V – posição 35 mm;(e) velocidade - U – posição 40 mm e (f) velocidade - V – posição 40 mm.....	181
Figura AII.1 Representação da blocagem utilizada para o sedimentador de entrada centralizada: (a) visão lateral e (b) visão superior.....	182
Figura AII.2 Malha hexaédrica utilizada para o estudo do sedimentador com entrada centralizada: (a) sedimentador; (b) destaque da saída do clarificado e (c) destaque da base do sedimentador.....	183
Figura AII.3 Critérios (a) qualidade ortogonal em função da porcentagem do número de elementos e (b) assimetria em função da porcentagem do número de elementos.....	183

LISTA DE QUADROS

Quadro 2.1 Variação do coeficiente de arrasto para partículas isométricas isoladas para a esfericidade no intervalo: $0,65 < \phi^* \leq 1$.	50
Quadro 2.2 Efeito da parede na fluidodinâmica da partícula isométrica em fluido Newtoniano para: $0,65 < \phi^* \leq 1$ e $0 < \frac{d_p}{d_t} \leq 0,5$.	51
Quadro 2.3 Efeito da concentração sobre a fluidodinâmica da partícula isométrica	52

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 Constantes empíricas da formulação do modelo de turbulência κ - ε .	80
Tabela 3.2 Constantes empíricas da formulação do modelo de turbulência κ - ω	81
Tabela 3.3 Constantes empíricas da formulação do modelo de turbulência SST	83
Tabela 3.4 Constantes empíricas da formulação do modelo de turbulência RNG κ - ε padrão. ..	85
Tabela 3.5 Valores dos parâmetros dos modelos LRR IP, LRR QI e SSG	87
Tabela 4.1 Casos estudados: independência de malha.....	105
Tabela 4.2 Casos estudados: validação do modelo de turbulência	105
Tabela 4.3 Casos estudados: comparação entre modelos multifásicos	105
Tabela 4.4 Casos estudados: influência do diâmetro da fase sólida, da concentração e da vazão na entrada.....	106
Tabela 4.5 Casos estudados: influência das dimensões do sedimentador	106
Tabela 5.1 Características das malhas utilizadas	114
Tabela 5.2 Fluxo mássico de sólidos obtidos nos casos em estudo.....	141
Tabela 5.3 Novas dimensões estudadas.....	149
Tabela 5.4 Tamanho das malhas utilizadas e volume do sedimentador.	150
Tabela 5.5 Eficiência de separação dos sedimentadores estudados.	156
Tabela 5.6 Concentração de sólidos na saída do clarificado nos sedimentadores estudados com adição da base cônica.	166

LISTA DE SIGLAS

BSL – Linha de Base (*Baseline*)

CCD – Dispositivo de Carga Acoplada (*Charge Coupled Device*)

CFD – Fluidodinâmica Computacional (*Computational fluid dynamics*)

CMOS – Semicondutor de óxido metálico complementar (*Complementary metal-oxide semiconductor*)

DEM – Departamento de Engenharia Mecânica

DEQ – Departamento de Engenharia Química

FFT – Transformada Rápida de Fourier (*Fast Fourier Transform*)

LRR – Launder, B. E.; Reece, G. J.; Rodi, W.

LETE – Laboratório de Engenharia Ambiental e Térmica

PIV – Velocimetria por imagens de partículas (*Particle image velocimetry*)

POLI – Escola Politécnica

RANS – Equação de Navier-Stokes com a média de Reynolds (*Reynolds averaged Navier-Stokes equation*)

RNG – Grupo de Renormalização (*Renormalization Group*)

RSM – Modelo de turbulência de tensão de Reynolds (*Reynolds stress model*)

SSG – Speziale, C.G.; Sarkar, S.; Gatski, T.B

SST – Modelo de turbulência (*Shear stress model*)

USP – Universidade de São Paulo

UNISANTA – Universidade Santa Cecília

LISTA DE SÍMBOLOS

Letras Latinas

$A_{\alpha\beta}$	Área superficial por unidade de volume	$[m^{-1}]$
B	Constante de integração	$[-]$
C_o	Fração mássica de sólidos na alimentação	$[-]$
C_1	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
C_2	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
C_D	Coefficiente de arraste	$[-]$
$C_{\varepsilon 1 RNG}$	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
$C_{\varepsilon 2 RNG}$	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
C_L	Fração mássica de partículas sólidas na saída do clarificado	$[-]$
C_{r1}	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
C_{r2}	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
C_{r3}	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
C_{r4}	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
C_{r5}	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
C_s	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
C_{s1}	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
C_{s2}	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
C_{TD}	Coefficiente da força de dispersão turbulenta	$[-]$
C_μ	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
$C_{\mu RNG}$	Constante do modelo de turbulência	$[-]$

d_{β}	Diâmetro da fase dispersa	$[\mu m]$
E	Eficiência de separação	$[\%]$
$F_1; F_2$	Função de combinação	$[-]$
f_{α}	Fração volumétrica da fase <i>alfa</i>	$[-]$
f_s	Fração volumétrica de sólidos	$[-]$
f_{so}	Fração volumétrica inicial de sólidos	$[-]$
f_{sm}	Fração volumétrica máxima de sólidos	$[-]$
f_{bk}	Função fluxo de densidade do sólido em batelada de Kynch	$[s^{-1}]$
F_c	Força de campo	$[N \cdot m^{-3}]$
F_I	Força de interação	$[N \cdot m^{-3}]$
$(F_J)_i$	Forças que atuam no componente i	$[N \cdot m^{-3}]$
F_s	Força de superfície	$[N \cdot m^{-3}]$
$\vec{g}$	Aceleração da gravidade terrestre	$[m \cdot s^{-2}]$
κ	Energia cinética turbulenta	$[m^2 \cdot s^{-2}]$
k	Permeabilidade do meio poroso	$[m^2]$
m	Força resistiva	$[N \cdot m^{-3}]$
$\vec{M}_{\alpha}$	Forças interfaciais agindo na fase <i>alfa</i>	$[N \cdot m^{-3}]$
$\vec{M}_{\alpha\beta}^D$	Força de arraste interfacial	$[N \cdot m^{-3}]$
$\vec{M}_{\alpha\beta}^L$	Força de sustentação	$[N \cdot m^{-3}]$
$\vec{M}_{\alpha\beta}^{LUB}$	Força de lubrificação na parede	$[N \cdot m^{-3}]$
$\vec{M}_{\alpha\beta}^{VM}$	Força de massa virtual	$[N \cdot m^{-3}]$
$\vec{M}_{\alpha\beta}^{TD}$	Força de dispersão turbulenta	$[N \cdot m^{-3}]$
$\vec{M}_{\alpha\beta}^{SP}$	Força de pressão do sólido	$[N \cdot m^{-3}]$
m_d	Parcela dinâmica (força resistiva)	$[N \cdot m^{-3}]$

m_h	Parcela hidrostática (força resistiva)	$[N \cdot m^{-3}]$
P	Pressão do componente	$[N \cdot m^{-2}]$
P_f	Pressão do fluido	$[N \cdot m^{-2}]$
P_κ	Produção de energia cinética turbulenta	$[kg \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$
$P_{\kappa b}$	Produção de flutuação	$[kg \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$
P_s	Pressão do sólido	$[N \cdot m^{-2}]$
p	Pressão no poro	$[N \cdot m^{-2}]$
Re	Número de Reynolds	$[-]$
$\vec{S}_{M\alpha}$	Forças externas	$[N \cdot m^{-3}]$
S_p	Superfície da partícula	$[m^2]$
S	Taxa de deformação do fluido	$[s^{-1}]$
t	Tempo	$[s]$
T_f	Tensor Tensão do fluido	$[N \cdot m^{-2}]$
T_s	Tensor Tensão do sólido	$[N \cdot m^{-2}]$
$\vec{U}$	Vetor velocidade instantânea	$[m \cdot s^{-1}]$
$\overline{U}$	Vetor velocidade média	$[m \cdot s^{-1}]$
u'	Flutuação da velocidade instantânea em torno da média	$[m \cdot s^{-1}]$
u^*	Velocidade de fricção	$[m \cdot s^{-1}]$
U^+	Velocidade adimensional próximo à parede	$[-]$
U_f	Velocidade do fluido	$[m \cdot s^{-1}]$
U_r	Velocidade relativa sólido e líquido	$[m \cdot s^{-1}]$
U_s	Velocidade do sólido	$[m \cdot s^{-1}]$
V_α	Volume da fase α	$[m^3]$
q_s	Velocidade superficial	$[m \cdot s^{-1}]$

y^+	Distância adimensional da parede	$[-]$
$\tilde{y}^+$	Distância adimensional limitada da parede	$[-]$
y_p	Distância da parede até o centroide p	$[m]$
z	Profundidade do tanque sedimentador	$[m]$

Letras Gregas

β	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
β'	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
β^*	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
β_{RNG}	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
δ_{ij}	Função delta Kroenicher	$[-]$
ε	Taxa de dissipação turbulenta	$[m^2 \cdot s^{-3}]$
$\zeta_1; \zeta_2$	Argumentos da função de mistura	$[-]$
Φ	Correlação pressão deformação	$[-]$
ϕ	Quantidade transportada em um processo	$[-]$
ϕ^*	Esfericidade da partícula	$[-]$
η	Parâmetro do modelo de turbulência	$[-]$
ρ_α	Densidade da fase <i>alfa</i>	$[kg \cdot m^{-3}]$
ρ_d	Densidade da fase dispersa	$[kg \cdot m^{-3}]$
ρ_c	Densidade da fase contínua	$[kg \cdot m^{-3}]$
ω	Frequência da turbulência	$[kg \cdot m \cdot s^{-1}]$
μ_α	Viscosidade dinâmica da fase <i>alfa</i>	$[N \cdot s \cdot m^{-2}]$
μ_{td}	Viscosidade turbulenta da fase dispersa	$[N \cdot s \cdot m^{-2}]$
μ_{tc}	Viscosidade turbulenta da fase contínua	$[N \cdot s \cdot m^{-2}]$

μ_t	Viscosidade turbulenta	$[N \cdot s \cdot m^{-2}]$
Ω	Vorticidade do fluido	$[s^{-1}]$
σ_κ	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
σ_κ'	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
$\sigma_{\kappa RNG}$	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
σ_d	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
σ_ε	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
$\sigma_{\varepsilon RNG}$	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
$\sigma_{\varepsilon RS}$	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
σ_ω	Constante do modelo de turbulência	$[-]$
σ_p	Número de Schmidt turbulento	$[-]$
σ_e	Tensão efetiva do sólido	$[N \cdot m^{-2}]$
σ_ρ	Número de Prandtl turbulento	$[-]$
$\Gamma_{\alpha\beta}^+$	Taxa de fluxo de massa por unidade de volume da fase <i>beta</i> para a fase <i>alfa</i>	$[kg \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$
$\Gamma_{\beta\alpha}^+$	Taxa positiva de fluxo de massa por unidade de volume da fase <i>alfa</i> para a fase <i>beta</i>	$[kg \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}]$
τ_w	Tensão de cisalhamento na parede	$[N \cdot m^{-2}]$

Letras Especiais

∇	Operador nabla	$[-]$
$\frac{\partial}{\partial t}$	Derivada parcial com relação ao tempo	$[s^{-1}]$

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	27
1.1 Objetivo	29
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	30
2.1 Sedimentadores.....	30
2.1.1 Tipos de sedimentadores	30
2.1.1.1 Sedimentador de seção circular	30
2.1.1.2 Sedimentador retangular.....	31
2.1.1.3 Sedimentador lamelas.....	31
2.1.1.4 Sedimentador centrífugo.....	33
2.1.2 Zonas no sedimentador	34
2.1.2.1 Zona de <i>overflow</i>	34
2.1.2.2 Zona de clarificação.....	35
2.1.2.3 Zona de sedimentação	35
2.1.2.4 Zona de lama	35
2.1.3 Eficiência do sedimentador	36
2.2 Modelagem matemática da sedimentação	38
2.2.1 Modelo de Kynch (1952).....	38
2.2.2 Modelo de D'Ávila (1978)	41
2.2.2.1 Teoria das Misturas da Mecânica do Contínuo	42
2.2.2.2 Equacionamento do modelo de D'Ávila	44
2.2.3 Modelo de Burger e Concha (1998)	47
2.2.4 Modelo de Massarani (2002).....	49
2.3 Fluidodinâmica computacional (CFD)	52
2.3.1 Estudo de sedimentação em CFD.....	53
2.4 Velocimetria por imagem de partículas	59
2.4.1 Estudo do fluxo em sedimentador através do PIV	63
3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	66
3.1 Escoamento multifásico em CFD	66
3.1.1 Sistema Euleriano-Lagrangeano.....	67

3.1.2 Sistema Euleriano-Euleriano	68
3.1.2.1 Modelo não-homogêneo	68
3.1.2.1.1 Forças interfaciais	71
3.2 Turbulência	76
3.2.1 Modelo κ - ϵ padrão	78
3.2.2 Modelo κ - ω padrão	80
3.2.3 Modelo <i>Shear Stress Transport</i>	82
3.2.4 Modelo <i>Renormalization Group Theory</i> κ - ϵ	84
3.2.5 <i>Reynolds Stress Model</i>	85
3.2.6 Turbulência na fase dispersa	88
3.3 Escoamento próximo à parede	88
4. MATERIAL E MÉTODOS	91
4.1 Experimentos PIV	91
4.1.1 Protótipo do sedimentador utilizado	91
4.1.2 PIV	92
4.1.3 Condições estudadas	96
4.2 Simulações CFD	96
4.2.1 Domínio computacional	96
4.2.2 Modelagem matemática	102
4.2.2.1 Sistema monofásico	102
4.2.2.2 Sistema bifásico	103
4.2.3 Planejamento das simulações	105
4.2.4 <i>Hardware</i>	107
4.2.5 Critério de convergência	108
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	109
5.1 Resultados experimentais	109
5.2 Resultados numéricos	114
5.2.1 Análise da malha	114
5.2.2 Análise do modelo de turbulência	117
5.2.2.1 Modelos: κ - ϵ e RNG κ - ϵ	117
5.2.2.2 Modelos: κ - ω e SST κ - ω	120
5.2.2.3 Modelos: BSL-RSM e SSG-RSM	123

5.2.2.4 Modelos: RNG κ - ε , SST κ - ω e BSL-RSM.....	126
5.2.3 Estudo bifásico	129
5.2.3.1 Comparação entre os modelos Euler-Euler e Euler-Lagrange	129
5.2.3.2 Fluidodinâmica no sedimentador através do modelo Euler-Euler.....	133
5.2.3.2.1 Influência do diâmetro da fase dispersa	133
5.2.3.2.2 Influência da concentração	136
5.2.3.2.3 Influência da vazão.....	139
5.2.3.2.4 Influência da geometria	142
6. CONCLUSÕES.....	167
6.1 Sugestões para trabalhos futuros	169
REFERÊNCIAS	170
APÊNDICE I.....	181
APÊNDICE II	182

1. INTRODUÇÃO

A sedimentação é uma das operações unitárias mais utilizadas para separar as fases sólidas e líquidas, sendo frequentemente operada na indústria química de tratamento de água e efluentes e na indústria de minérios, com os objetivos, por exemplo, de:

- I. Obtenção de polpas com concentrações adequadas a um determinado processo subsequente;
- II. Espessamento de rejeitos com concentração elevada de partículas, visando ao transporte e ao descarte mais eficiente;
- III. Recuperação da água para reciclo industrial;
- IV. Recuperação de partículas ou solução de operações de lixiviação, utilizadas em processos hidrometalúrgicos.

A diferença de densidade dos componentes juntamente com a ação de um campo de forças, normalmente a gravidade, faz com que haja a separação das fases, depositando o sólido (maior densidade) na base do equipamento (MASSARANI, 2002; GOULA et al. 2007; SHAHROKHI et al., 2013).

Em sua grande maioria, os sedimentadores industriais circulares, como apresentado na Figura 1.1, operam continuamente. Na parte superior, observa-se a presença de uma calha, por onde ocorre o transbordo do líquido clarificado, e da alimentação da suspensão, que é posicionada na região central do equipamento. Na região inferior, apresenta-se a saída da lama - solução com concentração da fase sólida maior que a alimentação (MASSARANI, 2002; CREMASCO, 2014). No seu interior, são observadas três regiões distintas: líquido clarificado, sedimentação e compressão (Figura 1.1).

A partir da década de 1960, a fim de elevar a eficiência de separação, diversos estudos, com a finalidade de melhorar o *design* dos sedimentadores, vêm sendo realizados. Segundo Farrow et al. (2000), White et al. (2003), Goula et al. (2007) e Shahrokhi et al. (2013), o desempenho da sedimentação depende das características dos sólidos em suspensão, da geometria e das dimensões do tanque separador e do campo de fluxo dentro do equipamento.

Figura 1.1 - Sedimentador industrial contínuo com a apresentação dos principais tipos de dispositivos de medições utilizados.

Fonte: Adaptado de www.zerodayllc.com.

Uma maneira de conhecer mais detalhadamente o comportamento das fases ocorre através de modelagem matemática. Uma das primeiras modelagens propostas para o processo de sedimentação foi a de Kynch em 1952. Ele propôs um modelo baseado apenas no desenvolvimento da equação da continuidade para a fase sólida (AROUCA, 2007).

Os modelos atuais utilizam a Teoria das Misturas da Mecânica do Contínuo, com o uso das equações da continuidade e do movimento para cada constituinte da mistura, além de incorporarem as equações constitutivas apropriadas. O estudo em fluidodinâmica computacional (CFD) possibilita a aplicação desses modelos matemáticos e fornece resultados que permitem melhor compreensão dos processos internos e suas interações (FARROW et al., 2000; GOULA et al., 2007; ASGHARZADEH et al., 2011).

Apesar do crescente interesse, ainda não há trabalhos que apresentem estudo em CFD de tanques cilíndricos verticais de sedimentação para separação de mistura água e sólido facilmente disponíveis na literatura.

Diante desse quadro, o presente trabalho tem como objetivo estudar o comportamento fluidodinâmico de uma mistura (água e carbonato de cálcio) em sedimentadores contínuos,

utilizando o CFD. Para tanto, foi empregado o pacote ANSYS/CFX 16.0 nas realizações de simulações tridimensionais do comportamento da mistura água-sólido.

1.1 Objetivos

A tese visou estudar numericamente, em um domínio tridimensional, a fluidodinâmica do escoamento bifásico (água-carbonato de cálcio) no interior de um sedimentador contínuo de escala laboratorial. Para tanto, como objetivos específicos, podem-se mencionar:

- a) Confeccionar as geometrias e gerar malhas estruturadas representativas do equipamento, utilizando o ICEM-CFD 16.0;
- b) Obter campos de velocidade média através da técnica de medição experimental - velocimetria de imagem de partículas (PIV);
- c) Verificar a modelagem mais apropriada para descrever a fluidodinâmica através da comparação aos valores experimentais;
- d) Comparar modelos multifásicos: Euler-Euler e Euler-Lagrange;
- e) Analisar as distribuições de velocidade e fração volumétrica ao longo do equipamento;
- f) Avaliar a importância do diâmetro da partícula sólida, do fluxo de alimentação e da concentração da mistura sobre a eficiência de separação;
- g) Determinar a interferência da forma de entrada (localização e tamanho da tubulação de entrada) do fluido sobre seu comportamento no interior do sedimentador;
- h) Quantificar a influência da razão altura e diâmetro do sedimentador sobre o comportamento da mistura e sobre a eficiência de separação água/carbonato de cálcio;
- i) Analisar a importância da adição de uma região cônica à base do sedimentador.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Durante o desenvolvimento deste trabalho de pesquisa, muitas definições tiveram que ser investigadas e analisadas. Para isso, foi realizada a revisão bibliográfica, com a intenção de se entender o problema estudado e de se verificar a relevância, na literatura, do trabalho proposto. Sendo assim, este capítulo apresenta um levantamento bibliográfico sobre os tanques sedimentadores, a evolução da modelagem matemática aplicada ao processo de sedimentação e o estudo da sedimentação através de duas técnicas - CFD e PIV.

2.1 Sedimentadores

Sedimentadores são equipamentos utilizados para promover a separação das fases líquida e sólida em suspensão, cujo interesse comercial varia desde a purificação da fase líquida até o processo de concentração da fase sólida. A separação ocorre através do campo de forças, juntamente com a diferença de densidade dos componentes (MCCABE et al., 1993; COULSON; RICHARDSON, 2002; AROUCA, 2007).

De acordo com Goula et al. (2007) e Ghawi (2008), a sedimentação é o processo de separação mais antigo na indústria de tratamento de água. Segundo Coulson e Richardson (2002), os principais sedimentadores utilizados industrialmente são: circular, retangular, de lamelas e centrífugo.

2.1.1 Tipos de sedimentadores

2.1.1.1 Sedimentador de seção circular

O sedimentador circular tem diâmetros que podem variar entre 3 e 60 metros, sendo usuais valores entre 10 e 40 metros (FONSECA, 2012). A entrada do afluente no sedimentador pode ser processada de duas maneiras: através do fornecimento na parte central, onde poderá ter acoplado um poço de floculação, ou através do fornecimento lateral, uma opção menos utilizada.

O sistema de remoção de lama do sedimentador circular é efetuado através de estruturas circulares de raspagem mecânica ou de sucção (orifícios colados no fundo do sedimentador).

Na Figura 2.1, é apresentado um sedimentador circular com a alimentação central e caixa de floculação acoplada. Na Figura 2.1, é mostrado também um sistema de raspagem mecânica para a remoção do lodo.

O *design* dos tanques circulares é preferível devido aos custos de construção e operação. Os custos de investimento para tanques circulares de grande volume são inferiores aos dos tanques retangulares (PARKER et al., 2001).

Figura 2.1 - Interior do sedimentador circular.

Fonte: Adaptado de Fonseca, 2012.

2.1.1.2 Sedimentador retangular

O sedimentador retangular, exibido na Figura 2.2, deve obedecer a padrões de dimensionamento pré-definidos em relação a largura/comprimento (1:3 a 1:5), e o comprimento não deverá exceder 10 a 15 vezes a profundidade (MASSARANI, 2002). A remoção da lama do sedimentador retangular é efetuada através de um sistema de raspagem mecânica.

2.1.1.3 Sedimentador de lamelas

O sedimentador de lamelas contém lâminas com uma inclinação usualmente de 60° com a horizontal, o que o diferencia do sedimentador convencional. As lamelas eliminam praticamente os padrões de fluxo instáveis e as correntes de mistura (TARPAGKOU; PANTOKRATORAS, 2014), além de protegerem as partículas de fatores externos que possam

vir a influenciar a sedimentação, provocando, provavelmente, uma maior eficiência de separação. Outra vantagem desse tipo de equipamento é o menor espaço requerido/ocupado, quando comparado aos sedimentadores convencionais. Porém vale destacar a dificuldade de limpeza apresentada por esse tipo de tanque.

Geralmente, os sedimentadores de lamelas apresentam uma estrutura retangular (Figura 2.3).

Figura 2.2 - Interior do sedimentador retangular.

Fonte: Adaptado de Fonseca, 2012.

Figura 2.3 - Interior do sedimentador de lamelas.

Fonte: Adaptado de Fonseca, 2012.

2.1.1.4 Sedimentador centrífugo

Um sedimentador centrífugo tem forma cilíndrica-cônica (Figura 2.4), e promove a separação da mistura através da aplicação de uma força centrífuga que é, normalmente, de maior intensidade que a força gravitacional.

A mistura é conduzida à zona de alimentação através da tubulação central, para ser, então, acelerada suavemente. O sedimentador gira com uma velocidade correspondente a cada processo. Essa rotação provoca a separação das fases envolvidas. O componente mais denso da mistura é depositado na parede interior do sedimentador por efeito da força centrífuga.

As partículas sólidas sedimentadas (geralmente a fase mais densa) são continuamente arrastadas pela ação de um parafuso helicoidal, que gira com uma velocidade ligeiramente inferior à do tanque exterior. A coleta ocorre através das aberturas de saída da extremidade cônica do sedimentador.

Já o componente mais leve forma um anel concêntrico no interior do sedimentador e, posteriormente, flui para a extremidade cilíndrica, sendo recolhido em um transbordo.

Figura 2.4 - Interior do sedimentador centrífugo.

Fonte: www.bsengin.com

Os sedimentadores centrífugos são utilizados, principalmente, na desidratação da lama de esgotos e na separação das misturas líquidas. Sua principal vantagem diante dos demais sedimentadores é o espaço físico ocupado, porém o processo requer um maior custo de energia nesse tipo de equipamento.

2.1.2 Zonas no sedimentador

De acordo com Coulson e Richardson (2002), White et al. (2003), Burger et al. (2005), Nunes (2005) e Fonseca (2012), o sedimentador ideal apresenta quatro zonas distintas com funções características, mostradas na Figura 2.5 e descritas em seguida.

Figura 2.5 - Zonas que compõem o sedimentador ideal.

Fonte: Adaptado de Burger et al., 2005.

2.1.2.1 Zona de overflow

O líquido limpo é removido dos sedimentadores, vertendo em calhas junto à superfície livre. Podem ser utilizadas, para a coleta da água, tanto a calha coletora como as tubulações perfuradas (VIANNA, 2002). A coleta da água limpa é importante para determinar a eficiência de separação de um sedimentador (RICHTER; AZEVEDO NETTO, 2002).

Richter e Azevedo Netto (2002) citam que o objetivo das calhas, além da coleta da água, é reduzir as velocidades ascensionais do fluido em direção à saída do sedimentador. Coulson e Richardson (2002) afirmam que a velocidade do líquido ascendente não deve exceder a velocidade de sedimentação das partículas.

2.1.2.2 Zona de clarificação

Para Burger et al. (2005), a zona de clarificação ocorre na faixa entre $z_L \leq z \leq 0$, em que z representa a profundidade do tanque, e o nível zero representa o nível de alimentação no tanque (Figura 2.5). Nessa zona, a concentração volumétrica dos sólidos (f_s) deve ser igual a zero.

Em relação à alimentação dos sedimentadores (nível zero), esta ocorre normalmente por meio de um canal equipado com comporta. O fluxo da suspensão deve ser o mais uniforme possível, de modo que a energia cinética seja dissipada, e a turbulência dentro do tanque seja reduzida (OCA et al., 2004; GOULA et al., 2007; SHAHROKHI et al., 2012).

Segundo Goula et al. (2007), quanto maior a dissipação dessa energia, menores são as zonas de recirculação dentro do tanque e, conseqüentemente, maior a eficiência de separação das fases sólida e líquida. Para Oca et al. (2004), a falta de uniformidade da mistura na alimentação influencia, principalmente, sistemas com um único ponto de entrada.

2.1.2.3 Zona de sedimentação

A zona de sedimentação, de acordo com Burger et al. (2005), ocorre na faixa entre $0 \leq z \leq z_R$, em que z é a profundidade do tanque. É nessa região que ocorre a separação propriamente dita.

Di Bernardo (1993), Coulson e Richardson (2002), Di Bernardo et al. (2002) e Massarani (2002) afirmam que a velocidade de sedimentação teórica, alcançada em colunas de sedimentação, deve ser cautelosamente aplicada a projetos de sedimentadores industriais, uma vez que as condições nos dois casos são diferentes: em experimentos em colunas, a suspensão inicialmente é bem misturada, e o movimento do líquido e das partículas ocorre apenas na direção vertical; já em um sedimentador contínuo, há uma componente de velocidade radial significativa.

2.1.2.4 Zona de lama

A camada de lodo que se forma no fundo do sedimentador (região de compressão), proveniente da sedimentação das partículas, é removida através das descargas. Essa remoção pode ser feita através de raspadores de lodo do tipo longitudinal ou rotativo. Para Rudman et

al. (2008) e Ghawi (2008), independentemente do tipo, as principais funções dos raspadores são:

- I. Mover o sedimento para o fluxo de saída da lama;
- II. Auxiliar na desidratação do sedimento que se instala na zona de descarte;
- III. Raspar os depósitos da base e, às vezes, das paredes do tanque.

Segundo Frost et al. (1993) *apud* Rudman et al. (2008), a eficiência da separação em um sedimentador contínuo é afetada pelo ângulo e pelo tamanho das lâminas do raspador (Figura 2.6). Eles afirmam que a eficiência se eleva à medida que a altura e o comprimento da lâmina aumentam. O ângulo da lâmina ideal está entre 20° e 30° com a vertical.

Figura 2.6 - Esquema do raspador do tipo rotativo com cinco lâminas em ângulo ideal.

Fonte: Adaptado de Rudman et al., 2008.

Para os pequenos tanques sedimentadores, os raspadores rodam a cerca de 0,02Hz. Para tanques maiores, essa frequência de rotação é reduzida em até 10 vezes (para 0,002 Hz) (COULSON; RICHARDSON, 2002).

2.1.3 Eficiência do sedimentador

A primeira teoria sobre a eficiência dos tanques de sedimentação foi desenvolvida por Hazen (1904), para a sedimentação de partículas individuais em um fluxo uniforme. Porém

sabe-se que o escoamento no interior do sedimentador não é uniforme: o influente carregado de sólidos tem uma densidade maior do que o fluido no interior do tanque e, portanto, mergulha como um jato de densidade para o fundo do equipamento. Como resultado, uma contracorrente secundária é induzida, provocando o chamado curto-circuito (PATZIGER et al., 2012).

O curto-circuito hidráulico provoca as chamadas zonas mortas, nas quais a sedimentação da partícula não se processa. As partículas sólidas são mantidas dentro do sedimentador em um circuito fechado ou expelidas com o líquido. Além do mais, essas zonas ocupam um volume considerável nos tanques, e o volume efetivo para o processo de sedimentação é reduzido (FONSECA, 2012; SHAHROKHI et al., 2012).

Os principais fatores operacionais que provocam ou intensificam os curtos-circuitos são:

a) Temperatura

A diferença de temperatura do afluente e do fluido no interior do equipamento é um parâmetro importante. Goula et al. (2008) verificaram, através do estudo em CFD, que uma diferença de temperatura de apenas 1°C entre afluentes e o conteúdo do tanque é suficiente para afetar a fluidodinâmica dentro do sedimentador.

Quando a temperatura do afluente é maior que a temperatura do líquido no tanque, o escoamento no equipamento exibe uma pluma flutuante ascendente, que interfere nas correntes do fluido. Esse processo mantém as partículas em suspensão e leva a uma concentração de sólidos maior na saída do clarificado (GOULA et al., 2008).

Outro efeito de temperatura importante é provavelmente o efeito direto sobre as propriedades de sedimentação. Hazen (1904) *apud* Ghawi (2008) afirmaram que a velocidade de sedimentação aumenta à medida que a temperatura do tanque é elevada.

b) Alimentação no sedimentador

Deve ocorrer de forma a promover o máximo de dissipação de energia cinética turbulenta, reduzindo, assim, os turbilhões que podem ocorrer dentro do equipamento.

c) Remoção dos fluxos de saída

Os efluentes devem ser retirados uniformemente para impedir possíveis gradientes de velocidade elevados e localizados (GHAWI, 2008). Porém somente as velocidades de saída reduzidas não limitarão o curto-circuito.

Ainda segundo Ghawi (2008), um indicador de desempenho para tanques de sedimentação é a fração dos sólidos presentes na água bruta removida pelo passo de sedimentação. Para quantificar a eficiência de separação do equipamento, é utilizada a Equação 2.1, relação também utilizada por Marins et al. (2010) e Massarani (2002) ao estudarem equipamentos de separação:

$$E(\%) = \left(1 - \frac{C_L}{C_o}\right) \times 100 \quad (2.1)$$

em que E corresponde à eficiência de separação líquido/sólido; C_L e C_o correspondem à fração mássica de partículas sólidas na saída do clarificado e à fração mássica de sólidos na alimentação do sedimentador, respectivamente.

2.2 Modelagem matemática da sedimentação

A modelagem do processo de sedimentação é complexa e requer um considerável custo computacional (NGUYEN, 2009). Apesar das dificuldades, a modelagem fluidodinâmica no processo de sedimentação tem avançado, e isso vem ajudando consideravelmente no esclarecimento do mecanismo do processo (HEMPHILL; RAVI, 2006).

A seguir apresenta-se a evolução das modelagens mais relevantes no estudo do escoamento de sedimentação.

2.2.1 Modelo de Kynch (1952)

A primeira modelagem para o fenômeno de sedimentação em batelada foi apresentada por Kynch (1952), que propôs um modelo matemático puramente cinemático, com base na equação da continuidade dos sólidos. Seu estudo baseou-se no monitoramento de uma interface e no conhecimento das concentrações iniciais, utilizando um único teste de proveta. A teoria de Kynch baseou-se nas seguintes hipóteses:

- a) Formação de sedimentos incompressíveis;
- b) Sedimentação unidimensional, uma vez que a concentração de partículas é considerada uniforme em uma mesma camada horizontal;

- c) Velocidade de sedimentação dependente apenas da concentração local dos sólidos e tendendo a zero quando a concentração atinge um valor máximo;
- d) Velocidade de sedimentação decresce com o aumento da concentração das partículas sólidas;
- e) Partículas com as mesmas dimensões e forma;
- f) Efeitos de paredes desprezíveis.

Kynch (1952) descreveu a suspensão como um meio no qual a concentração varia continuamente com o tempo, e a velocidade dos sólidos muda com a posição ao longo da coluna. Portanto, com a consideração de escoamento unidimensional, a equação da continuidade se reduz à expressão a seguir:

$$\frac{\partial f_s}{\partial t} - \frac{\partial q_s}{\partial z} = 0 \quad (2.2)$$

em que f_s , q_s , t e z representam, respectivamente, a fração volumétrica dos sólidos, a velocidade superficial, o tempo e a altura da interface, sendo a validade da Equação 2.2 no intervalo de tempo igual a: $0 \leq t$.

Como f_s é função da posição z e do tempo t , ou seja, $f_s(z, t)$, e q_s é função apenas de f_s , $q_s(f_s)$, tem-se, pela regra da cadeia, que:

$$\frac{\partial q_s}{\partial z} = \frac{dq_s}{df_s} \cdot \frac{\partial f_s}{\partial z} \quad (2.3)$$

Substituindo a Equação 2.3 na Equação 2.2, obtém-se:

$$\frac{\partial f_s}{\partial t} - U(f_s) \cdot \frac{\partial f_s}{\partial z} = 0 \quad (2.4)$$

sendo $U(f_s) = \frac{dq_s}{df_s}$.

As condições de contorno utilizadas pelo autor foram:

- a) $f_s(t = 0, z) = f_{so}$
- b) $f_s(t > 0, z = 0) = f_{sm}$

em que f_{so} é a concentração inicial, f_{sm} é a concentração máxima, e $z = 0$ representa a base da coluna.

Através de manipulações matemáticas, o autor obteve que:

$$\frac{dz}{dt} = U(f_s) \quad (2.5)$$

Tal expressão representa a velocidade de ascensão de ondas de mesma concentração. Sua forma integrada resulta em uma equação de reta e representa matematicamente a posição em função do tempo para ondas que se deslocam em um movimento de ascensão surgindo da base da coluna de sedimentação (Figura 2.7).

A teoria de Kynch (1952) não leva em consideração, contudo, o balanço de força fornecido pela equação de movimento, portanto não são considerados: (a) a interação entre os constituintes líquido-líquido, sólido-líquido e sólido-sólido; (b) os efeitos gravitacionais e (c) os efeitos inerciais (GIDASPOW, 1994).

Na Figura 2.7, é apresentado o comportamento da curva de sedimentação em batelada obtida pela teoria de Kynch (1952). Observando-a, verificam-se quatro regiões distintas durante o processo de sedimentação, como também é mostrado na Figura 2.8.

- a) **Região de líquido clarificado:** acima da curva ABC. Nessa região, não há presença de sólidos, ou seja, $f_s = 0$;
- b) **Região de sedimentação livre:** região ABO. A concentração de sólidos é igual à concentração inicial, $f_s = f_{so}$, e a velocidade de sedimentação é constante, $U = U_{so}$;
- c) **Região de transição:** região BCO. A velocidade de sedimentação é decrescente, e a concentração de sólidos varia entre f_{so} e f_{sm} ;
- d) **Região de compressão:** abaixo da curva CO. A velocidade de sedimentação é nula, e a concentração de sólidos é constante e igual a f_{sm} .

Figura 2.7 - Curva de Sedimentação em batelada obtida pela teoria de Kynch (1952).

Fonte: Arouca, 2007.

Figura 2.8 - Regiões da sedimentação em batelada analisadas por Kynch (1952).

Fonte: Arouca, 2007.

Segundo Arouca (2007), a teoria de Kynch (1952) representa bem a sedimentação de sistemas incompressíveis, porém não visualiza a compressibilidade do leito de sólidos, o que dificulta o uso da teoria nos processos industriais, já que a grande maioria das lamas industriais são compressíveis.

2.2.2 Modelo de D'Ávila (1978)

A simplicidade do modelo de Kynch (1952) motivou pesquisadores a desenvolver métodos similares, levando em consideração a conservação da quantidade de movimento pelo balanço de forças na partícula (BURGER; CONCHA, 2002; BURGER et al., 2004; GARRIDO

et al., 2004). O modelo de D'Ávila merece destaque, por ser o pioneiro no desenvolvimento de uma abordagem dinâmica, fazendo uso da Teoria das Misturas da Mecânica do Contínuo (DAMASCENO, 1992).

2.2.2.1 Teoria das Misturas da Mecânica do Contínuo

A Teoria das Misturas foi desenvolvida por Truesdell e Toupin em 1957 (AZEVEDO, 2009). Afirmando que cada componente da mistura vai obedecer às leis de conservação de massa e movimento, incorporando os termos de acréscimo para a interação entre os componentes (D'ÁVILA, 1978 *apud* AROUCA, 2007). Tal teoria tem sido aplicada com sucesso para sistemas particulados, considerando que a partícula sólida perde identidade e passa a se comportar como um fluido hipotético (BURGER; NARVÁEZ, 2007).

Considerando $\phi(x,t)$ uma propriedade volumétrica, o Teorema do Transporte de Reynolds pode ser assim escrito:

$$\frac{D}{Dt} \iiint \phi[x(t),t] dV = \iiint \left. \frac{\partial \phi}{\partial t} \right|_x dV + \iint (\phi U) n dS \quad (2.6)$$

sendo t o tempo, V o volume, x a posição, U a velocidade da partícula e n o vetor normal unitário à superfície S .

Considerando que $\phi = f_i \rho_i$, e que não há entrada e saída no volume de material; aplicando o Teorema da Divergência de Gauss, que transforma integrais de superfície em integrais de volume e vice-versa, tem-se, pela Equação 2.6, a Equação da continuidade (Equação 2.7):

$$\frac{\partial f_i \rho_i}{\partial t} + \nabla \cdot f_i \rho_i U_i = 0 \quad (2.7)$$

sendo f_i a fração volumétrica, ρ_i a densidade, U_i a velocidade, todas relativas ao componente i . Essa equação já foi utilizada por Kynch (1952) para a fase sólida.

Para obter a Equação do movimento, deve-se considerar $\phi = f_i \rho_i U_i$. Então, pela Equação 2.6, tem-se:

$$\frac{D}{Dt} \iiint f_i \rho_i U_i dV = \iiint \frac{\partial f_i \rho_i U_i}{\partial t} \Big|_x dV + \iint (f_i \rho_i U_i U_i) \cdot n dS \quad (2.8)$$

O primeiro termo da Equação 2.8 representa a variação da quantidade de movimento com o tempo. Considerando a segunda lei de Newton, tem-se que esse fato é provocado pela resultante de forças sobre o volume (Equação 2.9).

$$\frac{D}{Dt} \iiint f_i \rho_i U_i dV = \sum_j (F_j)_i \quad (2.9)$$

em que F_j são as forças que atuam no componente i .

Assim, torna-se importante conhecer as diversas forças atuantes sobre o constituinte i no volume do material. Há três tipos de forças:

a) Força de Campo (F_c): atua sobre o componente sem que haja contato físico. No caso da sedimentação em batelada, o campo atuante é apenas o campo gravitacional, sendo g a aceleração da gravidade;

$$F_c = f_i \rho_i g \quad (2.10)$$

b) Força de Superfície (F_s): atua sobre o componente através do contato físico;

$$F_s = \nabla \cdot T_i \quad (2.11)$$

sendo T_i o tensor tensão do componente i ; F_s representa a força exercida por todas as partículas do componente i sobre uma partícula do mesmo componente.

c) Força de Interação (F_i): é a força exercida sobre uma partícula do constituinte i , pelos demais componentes diferentes de i . De acordo com a terceira lei de Newton, a soma das forças de interação deve ser nula. Para o caso de sistema de sedimentação, pode-se definir essa força através da força resistiva, ou seja, equivale à força exercida pelo fluido sobre a região porosa menos a força resistiva:

$$F_f = \rho_f (1 - f_f) g - m \quad (2.12)$$

na qual m equivale à força resistiva e F_f é a força da fase líquida por unidade de volume. Vale lembrar que a soma das forças dos componentes (líquido e sólido) é igual a zero.

Com as relações de forças, a Equação 2.8, depois de manipulações algébricas adequadas, resulta em:

$$\rho_s f_s \left[\frac{\partial U_s}{\partial t} + U_s \cdot \nabla U_s \right] = \nabla \cdot T_s + m + (\rho_s - \rho_f) f_s g \quad (2.13)$$

$$\rho_f f_f \left[\frac{\partial U_f}{\partial t} + U_f \cdot \nabla U_f \right] = \nabla \cdot T_f - m + \rho_f g \quad (2.14)$$

A modelagem de sedimentação sólido-líquido pode ser realizada, utilizando-se as equações de balanço de massa e quantidade de movimento linear para os dois componentes (sólido e líquido). Porém, a resolução do sistema ainda exige a adição de hipóteses relativas às tensões no sólido e líquido e à força resistiva.

2.2.2.2 Equacionamento do modelo de D'Ávila (1978)

As considerações feitas por D'Ávila foram:

- a) Sedimentação unidimensional;
- b) Tensores tensão são funções somente da porosidade local;
- c) Sistema é isotrópico;
- d) Força resistiva depende da velocidade relativa líquido-sólido e da porosidade do meio;
- e) Efeitos de paredes são desconsiderados.

Com as considerações, as Equações de conservação de massa e quantidade de movimento para o sólido e fluido (para a região de sedimentação) se reduzem a:

$$\frac{\partial f_s}{\partial t} + \frac{\partial f_s U_s}{\partial z} = 0 \quad (2.15)$$

$$\frac{\partial (1-f_s)}{\partial t} + \frac{\partial (1-f_s) U_f}{\partial z} = 0 \quad (2.16)$$

$$\rho_s f_s \left[\frac{\partial U_s}{\partial t} + U_s \frac{\partial U_s}{\partial z} \right] = - \frac{\partial P_s}{\partial z} m + (\rho_s - \rho_f) f_s g \quad (2.17)$$

$$\rho_f (1 - f_s) \left[\frac{\partial U_f}{\partial t} + U_f \frac{\partial U_f}{\partial z} \right] = - \frac{\partial P_f}{\partial z} - m + \rho_f g \quad (2.18)$$

em que m e P_f representam a força resistiva e a pressão do fluido, respectivamente. D'Ávila apresentou que, para escoamento unidimensional, a Lei de Darcy (Equação 2.19) é válida para o cálculo da força resistiva:

$$m = \frac{\mu f_f}{k(f_f)} (U_f - U_s) \quad (2.19)$$

μ e $k(f_f)$ representam a viscosidade dinâmica do fluido e a permeabilidade do meio poroso, respectivamente.

No desenvolvimento do modelo, é observada a existência de duas discontinuidades que se propagam em sentidos opostos: a interface ascendente e a descendente, como apresentado na Figura 2.9.

Figura 2.9 - Representação das regiões e das fronteiras móveis observadas pelo modelo de D'Ávila (interface descendente 1,2 e ascendente 3,4).

Fonte: Arouca, 2007.

Analisando a Figura 2.9, observa-se que foi considerada a formação de três regiões:

a) **Região I:** região de líquido clarificado, em que não há a presença de sólido ($f_r = 1$). Essa região surge no instante $t = 0^+$, ou seja, no instante em que a primeira partícula de sólido é depositada na região de compressão. O domínio espacial da região I é limitado entre o topo da coluna e a região móvel descendente.

b) **Região II:** região de sedimentação. Nessa região, ocorre uma fraca interação entre as partículas sólidas para baixas concentrações volumétricas iniciais de sólido, podendo considerar que a pressão de sólidos é igual a zero (Equação 2.17). O domínio dessa região varia através das fronteiras móveis. É importante lembrar que a velocidade de queda da interface superior é equivalente à velocidade de sólidos nela contidos.

c) **Região III:** região de compressão. É caracterizada pelo contato íntimo entre as partículas sólidas e um relevante efeito da tensão dos sólidos

Segundo D'Ávila (1978), essas regiões podem ser modeladas independentemente e relacionadas entre si pelas condições das fronteiras móveis.

Na Figura 2.10, é apresentada a comparação da previsão do modelo de D'Ávila com o processo real. O modelo de D'Ávila é satisfatório em prever as duas interfaces de sedimentação (b) e (d). Porém, pelo modelo de D'Ávila, o sedimento não se altera com o tempo (não há compactação), diferentemente do que é apresentado para o processo real. Esse comportamento acontece pelo fato de D'Ávila considerar que as velocidades dos componentes são iguais a zero na base da proveta (GARRIDO et al, 2004; AROUCA, 2007).

Figura 2.10 - Comparação do modelo de D'Ávila com a sedimentação real.

Fonte: Arouca, 2007.

2.2.3 Modelo de Burger e Concha (1998)

Em 1998, Burger e Concha aplicaram os princípios de Mecânica do Contínuo para desenvolver a teoria do processo de sedimentação. O grande avanço nesse modelo foi o fato de o equacionamento descrever o processo completo da sedimentação contínua e em batelada em todo o domínio espacial, eliminando, assim, o problema da modelagem de fronteiras móveis (BURGER; CONCHA, 1998; BURGER et al., 1999).

As considerações feitas por Burger e Concha (1998) foram:

- a) Não há transferência de massa entre as fases envolvidas;
- b) Sistema é isotrópico;
- c) O campo gravitacional é o único atuante;
- d) Ambos os constituintes apresentam comportamento elástico de fluidos viscosos;
- e) Os termos inerciais na equação de balanço de forças são negligenciados.

Com as considerações, as Equações de conservação de massa e movimento utilizadas para o sólido e líquido são:

$$\frac{\partial f_s}{\partial t} + \frac{\partial (f_s U_s)}{\partial z} = 0 \quad (2.20)$$

$$\frac{\partial q}{\partial z}=0 \quad (2.21)$$

$$\frac{\partial p_s}{\partial z} = -\rho_s f_s g + \beta \frac{\partial f_s}{\partial z} - \alpha U_r \quad (2.22)$$

$$\frac{\partial p_f}{\partial z} = -\rho_f (1-f_s) g - \beta \frac{\partial f_s}{\partial z} + \alpha U_r \quad (2.23)$$

nas quais f_s representa a concentração volumétrica da fase sólida; U_s a velocidade intersticial do sólido; U_r a velocidade relativa; t o tempo; z a altura da coluna; P_i são as pressões das fases, ρ_i são as densidades das fases, substituindo i por s e f para a fase sólida e fluida, respectivamente; g é a aceleração da gravidade; α e β são as funções escalares que definem a força de interação sólido-líquido por unidade de volume.

As variáveis teóricas de P_s e P_f são substituídas por variáveis experimentais: pressão no poro (p) e tensão efetiva no sólido (σ_e). Assim, a pressão total é apresentada pela Equação 2.24:

$$P_T(z,t) = P_s(z,t) + P_f(z,t) = p(z,t) + \sigma_e(z,t) \quad (2.24)$$

em que:

$$P_s = f_s p + \sigma_e \quad (2.25)$$

$$P_f = (1-f_s)p \quad (2.26)$$

O conceito tensão efetiva nos sólidos foi desenvolvido para o caso no qual as partículas sólidas encontram-se num forte contato umas com as outras (BURGER; CONCHA, 1998). Vale lembrar que, diferentemente do modelo anterior, os autores, na região de sedimentação propriamente dita, consideraram o efeito da tensão nos sólidos apesar de pequeno (AROUCA, 2007; AZEVEDO, 2009). Além do mais, assumiram que a tensão nos sólidos é função apenas da concentração local, sendo crescente e não-negativa.

Em relação à força de interação sólido-líquido, Burger e Concha a decompõem em duas parcelas: hidrostática (Equação 2.27) e dinâmica (Equação 2.28).

$$m_h = p \nabla f_s \quad (2.27)$$

$$m_d = -\alpha U_r \quad (2.28)$$

Observa-se, pela Equação 2.28, que a contribuição dinâmica desaparece quando a velocidade relativa for zero.

Para determinar o valor de α , os autores introduziram uma função em seu equacionamento, $f_{bk}(f_s)$, conhecida como fluxo de densidade de sólido em batelada de Kynch (Equação 2.29). Em diversos casos na literatura, a função f_{bk} é determinada experimentalmente, podendo substituir a função α (BURGER et al., 2000; BURGER et al., 2000a; AROUCA 2007).

$$f_{bk}(f_s) = -\frac{(1-f_s)^2 f_s^2 \Delta \rho g}{\alpha} \quad (2.29)$$

2.2.4 Modelo de Massarani (2002)

Massarani (2002), em seu estudo sobre sedimentação, contribuiu significativamente para a questão da força resistiva fluido-partícula. O autor também utilizou as equações de conservação de massa e quantidade de movimento para descrever a fluidodinâmica da partícula, discutiu o conceito de coeficiente de arrasto e fez algumas considerações, descritas a seguir:

- a) A força resistiva exercida pelo fluido sobre a partícula depende das dimensões e forma da partícula, e do campo de velocidade do fluido não perturbado pela presença de partícula;
- b) A força resistiva é influenciada pela presença de contornos rígidos e pela presença de outras partículas;
- c) No movimento acelerado da partícula, a força resistiva depende da história da aceleração da partícula.

Para Massarani (2002), a força resistiva de uma partícula pode ser assim calculada:

$$m = \frac{\pi}{8} \rho_f C_D d_p^2 \left| \vec{U}_s - \vec{U}_f \right| (\vec{U}_s - \vec{U}_f) \quad (2.30)$$

em que ρ_f é a massa específica da fase contínua, $\vec{U}_s$ e $\vec{U}_f$ são as velocidades das fases envolvidas no estudo, fase dispersa (sólido) e contínua (fluido), respectivamente, C_D é o coeficiente de arrasto.

O coeficiente de arrasto é função do número de Reynolds (Equação 2.31) e da esfericidade (Equação 2.32). No Quadro 2.1, são apresentadas correlações referentes a partículas isoladas em fluidos newtonianos para a esfericidade na faixa de $0,65 < \phi^* \leq 1$.

$$Re = \frac{\rho_f |\vec{U}_s - \vec{U}_f| d_p}{\mu_f} \quad (2.31)$$

$$\phi^* = \frac{\pi d_p^2}{S_p} \quad (2.32)$$

em que d_p e S_p representam o diâmetro volumétrico da partícula e a superfície da partícula que está em contato com o fluido, respectivamente.

Quadro 2.1 - Variação do coeficiente de arrasto para partículas isométricas isoladas para a esfericidade no intervalo: $0,65 < \phi^* \leq 1$.

Reynolds (Re)	Coeficiente de arrasto (C_D)
$Re \leq 0,5$	$24/K_1 Re$
$0,5 < Re \leq 10^3$	$24/Re + 3,6/Re^{0,5} + 0,34$
$10^3 < Re \leq 5 \cdot 10^4$	$5,31 - 4,88 \phi^*$

$$K_1 = 0,843 \log_{10}(\phi^*/0,065).$$

Fonte: Pettyjohn; Christiansen, 1948 *apud* Massarani, 2002.

Massarani (2002) descreveu que a fluidodinâmica da partícula é influenciada pela presença de fronteiras rígidas, resultando em uma redução da velocidade terminal da partícula (U_t) em relação à velocidade terminal da partícula isolada (U_∞), de acordo com o Quadro 2.2.

Quadro 2.2 - Efeito da parede na fluidodinâmica da partícula isométrica em fluido Newtoniano para:

$$0,65 < \phi^* \leq 1 \text{ e } 0 < d_p/d_t \leq 0,5.$$

Reynolds (Re)	Razão das velocidades
$Re_\infty < 0,1$	$\frac{U_t}{U_\infty} = \left[\frac{1-\beta}{1-0,475\beta} \right]^4$
$0,1 \leq Re_\infty \leq 10^3$	$\frac{U_t}{U_\infty} = \frac{10}{1+A Re_\infty^B}$ $A = 8,91e^{2,79\beta}; B = 1,17 \cdot 10^{-3} - 0,281\beta$
$Re_\infty > 10^3$	$\frac{U_t}{U_\infty} = 1 - \beta^{1,5}$

$\beta = d_p/d_t$, sendo d_p e d_t os diâmetros da partícula e da tubulação, respectivamente.

Fonte: Almeida, 1995 *apud* Massarani, 2002.

Segundo Almeida (1995) *apud* Massarani (2002), quanto maior a razão entre o diâmetro da partícula e o diâmetro do tubo, maior a influência das fronteiras rígidas sobre a velocidade da partícula. E quanto menor o Reynolds da partícula, maior a influência das paredes da tubulação sobre o escoamento dessas partículas.

O efeito da concentração da fase dispersa sobre a fluidodinâmica das partículas, também discutido por Massarani (2002), é comumente expresso pela correlação:

$$\frac{|U_s - U_f|}{U_\infty} = f(Re_\infty, f_f) \quad (2.33)$$

sendo o número de Reynolds referente à velocidade terminal da partícula isolada (Equação 3.34) e f_f a fração volumétrica do fluido.

$$Re_\infty = \frac{\rho_f U_\infty d_p}{\mu_f} \quad (2.34)$$

No Quadro 2.3, são apresentadas as correlações empíricas estabelecidas com base nos dados experimentais reunidos por Concha e Almendra (1978) (*apud* MASSARANI, 2002).

Quadro 2.3 - Efeito da concentração sobre a fluidodinâmica da partícula isométrica.

Reynolds (Re)	Razão das velocidades	Fração volumétrica
$Re_{\infty} < 0,2$	$\frac{ U_s - U_f }{U_{\infty}} = 0,83 f_f^{3,94}$	$0,5 \leq f_f \leq 0,9$
$Re_{\infty} < 0,2$	$\frac{ U_s - U_f }{U_{\infty}} = 4,8 f_f - 3,8$	$0,9 < f_f \leq 1$
$0,2 < Re_{\infty} < 10^3$	$\frac{ U_s - U_f }{U_{\infty}} = \frac{1}{1 + A Re_{\infty}^{-B}}$ $A = 0,28 f_f^{-5,96}; B = 0,35 - 0,33 f_f$	$0,5 < f_f \leq 0,95$
$Re_{\infty} > 10^3$	$\frac{ U_s - U_f }{U_{\infty}} = 0,095 \exp(2,29 f_f)$	$0,5 < f_f \leq 0,95$

Fonte: Concha; Almendra, 1978 *apud* Massarani, 2002.

2.3 Fluidodinâmica computacional

A Fluidodinâmica Computacional (ou CFD – do inglês, *Computational Fluid Dynamics*) é uma ferramenta computacional capaz de analisar sistemas que envolvem escoamento de fluidos, transferência de calor e fenômenos associados, tais como turbulência, camada limite, convecção, dissipação, difusão e ondas de choque. No campo da aerodinâmica, todos os fenômenos são governados pelas equações de Navier-Stokes. Muitos dos mais importantes aspectos dessas relações são não-lineares e, como consequência, frequentemente, não têm solução analítica. O CFD tem como objetivo entender o comportamento físico do escoamento de fluidos em um volume de controle através da simulação computacional. Seu intuito é complementar e não substituir os estudos experimentais e teóricos, que possuem grande importância para a validação das simulações numéricas (FORTUNA, 2000; MALISKA, 2004; ROMA, 2006).

Os códigos de CFD se baseiam em três etapas:

1. **Pré-processamento:** consiste na entrada de dados de um problema de escoamento - definição de geometria, subdivisão do domínio, seleção dos fenômenos físicos e/ou químicos e das propriedades do fluido, especificação das condições de contorno etc.
2. **Execução:** fundamenta-se em resolver as equações, usando algum tipo de técnica numérica que aproxime as variáveis de fluxo desconhecidas por meio de funções simples, realize a discretização por substituição de aproximações e manipulação matemática, e solucione as equações algébricas;
3. **Pós-processamento:** resume-se em analisar e interpretar os resultados por meio da visualização gráfica no *display* (gráficos de linhas e de superfícies 2D e 3D etc.).

A simulação corresponde ao processo de desenvolvimento de um modelo matemático e de seu tratamento numérico, que resulta em um conjunto de informações a serem analisadas e interpretadas. Os resultados da simulação devem possibilitar o entendimento do comportamento do sistema, imitando o comportamento do sistema experimental e/ou real. Para que a modelagem matemática seja validada, ela deve ser avaliada, e os resultados comparados aos experimentais e/ou numéricos de um sistema; deve ser capaz de: (a) apoiar teorias ou hipóteses que explicam o comportamento observado; (b) prever o comportamento futuro, ou seja, os efeitos produzidos por mudanças nas variáveis do sistema ou em seu modo de operação; (c) responder às mudanças de variáveis com a mesma sensibilidade apresentada pelo modelo experimental e/ou real (FERZIGER, 2002; ROMA, 2006).

2.3.1 Estudo da sedimentação em CFD

White et al. (2003) estudaram a influência de *sheft* sobre a fluidodinâmica dentro do quebra-fluxo. Os campos de velocidade foram medidos, utilizando a técnica LDV e comparados aos resultados obtidos numericamente através do ANSYS CFX 4.3. Os modelos de turbulência $\kappa-\epsilon$ e RSM foram testados.

Os autores concluíram que a presença de *sheft* aumentou o tempo de residência e a mistura do fluido no quebra-fluxo, o que pode ser desejável para um processo industrial. Em relação aos resultados numéricos, puderam ver que os padrões medidos se assemelharam aos padrões calculados utilizando os dois modelos de turbulência, sendo que, para algumas posições (como por exemplo, abaixo do *sheft*), o modelo RSM apresentou melhor previsão.

Goula et al. (2007) estudaram, através do CFD, o transporte de sedimentos para vários diâmetros de partícula em tanques de sedimentação de estações de tratamento de água potável.

Os dois tanques estudados eram retangulares, com volume de 2.960m^3 e alimentação lateral. A diferenciação era que um apresentava um alongamento na região de entrada, sedimentador modificado, a fim de direcionar o fluxo para a zona de sedimentação (Figura 2.11). Para tanto, foi utilizado o pacote FLUENT 6.2.16, empregando o modelo multifásico Lagrange, considerando uma via de acoplamento com 25 mil partículas e o modelo de turbulência SST. As malhas utilizadas eram compostas por 137 mil elementos.

Figura 2.11 - Representação dos sedimentadores, (a) Sedimentador tradicional e (b) Sedimentador com entrada alongada.

Fonte: Goula et al., 2007.

Os autores verificaram zonas de recirculação dentro dos dois tanques estudados, como ilustrado na Figura 2.12. Para Goula et al. (2007), a recirculação próxima à saída da lama foi mais observada no sedimentador sem o alongamento na entrada. Em geral, o prolongamento da entrada pareceu proporcionar uma melhor sedimentação, verificando que esse parâmetro geométrico influenciou no comportamento do fluido dentro do tanque. Também foi discutida a importância da dissipação da energia cinética do fluxo de entrada. Para os autores, quanto menor a taxa de dissipação de energia cinética, maiores são as recirculações.

Mohanaragam et al. (2009), utilizando o ANSYS CFX 11.0, testaram o uso de modelos de turbulência de duas equações na previsão dos perfis de velocidade em sedimentador vertical contínuo (o mesmo utilizado por White et al. (2003)). Os autores consideraram fluxo monofásico (água), empregaram malhas tetraédricas e prismáticas com y^+ entre 4 – 40, e os modelos de turbulência testados foram os κ - ϵ e SST. Os resultados foram comparados aos dados experimentais obtidos através das técnicas LDV.

Figura 2.12 - Representação das linhas de fluxo para: (a) sedimentador tradicional e (b) sedimentador com entrada alongada.

Fonte: Goula et al., 2007.

Para os autores, o modelo κ - ϵ não previu a camada limite, mas as magnitudes das velocidades obtidas estavam de acordo com os dados experimentais. Os autores concluíram que, devido ao tratamento da parede, o modelo SST representou melhor os perfis de velocidade.

Sammarraee et al (2009) estudaram, através do código computacional ANSYS FLUENT 6.3, um tanque sedimentador horizontal, utilizando o modelo de turbulência LES, abordagem Lagrangeana com uma via de acoplamento e diâmetros de partícula variando de 20 a 850 μm . Os resultados mostraram que o tanque de sedimentação horizontal foi mais eficiente em lidar com partículas maiores em comparação às partículas menores. O fluxo apresentou redemoinhos de recirculação perto da entrada e saída do sedimentador, o que, provavelmente, inibiu a sedimentação de partículas de menores diâmetros, que tenderam a se distribuir mais uniformemente no equipamento, enquanto as partículas de maiores diâmetros sedimentaram rapidamente. A eficiência de sedimentação obtida foi igual a 18% para o menor diâmetro (20 μm) e quase 100% a partir do tamanho de diâmetro de 200 μm .

Sammarraee e Chan (2009), em continuação ao trabalho anterior, estudaram o sedimentador horizontal com defletores verticais, a fim de melhorar a sedimentação de partículas de menores diâmetros. Novamente, usufruindo do código computacional ANSYS FLUENT 6.3, utilizaram o modelo de turbulência LES e o modelo multifásico Lagrangeano com uma via de acoplamento. O processo de sedimentação foi simulado para tanques com zero, dois, três e quatro defletores. Para os autores, a instalação de defletores melhorou o desempenho do tanque. Os defletores atuaram como barreiras e reprimiram efetivamente as velocidades horizontais do fluxo, forçando as partículas a se direcionarem para o fundo do tanque. O melhor desempenho de separação foi obtido com o uso do máximo de defletores (quatro defletores): a eficiência de separação para as partículas de diâmetro de 20 μm aumentou de 16% (sedimentador sem defletor) para em torno de 25% (sedimentador com quatro defletores).

Rostami et al. (2011) apresentaram o estudo numérico de diferentes tipos de estrutura de entrada em projetos de clarificadores primários retangulares. O objetivo era reduzir as correntes de alta velocidade e evitar que os jatos de fluxo viajassem para a área de retirada de efluentes. Os casos estudados eram monofásicos e em regime permanente. O modelo de turbulência utilizado foi o RNG $\kappa-\epsilon$.

Os autores mostraram que ter dois ou três pontos de entrada de fluido provocava menores zonas de recirculação, quando comparados ao caso de apenas um ponto de entrada (Figura 2.13). Para os casos com mais de um ponto de entrada, o fluxo uniforme foi gerado em distâncias mais curtas, e a energia cinética turbulenta foi consideravelmente mais baixa. Além disso, as áreas ocupadas pelas zonas de recirculações eram significativamente menores para casos com mais de um ponto de entrada, como apresentado na Figura 2.13.

Figura 2.13 - Linhas de fluxo no (a) sedimentador com um ponto de entrada; (b) sedimentador com dois pontos de entrada e (c) sedimentador com três pontos de entrada.

Fonte: Rostami et al., 2011.

Shahrokhi et al. (2012) estudaram diferentes configurações de posicionamento de defletores em tanque de sedimentação retangular, utilizando uma malha composta por 20 mil elementos. O modelo de turbulência utilizado foi o modelo $\kappa-\epsilon$.

Para os autores, os defletores devem ser usados nos tanques de sedimentação, a fim de reduzir a energia cinética e atingir a condição uniforme do fluido. Os resultados (Figura 2.14) mostraram que a adição de defletores em locais apropriados reduziu o tamanho da zona de recirculação, a energia cinética e a magnitude da velocidade máxima. Com a configuração de três defletores (Figura 2.14(d)) foi observada a menor área da zona de recirculações, dentre os casos estudados.

Figura 2.14 - Representação das linhas de fluxo para (a) sedimentador sem defletor; (b) sedimentador com um defletor; (c) sedimentador com dois defletores e (d) sedimentador com três defletores.

Fonte: Shahrokhi et al., 2012.

Gheshlaghi et al. (2013) apresentaram um estudo de um sedimentador cilíndrico com a alimentação central e duas saídas: uma superior e outra na base do equipamento. Os autores utilizaram o modelo multifásico Euler-Euler e o modelo de turbulência κ - ϵ , empregando o pacote comercial FLUENT 12.0. Consideraram casos permanentes e bifásicos, uma fase contínua e outra dispersa (modelo de partícula). A malha utilizada tinha em torno de 200 mil elementos.

Gheshlaghi et al. (2013) estudaram a influência da vazão de alimentação e do diâmetro da partícula sobre o comportamento dentro do equipamento. Observaram que, com baixo fluxo de alimentação, a região entre a zona de lama e de água clarificada tornou-se menor, se comparada a casos com maiores vazões de entrada (Figura 2.15).

Em relação ao diâmetro da partícula, os autores mostraram que o aumento do tamanho de partículas provoca uma rápida formação de sedimentos e uma concentração mais elevada formada na parte inferior do equipamento, porém há uma redução na altura da zona de lama.

Figura 2.15 - Plano de concentração volumétrica de sólidos para as vazões de alimentação (a) 23,3 L/min e (b) 6,6 L/min.

Fonte: Gheshlaghi et al., 2013.

Tarpagkou e Pantokratoras (2013) estudaram a influência da segunda fase (partículas sólidas) sobre o escoamento da fase contínua, levando em consideração a troca de momento entre elas. Para tanto, os autores compararam um caso de escoamento somente de água aos outros casos de escoamento multifásico (diâmetro da partícula igual a 50 e 500 μm), utilizando o modelo Euler-Lagrange com duas vias de acoplamento. Os autores verificaram que a influência das partículas no escoamento da fase fluida foi significativa para os casos de maiores diâmetro (500 μm), apesar das baixas concentrações de partículas estudadas (foi considerada, na entrada, concentração de 0,5% em volume de sólidos).

Tarpagkou e Pantokratoras (2014) estudaram, através do código computacional ANSYS FLUENT, a fluidodinâmica no sedimentador do tipo lamelas e a compararam ao comportamento obtido em um sedimentador convencional. Utilizaram o modelo multifásico Euler-Lagrange de acoplamento de duas vias com distribuição de partícula Rosin Rammler e o modelo de turbulência RNG κ - ϵ . Os autores observaram que as grandes recirculações de fluido apresentadas no sedimentador convencional foram divididas em redemoinhos menores no sedimentador de lamelas. A eficiência de separação das fases obtida com o uso do sedimentador comum foi igual a 75%, sendo aumentada para 93%, usando-se o sedimentador de lamelas.

Joodi e Hameed (2014) analisaram um tanque sedimentador com a entrada do fluido iniciando a partir do fundo e seguindo para o topo do tanque (com velocidade igual a 0,76 m/s). O estudo foi aplicado em duas dimensões e foi considerado fluxo turbulento, utilizando o modelo de turbulência κ - ϵ .

Os autores verificaram a influência da velocidade da água no tanque sobre a eficiência de separação. Eles mostraram que qualquer aumento no valor da velocidade levou a uma

elevação no comportamento turbulento no sedimentador e, conseqüentemente, reduziu a sedimentação das partículas. Para os autores, a eficiência caiu com o aumento da velocidade com comportamento dado pela equação 2.35.

$$E (\%) = 2,498v^2 - 30,88v + 112,1 \quad (2.35)$$

em que E e v representam, respectivamente, a eficiência de separação e a velocidade da água no sedimentador.

Panda et al. (2017) estudaram a separação líquido-líquido em um sedimentador gravitacional contínuo. As simulações tridimensionais foram realizadas, utilizando-se o modelo multifásico Euleriano-Euleriano trifásico, considerando a água e o ar como fases contínuas e o composto orgânico como fase dispersa. Foi suposto fluxo laminar, e as simulações foram realizadas no OpenFOAM. Os autores analisaram a influência da posição da entrada dos fluidos sobre a eficiência de separação do sedimentador. A configuração que proporcionou um maior tempo de retenção da mistura no tanque foi a que provocou uma maior eficiência de separação.

2.4 Velocimetria por imagem de partículas

A velocimetria por imagens de partículas (ou PIV – do inglês, *Particle Image Velocimetry*) foi desenvolvida a partir do início dos anos 1980, para mapear campos de fluxo completos, os demais métodos existentes até então (a exemplo de tubos de Pitot e tubos Venturi) conseguiam determinar apenas valores pontuais do escoamento (ADRIAN, 1991; ADRIAN; WESTERWEEL, 2011). A técnica PIV promoveu um novo impulso à pesquisa da fluidodinâmica, por oferecer vantagens devido, principalmente, aos seguintes méritos (YAMAMOTO et al., 1994 *apud* ABDULMOUTI; MANSOUR, 2006):

- a. Medição de campo de fluxo inteiro;
- b. Medição não intrusiva;
- c. Fácil extração e processamento de informações físicas através dos dados de velocidade.

A técnica PIV é definida como mapeamento de deslocamento médio de grupos de partículas em um curto intervalo de tempo (WESTERWEEL et al., 1997; RAFFEL, 2007). Em essência, o PIV requer um fluxo semeado de partículas, iluminação com luz laser de um plano

desse fluxo e imagens das partículas no plano em dois momentos defasados um do outro em poucos microssegundos. As imagens sucessivas são analisadas quanto ao deslocamento de grupos de partículas para determinar os campos de vetores do escoamento (RAFFEL, 2007). Assim, o PIV é normalmente considerado como um processo em dois estágios: a aquisição e a análise das imagens (GREATER et al., 1992).

Aquisição das imagens

Para a aquisição das imagens, um esquema de PIV 2D-2C, que mede duas componentes de velocidade em uma região bidimensional, é mostrado na Figura 2.16, e cada componente do sistema é detalhado a seguir.

Figura 2.16 - Configuração PIV generalizada com os principais componentes; (a) tanque experimental com o fluido contendo partícula; (b) câmera e (c) laser produzindo uma folha de luz.

Fonte: <https://sites.google.com/site/lfcfurb/infra-estrutura/piv>.

I. Tipos de fluxo

A velocimetria de imagem de partícula pode ser aplicada a qualquer tipo de fluxo, desde que o fluido seja transparente para permitir a formação de imagens de partículas em suspensão. O fluido pode ser líquido ou gasoso. O sistema PIV pode ser utilizado em uma ampla faixa de Reynolds entre 10^{-2} até 10^7 (STAMHUIS et al., 2002).

II. Partículas

Para visualizar o fluxo através do PIV, o fluido tem de ser semeado com partículas. Para seguir o fluxo com precisão, essas partículas precisam ser neutras em relação aos fenômenos de fluxo estudados (RAFFEL et al., 2007; GREATER et al., 1992).

Segundo Abdulmouti e Mansour (2006), as partículas precisam, principalmente, satisfazer quatro critérios:

- a. Estar distribuídas da forma mais homogênea possível no fluido;
- b. Ser bem refletidas;
- c. Seguir com precisão o movimento do fluido;
- d. Não alterar as propriedades do fluido.

O tamanho típico de partícula para a aplicação varia de 1 a 200 μm , dependendo da velocidade de fluxo, da densidade do fluido e da ampliação da câmera (RAFFEL et al., 2007).

III. Iluminação

É normalmente fornecida por uma luz laser, utilizada por promover a iluminação de um plano com espessura quase constante, devido ao caráter monocromático da luz emitida (RAFFEL et al, 2007).

Os tipos de lasers utilizados para iluminação PIV podem ser divididos em duas categorias: lasers de emissão contínua (normalmente chamados de lasers de CW) e lasers pulsantes. Os lasers CW produzem luz de potência relativamente baixa, porém têm boa qualidade de feixe e são fáceis de configurar. Nesse tipo de equipamento, a folha de luz é continuamente visível. Lasers pulsados, por sua vez, podem produzir níveis de iluminação muito mais altos por pulso com intervalos de tempo muito curtos entre eles, porém são geralmente mais caros e mais difíceis de configurar em comparação com os lasers CW (STAMHUIS, 2006; GREATER et al., 1992).

O feixe de luz produzido por um laser é transformado numa folha de luz por uma lente cilíndrica. Isso resulta numa folha com uma espessura ligeiramente convergente, permitindo ao experimentador selecionar uma determinada espessura de folha ajustada às condições experimentais. Frequentemente, lentes ópticas adicionais são utilizadas para condicionar ainda mais a folha de luz para a aplicação.

IV. Imagens

O plano de fluxo com partículas iluminado pelo laser deve ser simultaneamente fotografado por uma câmera com eixo óptico perpendicular ao plano.

As câmeras eletrônicas, como CCD ou CMOS, são os principais tipos utilizados. Elas fornecem *feedback* imediato sobre a qualidade da imagem (WILLERT; GHARIB, 1991). As

câmeras eletrônicas estão disponíveis em uma variedade de resoluções. As características do experimento, tais como velocidade de evento e intensidade de iluminação, precisam ser avaliadas para escolher uma câmera adequada ao problema (STAMHUIS, 2006).

Análise das imagens

Para encontrar os deslocamentos de grupos de partículas ao longo de um curto intervalo de tempo, duas imagens sucessivamente gravadas, que representam a posição das partículas no tempo t e no segundo instante $t + \Delta t$, são comparadas.

Uma pequena subárea da primeira imagem, chamada de área de interrogação (IA), é comparada com uma subárea no mesmo local na segunda imagem, usando uma técnica de correlação cruzada, aplicando a Transformada de Fourier (ou FFT – do inglês, *Fast Fourier Transform*). O resultado da correlação é um pico de sinal, identificando um deslocamento comum das partículas. Isso resulta no vetor de deslocamento mais provável para esse grupo de partículas (Figura 2.17). O processo é repetido para todas as áreas de interrogação do par de imagens, resultando em um diagrama vetorial completo do fluxo estudado.

Figura 2.17 - Resultados obtidos com a análise PIV.

Fonte: [http: www.dantecdynamics.com/measurement-principles-of-piv](http://www.dantecdynamics.com/measurement-principles-of-piv) apud Bazan (2014).

Para funcionar corretamente, a técnica necessita que, em cada área de interrogação, exista uma quantidade adequada de partículas. Se isso não ocorrer, acontecerá a presença de grandes ruídos de sinais. É prática comum adotar um limite seguro de no mínimo 8 partículas por área de interrogação (RAFFEL et al, 2007).

Vetores incorretos (chamados de espúrios) geralmente se destacam claramente em relação aos vetores circundantes, devido à orientação e magnitude diferentes (BAZAN, 2014).

Tipicamente, em uma medição PIV de qualidade, a quantidade de vetores espúrios não deve ultrapassar 5% do número total (ADRIAN; WESTERWEEL, 2011).

Para resultados confiáveis, é necessário encontrar uma boa relação entre os tempos dos pulsos e o tamanho da área de interrogação em função da velocidade de cada escoamento a ser estudado. Segundo Bazan (2014), o deslocamento das partículas não deve exceder 1/3 do tamanho da área de interrogação.

Na Figura 2.18, é resumido o princípio de funcionamento completo utilizado para a realização de medições através da técnica PIV.

Figura 2.18 - Princípio de funcionamento da técnica PIV.

Fonte: www.dantecdynamics.com/measurement-principles-of-piv apud Bazan (2014).

2.4.1 Estudo do fluxo em sedimentador através do PIV

Sutalo et al. (2003) realizaram medições através das técnicas PIV para uma variedade de parâmetros de raspadores em um modelo de sedimentador de pequena escala. Os raspadores estudados pelos autores possuíam dois ou quatro braços, com até nove lâminas por braço. Para as medições, uma câmera CCD foi utilizada, e uma folha de luz foi usada para iluminar partículas revestidas com prata de diâmetro entre 10 - 40 μm em um plano horizontal. Em

relação ao fluido, em vez de material floculado, utilizaram um fluido polimérico não newtoniano, opticamente límpido (solução Carbopol 980).

O processamento das imagens foi realizado, utilizando técnicas de correlação cruzada e *software* de pós-processamento VISIFLOW. O tamanho da janela de interrogação foi de 64×64 *pixels*, e os vetores errôneos e faltantes foram manipulados, usando-se técnicas de interpolação PIV padrão.

Os campos de velocidade medidos através do PIV ajudaram a dar uma visão de como o material estava sendo movido pelas lâminas para todas as configurações de raspadores estudadas:

- a) Na frente das lâminas, os vetores de velocidade do fluido apontaram na direção do movimento das mesmas lâminas;
- b) Na região central entre as lâminas, os vetores mostraram que o fluido se moveu radialmente para dentro, com direção voltada para a base do sedimentador.

Os autores citaram que uma das principais dificuldades observadas nas realizações das medições foi a sobra produzida pelas lâminas na folha de luz horizontal criada pelo laser.

Martinez et al. (2014) estudaram a posição e as dimensões mais adequadas para defletores em um sedimentador retangular, através das análises 2D PIV. As dimensões do sedimentador eram 350 e 250 mm de comprimento e altura, respectivamente. As posições estudadas dos defletores variaram de 70 a 170 mm distantes da entrada, e o seu comprimento variou entre 70 e 120 mm.

Para as medições, os autores utilizaram partículas de poliamida com diâmetro de 100 μm cuja densidade é a mesma que a da água. A entrada do fluido no sedimentador aconteceu através de tubo cilíndrico, que foi imerso para evitar a turbulência. Além disso, as partículas e a água foram misturadas antes da entrada no sedimentador, para facilitar a homogeneização da mistura.

Foi observado movimento circular do fluido dentro do sedimentador, independentemente da posição e da dimensão do defletor. Em todas as situações estudadas, o fluido moveu-se em dois vórtices em direções opostas. Para Martinez et al. (2014), o deslocamento horizontal do defletor teve mais influência no desempenho do sedimentador do que a variação do seu comprimento, sendo a melhor posição observada aquela mais próxima à entrada (70 mm).

Ye et al. (2016) estudaram as características hidrodinâmicas em sedimentador retangular utilizado na separação de líquido-líquido imiscíveis. O estudo ocorreu através da abordagem experimental PIV e das simulações computacionais CFD.

No campo vetorial experimental, as características de fluxo no sedimentador foram rastreadas por partículas adquiridas da *Thermo Scientific*. Os autores variaram a concentração volumétrica da mistura querosene-água, verificando que a adição da fase secundária (a fase orgânica) alterou o padrão de fluxo vertical da água: o fluxo da fase aquosa foi invertido e dois redemoinhos apareceram com direções opostas.

No estudo experimental, os autores citaram que a concentração volumétrica da fase orgânica precisou ser mantida baixa (máximo 0,075) devido ao aparecimento de emulsão, o que impossibilitava a filmagem da câmera.

No estudo em CFD, os autores utilizaram o FLUENT 6.3.26. Empregando o modelo de multifásico Euleriano - Euleriano e o modelo de turbulência $\kappa - \varepsilon$. Para Ye et al. (2016), obtendo a consistência de dados computacionais e experimentais, as manipulações de informações numéricas ofereciam a oportunidade de ter um entendimento mais apurado das características de fluxo no sedimentador e realizar testes sem altos custos adicionais. Portanto, os autores propuseram adaptações geométricas (instalações de defletores) para melhorar a eficiência de separação dos líquidos imiscíveis através do estudo numérico.

3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Nesta secção, são descritos os modelos multifásicos e turbulentos utilizados nas simulações CFD tridimensionais no sedimentador contínuo de escala laboratorial.

3.1 Escoamento multifásico em CFD

O termo escoamento multifásico se refere a qualquer escoamento simultâneo em que mais de uma fase está presente em contato direto em um determinado sistema. Ainda pode ser entendido como uma região no espaço onde coexistem dois ou mais fluidos imiscíveis separados por uma interface. Esse tipo de escoamento pode ser encontrado na maioria dos processos industriais (RANADE, 2002; ROSA, 2012).

As leis que o descrevem são representadas em termos de equações diferenciais parciais não-lineares e, por não possuírem solução analítica devido à não-linearidade, quando submetidas a condições de contorno iniciais apropriadas, podem ser resolvidas através das técnicas de CFD para a obtenção de soluções.

Na literatura, encontram-se diversas classificações para a modelagem dos escoamentos multifásicos. Em sua maioria, são apresentadas duas formas de abordagem do sistema: a abordagem Euleriana e a Lagrangeana (ROMA, 2006).

De acordo com Crowe et al. (1998) e Rosa (2012), um referencial Lagrangeano estuda o comportamento individual de cada partícula de um sistema e, a partir dessas informações isoladas, infere o comportamento de todo o sistema. Este método tem por base o conceito de sistema, entendido como uma massa definida de matéria e individualizada em relação ao meio.

Em um referencial Euleriano, as grandezas ligadas ao escoamento são determinadas em função do tempo, na superfície de controle e no volume de controle (V.C.), considerando-se o equacionamento nas áreas de entrada e saída deste, como apresentado na Figura 3.1.

Figura 3.1 - Representação esquemática dos referenciais (a) Lagrangeano e (b) Euleriano.

Fonte: Adaptado de Roma, 2006.

3.1.1 Sistema Euleriano –Lagrangeano

Na abordagem Euleriana-Lagrangeana, a fase líquida é tratada como contínua e resolvida pelas equações de Navier-Stokes nas médias temporais; a fase dispersa é resolvida pelo acompanhamento da trajetória de um número de partículas através do campo de escoamento contínuo. Esse tipo de abordagem resolve um sistema de equações de conservação para a fase contínua e, com os campos de velocidade dessa fase, são calculadas as forças (força de campo, força de superfície e força de interação) exercidas sobre as partículas dispersas e, posteriormente, as trajetórias dessas partículas.

Elghobashi (1994) propõe o acoplamento entre as fases e os efeitos das partículas sobre o escoamento de acordo com a fração volumétrica da fase sólida: para escoamentos muito diluídos, com fração volumétrica $f_p \leq 10^{-4}\%$, pode-se considerar que a presença da partícula não influencia a fase contínua, apenas o fluido influencia a dispersão das partículas e, portanto, o acoplamento em uma via pode ser utilizado. Na faixa $10^{-4}\% \leq f_p \leq 10\%$, as partículas afetam o escoamento do fluido e, portanto, o acoplamento em duas vias deve ser usado. Na medida em que aumenta a concentração de sólidos $f_p > 10\%$, o acoplamento é quádruplo (quatro vias) porque as partículas estão próximas entre si, e uma afeta, dinamicamente, o comportamento da vizinha.

Uma importante vantagem desse modelo é o fácil tratamento para sistemas polidispersos, isto é, sistemas nos quais as partículas possuem uma distribuição de tamanho relativamente larga, e não se pode considerar um único tamanho de partícula (PALADINO, 2005).

3.1.2 Sistema Euleriano-Euleriano

Atualmente, a abordagem Euleriana-Euleriana é a mais utilizada na solução de escoamentos multifásicos e adequada para escoamentos nos quais as fases se misturam e as velocidades relativas entre elas são consideráveis (PALADINO, 2005).

No modelo Euleriano, o sistema multifásico não é tratado como fluidos separados por uma interface, mas como fluidos interpenetrantes, em que, em um ponto material, podem coexistir duas ou mais fases, e a quantidade relativa presente de cada um é dada pelo valor da fração volumétrica (Equação 3.1) (RANADE, 2002).

No escoamento multifásico Euleriano-Euleriano (também conhecido como Modelo de Dois Fluidos), o submodelo não-homogêneo, que foi utilizado neste trabalho, é discutido a seguir.

3.1.2.1 Modelo não-homogêneo

Neste tipo de modelo, cada fluido possui um campo de velocidade, e os fluidos apresentam interação a partir dos termos de transferência interfacial. As fases dos fluidos podem ser denotadas através de letras gregas (α , β , γ), sendo N_p o número total de fases. A fração volumétrica da fase α é denotada por f_α ; o volume V_α ocupado com a fase α é um pequeno volume V ao redor do ponto de fração volumétrica f_α , dado por:

$$V_\alpha = \int_V f_\alpha dV \quad (3.1)$$

para $1 \leq \alpha \leq N_p$.

E sabendo que,

$$\sum_{\alpha=1}^{N_p} f_\alpha = 1 \quad (3.2)$$

Definindo-se ρ_α como a densidade do fluido, se este estiver na fase presente sozinho (densidade do material), ou seja, massa de α por unidade de volume de α . A densidade efetiva é definida como:

$$\bar{\rho}_\alpha = f_\alpha \rho_\alpha \quad (3.3)$$

A transferência interfacial de quantidade de movimento, calor e massa depende diretamente da área superficial de contato entre as duas fases. Essa é caracterizada por uma área interfacial por unidade de volume entre a fase α e a fase β , conhecida como densidade de área interfacial, $A_{\alpha\beta}$. Essa grandeza torna-se importante pelo fato de indicar a quantidade de interface disponível para as transferências. O seu valor é baseado no modelo teórico adotado, que pode ser, por exemplo, o **modelo de partículas** e o **modelo de mistura**. Esses dois submodelos diferem, portanto, na forma como a densidade de área interfacial e a transferência interfacial são trabalhadas (ROSA, 2012).

O **modelo de mistura** é considerado como o mais simples, uma vez que trabalha com ambas as fases de maneira simétrica. É utilizado em sistemas com mais de duas fases, sendo tratadas todas como contínuas. A área superficial por unidade de volume é calculada por:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{f_\alpha f_\beta}{d_{\alpha\beta}} \quad (3.4)$$

sendo $d_{\alpha\beta}$ uma escala de comprimento interfacial que deve ser especificada.

O coeficiente de transferência interfacial pode ser correlacionado em termos do número de Reynolds da mistura, definido como:

$$Re_{\alpha\beta} = \frac{\rho_{\alpha\beta} |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha| d_{\alpha\beta}}{\mu_{\alpha\beta}} \quad (3.5)$$

sendo, $\mu_{\alpha\beta}$ e $\rho_{\alpha\beta}$ a viscosidade e a densidade da mistura, respectivamente. São calculadas da seguinte forma:

$$\begin{aligned} \rho_{\alpha\beta} &= f_\alpha \rho_\alpha + f_\beta \rho_\beta \\ \mu_{\alpha\beta} &= f_\alpha \mu_\alpha + f_\beta \mu_\beta \end{aligned} \quad (3.6)$$

O modelo de transferência interfacial de partículas é considerado quando há uma fase contínua e outra dispersa. Considerando, no **modelo de partículas**, que a fase β está presente como partículas esféricas de diâmetro médio d_β , tem-se que a área de contato entre as fases é:

$$A_{\alpha\beta} = \frac{6f_\beta}{d_\beta} \quad (3.7)$$

em que f_β é a fração volumétrica da fase β .

Os coeficientes de transferência interfacial adimensional podem ser correlacionados em termos do $Re_{\alpha\beta}$ (número de Reynolds das partículas), que pode ser definido usando-se o diâmetro médio da partícula e as propriedades da fase contínua:

$$Re_{\alpha\beta} = \frac{\rho_\alpha |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha| d_\beta}{\mu_\alpha} \quad (3.8)$$

na qual μ_α é a viscosidade da fase contínua α .

O escoamento multifásico pode ser modelado utilizando-se as seguintes equações:

Equação de conservação da massa

$$\frac{\partial}{\partial t}(f_\alpha \rho_\alpha) + \nabla \cdot (f_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = S_{MS\alpha} + \sum_{\beta=1}^{N_p} \Gamma_{\alpha\beta} \quad (3.9)$$

sendo f_α a fração volumétrica do componente α ; $S_{MS\alpha}$ a fonte de massa específica utilizada;

$\Gamma_{\alpha\beta}$ a taxa do fluxo de massa por unidade de volume da fase α para a fase β . Vale lembrar que

$$\Gamma_{\alpha\beta} = -\Gamma_{\beta\alpha}.$$

Equação de momento linear

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\bar{f}_\alpha \bar{\rho}_\alpha \bar{U}_\alpha) + \nabla \cdot [\bar{f}_\alpha (\bar{\rho}_\alpha \bar{U}_\alpha \otimes \bar{U}_\alpha)] = -\bar{f}_\alpha \nabla p_\alpha + \nabla \cdot \left\{ \bar{f}_\alpha \bar{\mu}_\alpha \left[\nabla \bar{U}_\alpha + (\nabla \bar{U}_\alpha)^T \right] \right\} + \\ + \sum_{\beta=1}^{N_p} (\bar{\Gamma}_{\alpha\beta}^+ \bar{U}_\beta - \bar{\Gamma}_{\beta\alpha}^+ \bar{U}_\alpha) + \bar{S}_{M\alpha} + \bar{M}_\alpha \end{aligned} \quad (3.10)$$

sendo $\bar{S}_{M\alpha}$ as forças externas; $\bar{M}_\alpha$ as forças interfaciais agindo na fase α devido à presença de outras fases; o termo $(\bar{\Gamma}_{\alpha\beta}^+ \bar{U}_\beta - \bar{\Gamma}_{\beta\alpha}^+ \bar{U}_\alpha)$ representa a transferência de momento induzido pela transferência de massa na interface.

3.1.2.1.1 Forças interfaciais

A força total da fase α com a interação com outras fases é dada por:

$$\vec{M}_\alpha = \sum_{\alpha \neq \beta} \vec{M}_{\alpha\beta} \quad (3.11)$$

A somatória das forças interfaciais entre duas fases é decorrente de efeitos físicos independentes, como definido por:

$$\vec{M}_{\alpha\beta} = \vec{M}_{\alpha\beta}^D + \vec{M}_{\alpha\beta}^L + \vec{M}_{\alpha\beta}^{LUB} + \vec{M}_{\alpha\beta}^{VM} + \vec{M}_{\alpha\beta}^{TD} + \vec{M}_{\alpha\beta}^{SP} \quad (3.12)$$

em que cada um dos termos do lado direito da Equação 3.12 corresponde, respectivamente, às forças de arraste interfacial (*drag force*), de sustentação (*lift force*), de lubrificação na parede (*wall lubrication force*), de massa virtual (*virtual mass force*), de dispersão turbulenta (*turbulence dispersion force*) e força de pressão do sólido (*solids press force*).

I. Força de arraste interfacial

A força de arraste interfacial sobre um corpo que esteja em movimento relativo ao fluido circundante é responsável pela maior parte da transferência da quantidade de movimento entre as fases (ROSA, 2012). A Equação 3.13 mostra como é quantificada a força de arraste por unidade de volume:

$$\vec{M}_{\alpha\beta}^D = \frac{C_D}{8} A_{\alpha\beta} \rho_\alpha \left| \vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha \right| (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) \quad (3.13)$$

em que $A_{\alpha\beta}$ é a área superficial por unidade de volume, ρ_α é a massa específica da fase contínua, $\vec{U}_\beta$ e $\vec{U}_\alpha$ são as velocidades das fases envolvidas no estudo, fase dispersa e contínua, $\left| \vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha \right|$ é a velocidade de deslizamento entre a fase dispersa e contínua, e C_D é o coeficiente de arraste.

A força de arraste sobre um corpo pode ser separada em duas parcelas: a força devido ao cisalhamento superficial e aquela exercida pela distribuição de tensões normais na superfície do corpo (arraste de forma). Assim, para baixos números de Reynolds, o arraste é principalmente devido ao atrito superficial. Quando o número de Reynolds aumenta, o arraste de forma vai tendo maior influência, até que, para altos valores desse número, o arraste é dominado por esse fenômeno.

O coeficiente de arraste é função do número de Reynolds, da forma, da concentração e da rugosidade da partícula. Exibe comportamento diferente para regiões de diferente número de Reynolds, como já apresentado no Quadro 2.1, no Capítulo 2.

Além desses valores, há outras correlações matemáticas na literatura e disponíveis no *software* ANSYS CFX v. 16.0, utilizadas para determinar o valor do coeficiente e da força de arraste, que podem variar, dependendo do sistema considerado. Como exemplo, tem-se:

a) Modelo Schiller-Naumann

Para escoamento com baixas concentrações da fase dispersa, pode-se utilizar a seguinte correlação:

$$C_D = \frac{24}{Re} \left(1 + 0,15 Re^{0,687} \right) \quad (3.14)$$

O primeiro termo da Equação 3.14 refere-se à Lei de Stokes. O segundo termo é uma correção empírica para regime de escoamento intermediário (ROSA, 2012). O Número de Reynolds pode ser calculado utilizando-se a Equação 2.31.

b) Modelo Wen e Yu

No *software* CFX 16.0, esse modelo pode ser utilizado para multifásicos particulados, nos quais a concentração máxima da fase dispersa deve ser 20%. A relação utilizada por Wen Yu para definir a interação entre fluido e partícula é:

$$\vec{M}_{\alpha\beta}^D = \frac{3}{4} C_D \frac{\rho_\alpha f_\beta |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha|}{d_\beta} (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) f_\alpha^{-1,65} \quad (3.15)$$

em que C_D é determinado por:

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{f_\alpha Re} [1 + 0,15 (f_\alpha Re)^{0,687}]; & f_\alpha Re < 1000 \\ 0,44; & f_\alpha Re \geq 1000 \end{cases} \quad (3.16)$$

sendo que ρ_α e d_β representam a densidade da fase contínua e o diâmetro médio da fase sólida, respectivamente. Re é o número de Reynolds da partícula, determinado pela Equação 2.31.

c) Modelo Gidaspow

É uma combinação do modelo de Wen e Yu para a região diluída e a equação de Ergun para a fase densa. Para o escoamento diluído, utiliza-se o modelo proposto por Wen e Yu, sendo a força de arraste calculada pela Equação 3.15.

Para a fase densa, concentração da fase contínua menor que 80%, a força de arraste é calculada pela seguinte relação.

$$\vec{M}_{\alpha\beta}^D = \begin{cases} \frac{3}{4} C_D \frac{\rho_\alpha f_\beta |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha|}{d_\beta} (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) f_\alpha^{-1,65}; & f_\alpha \geq 0,8 \\ \left[150 \frac{(1-f_\alpha)^2 \mu_\alpha}{f_\alpha d_\beta^2} + \frac{7(1-f_\alpha) \rho_\alpha |\vec{U}_\alpha - \vec{U}_\beta|}{4d_\beta} \right] (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha); & f_\alpha < 0,8 \end{cases} \quad (3.17)$$

II. Força de sustentação

Atua perpendicularmente ao sentido do movimento relativo das duas fases. A força de sustentação pode originar-se por dois mecanismos físicos distintos: se a partícula possui rotação

própria ou se a partícula está submetida a um escoamento externo com taxa de deformação (Figura 3.2). O primeiro aplica-se a partículas sólidas que podem adquirir rotação própria em função do choque com a parede ou entre as partículas, denominado de Efeito Magnus. No segundo, a partícula está submetida em um escoamento em que há vorticidade, denominado de Efeito Saffman (ROSA, 2012).

Figura 3.2 - Origem da força de sustentação.

Fonte: Paladino, 2005.

III. Força de lubrificação na parede

Esta força é originada pelo padrão de escoamento local. Quando uma partícula se aproxima da parede, o escoamento ao redor dela muda dramaticamente. A presença da parede faz com que a velocidade da fase contínua, entre a partícula e a parede, seja menor do que a velocidade do lado oposto da partícula (que não está próximo à parede). A distribuição de velocidade não uniforme entre uma face e outra da partícula causa uma força hidrodinâmica, denominada de força de lubrificação da parede (ROSA, 2012).

De forma qualitativa, a influência da parede no escoamento da partícula irá produzir uma força lateral que afasta as partículas e depende da razão entre a distância do seu centro até a parede e o seu diâmetro (ROSA, 2012).

O efeito principal desta força é garantir uma fração volumétrica de particulados nula junto às paredes (ROSA, 2012). Observa-se que a força de lubrificação deve ser utilizada apenas em malhas extremamente refinadas (MANUAL ANSYS, 2016).

IV. Força de massa virtual

Acontece quando um corpo (no caso do sedimentador, as partículas sólidas) se move através de um fluido. Para que esse movimento aconteça, se faz necessário um deslocamento

de massa da fase contínua para fora do caminho da fase dispersa (Figura 3.3). A força de massa virtual é resultado da variação da velocidade relativa e é diretamente proporcional à aceleração relativa entre as fases no escoamento (BARBOSA, 2011; ROSA, 2012).

A influência da força de massa virtual sobre o escoamento dependerá da diferença de massas específicas entre as fases envolvidas. Essa força é mais significativa quando a densidade da fase dispersa é menor que a densidade da fase contínua (RANADE, 2002; PALADINO, 2005; MANUAL ANSYS, 2016).

Figura 3.3 - Esquema de massa virtual.

Fonte: Adaptado de Paladino, 2005.

V. Força de dispersão turbulenta

Segundo Lopez de Bertodano et al (1994), a força de dispersão turbulenta é o resultado das componentes flutuantes das forças atuando sobre uma partícula e é normalmente modelada como:

$$\vec{M}_{\alpha\beta}^{TD} = -C_{TD}\rho_{\alpha}\kappa_{\alpha}\nabla f_{\beta} \quad (3.18)$$

em que κ_{α} representa a energia cinética turbulenta da fase contínua.

O coeficiente C_{TD} leva em consideração a média das tensões turbulentas em todas as direções. De forma simplificada, esta força pode ser entendida como a média das flutuações da força de arraste ou como a contribuição das tensões turbulentas na interface à transferência de quantidade de movimento interfacial. Quando considerada no modelo matemático, esta força terá o efeito de dissipar picos de concentração de fase, pois é contrária ao gradiente de fração volumétrica (PALADINO, 2005; BARBOSA, 2011; ROSA, 2012).

A força de dispersão turbulenta é importante para casos de fluxos turbulentos com arraste significativo entre as fases (MANUAL ANSYS, 2016).

VI. Força de pressão dos sólidos

Consiste no uso da teoria da energia cinética para desenvolver o comportamento da fase sólida. Essa força leva em consideração os efeitos das colisões entre as partículas (BARBOSA, 2011).

3.2 Turbulência

Escoamentos turbulentos desenvolvem-se a partir de escoamentos laminares à medida que o número de Reynolds aumenta. A turbulência é um fenômeno físico complexo, e sua investigação é embasada nas equações da mecânica clássica e termodinâmica. Vale destacar algumas características do escoamento turbulento (LESIEUR, 2008; PUHALES, 2011):

- a. A turbulência é identificada por turbilhões ou vórtices. A visualização de um escoamento turbulento mostra várias estruturas se unindo ou se dividindo, se esticando e principalmente girando, como apresentado na Figura 3.4. A energia é transferida dos grandes turbilhões para os menores, até que seja dissipada por esses turbilhões devido à viscosidade;
- b. A turbulência pode ser difusiva e dissipativa, ou seja, há uma transformação da energia mecânica em energia na forma de calor;
- c. A turbulência é tridimensional;
- d. A turbulência é estocástica. A combinação entre a não-linearidade e as características estocásticas do escoamento turbulento torna o tratamento matemático da turbulência bem complexo.

Figura 3.4 - Variação no regime de escoamento.

Fonte: Adaptado de Oke, 1987.

Em problemas que envolvem a presença da turbulência, uma variável tem a sua medida instantânea composta pela soma de duas componentes. A primeira representa a média temporal, e a segunda representa a flutuação turbulenta, conforme apresentado na Equação 3.19, sendo $\phi(x,t)$ uma variável qualquer.

$$\phi(x,t) = \bar{\phi}(x) + \phi'(x,t) \quad (3.19)$$

A aplicação da média temporal na equação de Navier-Stokes para um escoamento monofásico, apresentada na Equação 3.20, gera a Equação 3.21, mostradas abaixo.

$$\frac{\partial(\rho \vec{U})}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho (\vec{U} \otimes \vec{U})] = -\nabla P + \nabla \cdot \left[\mu \left(\nabla \vec{U} + (\nabla \vec{U})^T \right) \right] + S_M \quad (3.20)$$

$$\frac{\partial(\rho \bar{U}_i)}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho (\bar{U}_i \otimes \bar{U}_i)] = -\nabla P + \nabla \cdot \left[\mu \left(\nabla \bar{U}_i + (\nabla \bar{U}_i)^T - \rho \overline{u'_i u'_j} \right) \right] + S_M \quad (3.21)$$

Devido ao termo adicional que surgiu na Equação 3.21, $\overline{\rho u'_i u'_j}$, conhecido como tensor de Reynolds, que corresponde a uma transferência de quantidade de movimento devido ao campo de velocidade flutuante, a resolução desta equação requer equações adicionais.

Essencialmente, os modelos que são baseados nas equações de Navier-Stokes em média de Reynolds (RANS, do inglês - *Reynolds Averaged Navier-Stokes*) são divididos em duas classes: os que adotam a hipótese de Boussinesq, e os que resolvem diretamente as componentes do tensor de Reynolds.

Os modelos RANS que assumem o conceito de Boussinesq relacionam as contribuições da turbulência na transferência de quantidade de movimento linear à taxa de deformação do escoamento médio, por meio de uma viscosidade adicional: a viscosidade turbulenta. Esta hipótese origina um ramo da modelagem conhecido como modelos de viscosidade turbulenta. Matematicamente, tem-se:

$$\overline{\rho u'_i u'_j} = \mu_t \left(\frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{U}_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \rho \delta_{ij} \kappa \quad (3.22)$$

em que δ_{ij} é a função delta Kronecker, μ_t é a viscosidade turbulenta, κ é a energia cinética turbulenta por unidade de massa e corresponde à soma dos elementos da diagonal principal do tensor de Reynolds, definida pela Equação 3.23:

$$\kappa = \frac{1}{2} \overline{u'_i u'_i} = \frac{1}{2} (\overline{u'^2_x} + \overline{u'^2_y} + \overline{u'^2_z}) \quad (3.23)$$

A viscosidade turbulenta, μ_t , é função da intensidade turbulenta do escoamento e é desconhecida. Os modelos de turbulência baseados nas médias de Reynolds e na hipótese de Boussinesq precisam prescrever um método para o cálculo do μ_t . Os modelos da literatura que são destacados: κ - ϵ , κ - ω , SST e RNG κ - ϵ .

O modelo de tensão de Reynolds (RSM, do inglês - *Reynolds Stress Model*) adota fechamento de segunda ordem, ou seja, aplica equações de transporte para as tensões de Reynolds. Geralmente, não é considerada uma equação de transporte para a energia cinética de turbulência, mas uma equação para a escala de turbulência é levada em consideração, como detalhado posteriormente.

3.2.1 Modelo κ - ϵ padrão

O mais extensivo trabalho desenvolvido sobre o modelo κ - ϵ foi realizado por Launder e Spalding (1974), cujo modelo proposto é usualmente referenciado na literatura como o modelo κ - ϵ padrão. Essencialmente, o κ - ϵ envolve a modelagem de duas equações diferenciais de transporte: uma para a energia cinética turbulenta (κ) e a segunda para a dissipação da energia cinética turbulenta por unidade de massa (ϵ) (POPE, 2003; FREIRE et al., 2006), sendo suas equações apresentadas a seguir:

Equação para a energia cinética turbulenta:

$$\frac{\partial(\rho\kappa)}{\partial t} + \nabla \cdot \left[\rho \bar{U} \kappa - \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\kappa} \right) \nabla \kappa \right] = P_\kappa - \rho \epsilon \quad (3.24)$$

Equação para a taxa de dissipação da energia cinética turbulenta:

$$\frac{\partial(\rho\varepsilon)}{\partial t} + \nabla \cdot \left\{ \rho \bar{U} \varepsilon - \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right\} = \frac{\varepsilon}{\kappa} (C_1 P_\kappa - C_2 \rho \varepsilon) \quad (3.25)$$

O P_κ , que aparece em ambas as equações, representa a parcela de produção de energia cinética turbulenta, como apresentado abaixo:

$$P_\kappa = \mu_t \nabla \bar{U} \cdot \left[\nabla \bar{U} + (\nabla \bar{U})^T \right] - \frac{2}{3} \nabla \cdot \bar{U} (3\mu_t \nabla \cdot \bar{U} + \rho \kappa) + P_{\kappa b} \quad (3.26)$$

Na Equação 3.26, o segundo termo posterior à igualdade não contribui significativamente para o P_κ em casos com fluidos incompressíveis ($\nabla \cdot \bar{U}$ é próximo de zero); e para fluidos compressíveis, esse termo só tem significância em zonas de taxa de velocidade de divergência, como choques. $P_{\kappa b}$ representa a influência das forças de flutuação e pode ser descrito por:

$$P_{\kappa b} = - \frac{\mu_t}{\rho \sigma_p} \vec{g} \cdot \nabla \rho \quad (3.27)$$

sendo σ_p o número de Schmidt turbulento.

No modelo κ - ε , a viscosidade turbulenta é dada pela seguinte relação:

$$\mu_t = C_u \rho \frac{\kappa^2}{\varepsilon} \quad (3.28)$$

em que σ_κ , σ_ε , σ_p , C_1 , C_2 e C_u , referentes às Equações 3.24, 3.25, 3.27 e 3.28, são as constantes determinadas empiricamente e apresentadas na Tabela 3.1.

O κ - ε representa o modelo de duas equações mais amplamente difundido, sendo atualmente considerado o modelo de turbulência padrão em simulações industriais. Tem sido extensivamente validado para diversas aplicações de interesse prático, tendo demonstrado um bom equilíbrio entre precisão e robustez. Porém possui sérias restrições quando utilizado nas simulações de escoamento próximo às paredes, e em problemas que a anisotropia de turbulência tem um efeito dominante no escoamento, principalmente naquele dotado de alta vorticidade, o

que é suficiente para que o modelo seja utilizado com cautela na previsão de escoamento complexo (LAUNDER; SPALDING, 1974; BARBOSA, 2011; VITTORI et al., 2011).

Tabela 3.1 - Constantes empíricas da formulação do modelo de turbulência κ - ε padrão.

Constantes	Valor
σ_κ	1,00
σ_ε	1,30
σ_p	0,90
C_1	1,44
C_2	1,92
C_u	0,09

Fonte: Freire et al., 2006.

3.2.2 Modelo κ - ω padrão

O κ - ω , o primeiro modelo completo de turbulência, foi proposto por Kolmogorov (1942). Em adição à equação de transporte para a energia cinética turbulenta, Kolmogorov sugere como segundo parâmetro a taxa de dissipação de energia por unidade de volume e tempo, ω .

Um aspecto relevante desse modelo é a ausência do termo de produção na equação de transporte para o ω . Este fato é consistente com a hipótese adotada por Kolmogorov de que ω está associada às menores escalas de turbulência e, portanto, não tem interação direta com o campo médio do escoamento. Porém sua formulação falha nesse aspecto, uma vez que as grandes escalas são primordialmente responsáveis pela determinação das escalas de tempo turbulentas e pela taxa de dissipação propriamente dita.

A forma da equação de transporte de ω mudou conforme o modelo evoluiu nas últimas décadas: todas as revisões acrescentaram um termo de produção. A formulação mais extensivamente testada é a proposta por Wilcox (1988) sendo, portanto, usualmente referenciada na literatura como o modelo κ - ω padrão. Segundo Wilcox (1988), a modelagem κ - ω se baseia em:

Equação de transporte para a energia cinética turbulenta, κ :

$$\frac{\partial(\rho\kappa)}{\partial t} + \nabla \cdot \left[\rho \bar{U} \kappa - \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\kappa} \right) \nabla \kappa \right] = P_\kappa - \beta' \rho \kappa \omega \quad (3.29)$$

Equação de frequência de turbulência, ω :

$$\frac{\partial(\rho\omega)}{\partial t} + \nabla \cdot \left\{ \rho \bar{U} \omega - \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\omega} \right) \nabla \omega \right\} = \alpha \frac{\omega}{\kappa} P_\kappa - \beta \rho \omega^2 \quad (3.30)$$

sendo P_κ a parcela de produção de energia cinética turbulenta, e calculada como no modelo κ - ε . A viscosidade turbulenta é dada pela seguinte relação:

$$\mu_t = \rho \frac{\kappa}{\omega} \quad (3.31)$$

β , β' , α , σ_κ e σ_ω são constantes de fechamento da modelagem e apresentadas na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 - Constantes empíricas da formulação do modelo de turbulência κ - ω .

Constantes	Valor
β	0,075
β'	0,09
α	5/9
σ'_κ	2,0
σ_ω	2,0

Fonte: Wilcox, 1988.

O κ - ω é um modelo mais preciso nas regiões próximas à parede, quando comparado ao κ - ε (MENTER et al., 2003). A principal limitação apresentada pelo modelo κ - ω está relacionada a sua sensibilidade a variações nas condições de corrente livre (FREIRE et al., 2006).

3.2.3 Modelo *Shear Stress Transport*

O Modelo *Shear Stress Transport* (SST), proposto por Menter (1994), é do tipo RANS, que combina as vantagens dos modelos κ - ε e o κ - ω , fazendo a mudança entre os dois métodos, ou seja, ajustando automaticamente a melhor forma de calcular a turbulência de acordo com a região do fluxo. O SST funciona da seguinte forma: na região externa do escoamento se usa a formulação do robusto κ - ε , e onde este se mostra pouco eficiente, na região próxima à parede, utilizam-se as equações de transporte do κ - ω . Isso consiste na transformação do modelo κ - ε em κ - ω , e vice-versa, multiplicado por uma função de combinação (*blend*).

São duas as equações de transporte do modelo SST, sendo uma para a equação da energia cinética turbulenta (κ), Equação 3.32, e outra para a frequência turbulenta (ω modificada), Equação 3.33.

Equação de transporte para a energia cinética turbulenta, κ :

$$\frac{\partial(\rho\kappa)}{\partial t} + \nabla \cdot \left[\rho \bar{U} \kappa - \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\kappa} \right) \nabla \kappa \right] = P_\kappa - \beta' \rho \kappa \omega \quad (3.32)$$

Equação de frequência de turbulência, ω modificada:

$$\frac{\partial(\rho\omega)}{\partial t} + \nabla \cdot \left[\rho \bar{U} \omega - \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\omega} \right) \nabla \omega \right] = (1-F_1) 2\rho \frac{1}{\sigma_{\omega 2} \omega} \nabla \kappa \nabla \omega + \alpha \frac{\omega}{\kappa} P_\kappa - \beta \rho \omega^2 \quad (3.33)$$

A viscosidade turbulenta é calculada pela seguinte relação:

$$\mu_t = \frac{0,3\rho\kappa}{\max(0,3\omega, SF_2)} \quad (3.34)$$

A produção de energia cinética turbulenta é limitada para prevenir um acúmulo de turbulência em regiões de estagnação, como apresentado na Equação 3.35.

$$P_\kappa = \min(\mu_t S^2; 10\beta^* \omega \kappa) \quad (3.35)$$

sendo S a taxa de deformação do fluido.

As funções de mistura utilizadas são:

$$F_1 = \tanh(\zeta_1^4) \quad (3.36)$$

$$\zeta_1 = \min \left[\max \left[\frac{\sqrt{\kappa}}{\beta^* \omega y}, \frac{500\mu}{\rho y^2 \omega} \right], \frac{4\rho\kappa}{\sigma_{\omega 2} CD_{k\omega} y^2} \right] \quad (3.37)$$

$$CD_{k\omega} = \max \left(2\rho\sigma_d \frac{1}{\omega} \nabla\kappa\nabla\omega, 10^{-10} \right) \quad (3.38)$$

$$F_2 = \tanh(\zeta_2^2) \quad (3.39)$$

$$\zeta_2 = \max \left(\frac{2\sqrt{\kappa}}{\beta^* \omega y}, \frac{500\mu}{y^2 \omega} \right) \quad (3.40)$$

em que y é a distância até a parede mais próxima. Observa-se que F_1 é igual a zero longe da parede, representando o κ - ε , e muda-se para 1 nas regiões viscosas, próximo às paredes, representando o κ - ω .

As constantes empíricas do modelo SST (Tabela 3.3) são obtidas combinando as constantes do κ - ε e κ - ω . Seja ϕ uma constante do SST e ϕ_1 e ϕ_2 constantes dos modelos κ - ω e κ - ε , respectivamente. Os valores são calculados por meio de uma combinação linear dos coeficientes dos modelos subjacentes correspondentes, como apresentado na relação abaixo:

$$\phi = F_1 \phi_1 + (1-F_1) \phi_2 \quad (3.41)$$

Tabela 3.3 - Constantes empíricas da formulação do modelo de turbulência SST.

Constantes	ϕ_1 (κ - ω)	ϕ_2 (κ - ε)
β^*	0,090	0,090
σ_κ	1,176	1,000
σ_ω	2,000	1/0,856
α	5/9	0,440
β	0,075	0,0828
σ_d	0,856	0,856

Fonte: Mender et al., 2003.

Bardina et al. (1997) desenvolveram um extenso estudo de validação do SST, cujos resultados demonstraram um desempenho comparativamente superior em relação aos modelos $\kappa - \epsilon$ e $\kappa - \omega$ em simulações de escoamento em camadas limite. Em particular, o SST apresentou boa capacidade de previsão de escoamentos sob gradientes de pressões adversos.

3.2.4 Renormalization Group Theory $\kappa - \epsilon$

O Modelo de renormalização dos grupos $\kappa - \epsilon$ (RNG $\kappa - \epsilon$ – do inglês, *Renormalization Group Theory* $\kappa - \epsilon$) é uma alternativa do modelo $\kappa - \epsilon$. Difere do modelo padrão apenas na equação da taxa de dissipação ϵ (Equação 3.43). A normalização de grupos melhora a caracterização da viscosidade turbulenta.

As constantes do RNG $\kappa - \epsilon$ são obtidas teoricamente e não empiricamente, como no $\kappa - \epsilon$ padrão. Resultados indicam que esse modelo fornece melhores previsões em situações de escoamento incluindo separação, linhas de correntes curvas e regiões de estagnação (FREIRE et al., 2006).

As equações que descrevem o RNG $\kappa - \epsilon$ são apresentadas a seguir:

Equação para a energia cinética turbulenta:

$$\frac{\partial(\rho\kappa)}{\partial t} + \nabla \cdot \left[\rho \bar{U} \kappa - \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{\kappa \text{RNG}}} \right) \nabla \kappa \right] = P_\kappa - \rho \epsilon \quad (3.42)$$

Equação para a taxa de dissipação:

$$\frac{\partial(\rho\epsilon)}{\partial t} + \nabla \cdot \left\{ \rho \bar{U} \epsilon - \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{\epsilon \text{RNG}}} \right) \nabla \epsilon \right] \right\} = C_{\epsilon 1 \text{RNG}} \frac{\epsilon}{\kappa} P_\kappa - C_{\epsilon 2 \text{RNG}} \rho \frac{\epsilon^2}{\kappa} \quad (3.43)$$

em que $C_{\epsilon 1 \text{RNG}}$ é dado pela Equação 3.44

$$C_{\epsilon 1 \text{RNG}} = 1,42 - \frac{\eta \left(1 - \frac{\eta}{4,38} \right)}{(1 + \beta_{\text{RNG}} \eta^3)} \quad (3.44)$$

$$\eta = \left(\frac{P_k}{\rho \epsilon C_{uRNG}} \right)^{0.5} \quad (3.45)$$

na qual P_k é o termo de produção e definido de maneira semelhante ao κ - ϵ (Equação 3.26). A viscosidade turbulenta é calculada como apresentado abaixo. As constantes são ilustradas na Tabela 3.4.

$$\mu_t = C_{uRNG} \rho \frac{\kappa^2}{\epsilon} \quad (3.46)$$

Tabela 3.4 - Constantes do modelo de turbulência RNG κ - ϵ padrão.

Constantes	Valor
σ_{kRNG}	0,7179
$\sigma_{\epsilon RNG}$	0,7179
β_{RNG}	0,0120
$C_{\epsilon 2RNG}$	1,9200
C_{uRNG}	0,0850

Fonte: Freire et al., 2006.

3.2.5 Reynolds Stress Model

Os modelos de turbulência baseados na hipótese de Boussinesq representam uma solução consolidada para o problema do fechamento das equações médias de Navier-Stokes. No entanto, apesar do reconhecido desempenho na solução de diversas categorias de escoamentos turbulentos, tais modelos apresentam algumas deficiências, principalmente em casos nos quais o comportamento anisotrópico da turbulência mostra-se relevante, como por exemplo, no caso de fluidos que apresentam rotação e correntes secundárias (FREIRE et al., 2006; ESCUE; CUI, 2009).

Uma alternativa para o fechamento das equações médias de Navier-Stokes consiste na obtenção de equações diretas para o transporte das tensões de Reynolds. Assim, o RSM é baseado na solução de uma equação de transporte para cada um dos seis componentes do tensor de tensão de Reynolds, com uma expressão adicional para a taxa de dissipação turbulenta (VITTORI et al., 2011). Esses modelos podem ser divididos em dois grupos:

a. Baseados na Equação ε : os principais são os LRR e o SSG, sendo que, no primeiro, a correlação entre pressão e tensão é linear, enquanto no segundo é quadrática.

b. Baseados na Equação ω : são o tensor de Reynolds *Omega* e o tensor de Reynolds *Baseline*. A principal vantagem dá-se no tratamento matemático próximo às paredes.

A equação de transporte para o tensor de Reynolds baseado na Equação ε é dada por:

$$\frac{\partial(\rho \overline{u'_i u'_j})}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho \overline{u'_i u'_j} \otimes \overline{U}] = P + \Phi + \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{2}{3} C_{sp} \frac{\kappa^2}{\varepsilon} \right) \nabla \overline{u'_i u'_j} \right] - \frac{2}{3} \delta \rho \varepsilon \quad (3.47)$$

sendo P o termo de taxa de produção das tensões de Reynolds por efeito de deformação do escoamento médio, e Φ o termo de correlação pressão-deformação. De acordo com Speziale et al (1991), podem ser representados por:

$$P = -\rho ((\overline{u'_i u'_j})(\nabla \overline{U})^T) + \rho \nabla \overline{U} (\overline{u'_i u'_j}) \quad (3.48)$$

$$\Phi = \Phi_1 + \Phi_2 \quad (3.49)$$

em que,

$$\Phi_1 = -\rho \varepsilon \left(C_{s1} \mathbf{a} + C_{s2} \left(\mathbf{a} \mathbf{a} - \frac{1}{3} \mathbf{a} \cdot \mathbf{a} \delta \right) \right) \quad (3.50)$$

$$\begin{aligned} \Phi_2 = & -C_{R1} P \mathbf{a} + C_{R2} \rho \kappa S - C_{R3} \rho \kappa S \sqrt{\mathbf{a} \cdot \mathbf{a}} + \\ & C_{R4} \rho \kappa \left(\mathbf{a} S^T + S \mathbf{a}^T - \frac{2}{3} \mathbf{a} \cdot S \delta \right) + C_{R5} \rho \kappa (\mathbf{a} \cdot \mathbf{\Omega}^T + \mathbf{\Omega} \cdot \mathbf{a}^T) \end{aligned} \quad (3.51)$$

sendo S o tensor médio da taxa de deformação, dado por:

$$S = \frac{1}{2} \left(\nabla \overline{U} + (\nabla \overline{U})^T \right) \quad (3.52)$$

$\mathbf{\Omega}$ é o tensor médio da vorticidade, definido por:

$$\mathbf{\Omega} = \frac{1}{2} \left(\nabla \overline{U} - (\nabla \overline{U})^T \right) \quad (3.53)$$

a é o tensor anisotropia, expresso por:

$$a = \frac{\overline{u'_i u'_j}}{\kappa} - \frac{2}{3} \delta \quad (3.54)$$

e a dissipação da turbulência (ε) pode ser modelada como segue:

$$\frac{\partial(\rho\varepsilon)}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho \bar{U} \varepsilon] = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{\varepsilon RS}} \right) \nabla \varepsilon \right] + \frac{\varepsilon}{\kappa} (C_{\varepsilon 1} P - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon) \quad (3.55)$$

Essa forma geral pode ser utilizada para modelar a correlação linear e quadrática, utilizando-se os valores adequados das constantes, conforme é apresentado na Tabela 3.5.

Tabela 3.5 - Valores dos parâmetros dos modelos LRR IP, LRR QI e SSG.

Modelo	C _{s1}	C _{s2}	C _{r1}	C _{r2}	C _{r3}	C _{r4}	C _{r5}
LRR IP Launder et al. (1975)	1,800	0,000	0,000	0,800	0,000	0,600	0,600
LRR QI Launder et al. (1975)	1,800	0,000	0,000	0,800	0,000	0,873	0,655
SSG Speziale et al. (1991)	1,700	-1,050	0,900	0,800	0,650	0,625	0,200

Fonte: Shih et al., 1995 *apud* Barbosa, 2011.

Speziale et al. (1991, 1992) testaram os modelos LRR e SSG em fluxos com e sem rotação. Os resultados mostraram que o SSG-RSM supera os modelos LRR-RSM na previsão do fluxo da energia cinética turbulenta. O modelo SSG-RSM não é significativamente mais complicado (em termos de convergência) do que o LRR (FILONOVICH, 2015).

Além disso, o RSM tem uma variante baseada no mesmo escopo da aproximação do modelo de turbulência SST chamada RSM-*Baseline* (BSL-RSM), que consiste em uma função combinada para a equação de dissipação, transformando-a em uma relação ε para a região de fluxo externo e em uma equação ω para um tratamento mais próximo da parede. A equação modelada de BSL-RSM (basta utilizar a relação $\omega = \varepsilon / \beta' \kappa$ na Equação 3.47) pode ser escrita como:

$$\frac{\partial(\rho \overline{u'_i u'_j})}{\partial t} + \nabla \cdot [\rho \overline{u'_i u'_j} \otimes \overline{U}] = P + \Phi + \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\kappa} \right) \nabla \overline{u'_i u'_j} \right] - \frac{2}{3} \delta \rho \omega \kappa \beta' \quad (3.56)$$

A equação de transporte de dissipação de energia (Equação ω) é igual à utilizada no modelo SST.

$$\frac{\partial(\rho \omega)}{\partial t} + \nabla \cdot \left[\rho \overline{U} \omega - \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\omega} \right) \nabla \omega \right] = (1 - F_1) 2\rho \frac{1}{\sigma_{\omega 2} \omega} \nabla \kappa \nabla \omega + \alpha \frac{\omega}{\kappa} P_\kappa - \beta \rho \omega^2 \quad (3.57)$$

Os coeficientes são calculados da mesma maneira que no modelo SST (Equação 3.41 - página 60). As constantes são apresentadas na Tabela 3.3 (Valores iguais aos utilizados pelo SST). O termo de correlação pressão-deformação é dado pelo modelo LRR-QI.

3.2.6 Turbulência na fase dispersa

Geralmente, a fase dispersa em um escoamento multifásico turbulento é modelada utilizando-se o modelo de zero equação dispersa, o qual apresenta que a viscosidade turbulenta da fase dispersa é proporcional à fase contínua, e determinada pela equação:

$$\mu_{td} = \left(\frac{\rho_d}{\rho_c} \right) \frac{\mu_{tc}}{\sigma_p} \quad (3.58)$$

em que μ_{td} , μ_{tc} , ρ_d , ρ_c e σ_p representam a viscosidade turbulenta na fase dispersa, a viscosidade turbulenta na fase contínua, a densidade da fase dispersa, a densidade da fase contínua e número de Prandtl turbulento.

3.3 Escoamento próximo à parede

A implementação da condição de limite da parede em fluxos turbulentos inicia-se com a avaliação da distância adimensional da parede.

$$y^+ = \frac{\rho u^* y_p}{\mu} \quad (3.59)$$

em que y_p é a distância da parede até o centroide da célula P; ρ e μ representam a densidade e a viscosidade do fluido, respectivamente. A velocidade de atrito (u^*) que representa a tensão de cisalhamento na parede, τ_w , conforme a expressão:

$$u^* = \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho}} \quad (3.60)$$

Um tratamento perto da parede depende da posição do nó mais próximo. Se $y^+ \leq 11,06$, a subcamada viscosa laminar deve ser resolvida. A fim de resolver em todos os detalhes uma subcamada viscosa, uma malha muito fina é necessária, com $y^+ \approx 1$, o que levará a um esforço computacional excessivo dedicado à região próxima à parede.

Se $y^+ > 11,06$, o nó mais próximo à parede estará na camada intermediária, onde o fluxo é turbulento; então, a abordagem de função da parede é utilizada. No ANSYS CFX, a Lei de Parede é uma extensão do método Launder e Spalding (1972), apresentada na Equação 3.61.

$$U^+ = \frac{U}{u^*} = \frac{1}{\kappa} \ln(y^+) + B \quad (3.61)$$

A equação 3.61 é conhecida como a Lei-Logarítmica, em que B é a constante integral e κ é a constante de Von Kármán.

Uma das principais desvantagens dessa abordagem é que as previsões dependem da localização da célula mais próxima à parede. O problema das inconsistências no uso da Lei de Parede, no caso de malhas finas, pode ser superado com o uso da formulação *Scalable Wall Function*. A função escalável é implementada no ANSYS CFX e utilizada juntamente com os modelos de turbulência baseados na equação de transporte ϵ .

A ideia dessa formulação é limitar o valor y^+ usado na Lei Logarítmica (Equação 3.61), como mostrado a seguir:

$$\tilde{y}^+ = \max(y^+; 11,06) \quad (3.62)$$

em que 11,06 é o valor de y^+ na interseção entre os perfis logarítmicos e os perfis lineares. Assim, o $\tilde{y}^+$ sempre será superior a esse limite, portanto todas as inconsistências de malha fina no uso da Lei de Parede são evitadas.

Para os modelos à base da equação de transporte ω , a ANSYS CFX implementa uma formulação que mudará automaticamente de funções de parede para uma formulação de baixo número de Reynolds à medida que a malha é refinada.

4. MATERIAL E MÉTODOS

Neste capítulo, apresentam-se a descrição do sedimentador contínuo laboratorial estudado, bem como o esclarecimento da realização dos experimentos PIV. Por fim, é mostrado o modelo matemático implementado e analisado para o escoamento monofásico e bifásico no interior do tanque contínuo, utilizando como ferramenta o ANSYS CFX 16.0.

4.1 Experimentos PIV

Todas as medições de Velocimetria por Imagem de Partículas (PIV) foram realizadas no Laboratório de Engenharia Ambiental e Térmica (LETE). Este laboratório é parte do Departamento de Engenharia Mecânica (DEM), da Escola Politécnica (POLI) da Universidade de São Paulo (USP).

4.1.1 Protótipo do sedimentador utilizado

O sedimentador utilizado nas medições, ilustrado na Figura 4.1, é um equipamento desenvolvido no laboratório de Operações Unitárias da Universidade Santa Cecília (UNISANTA), Santos/SP. Era composto por um corpo cilíndrico de acrílico cristal transparente com uma entrada localizada no topo do equipamento e duas saídas, uma localizada na parte superior e a outra situada no fundo do equipamento. No interior, foi introduzido um quebra-fluxo (um tubo central de acrílico cristal transparente), com o objetivo de auxiliar na distribuição da suspensão. Para reduzir o desvio ótico nas medições, foi construída uma caixa de acrílico cristal transparente e colocada externamente ao tanque sedimentador (contendo água destilada). Vale lembrar que a presença dessa caixa não afeta o escoamento interno do tanque. As dimensões do equipamento são exibidas na Figura 4.2.

A unidade experimental continha um tanque para armazenamento dos fluxos das duas saídas do sedimentador, como apresentado na Figura 4.1. Essa suspensão armazenada é utilizada para a realimentação do tanque sedimentador. A fim de garantir uma alimentação uniforme, o tanque de armazenamento continha um misturador axial movido por um motor de rotação variável.

A mistura água/partícula circulava através desse sistema, utilizando uma bomba centrífuga com rotor de 22 mm de diâmetro com velocidade de rotação variável.

Para o controle do sistema, existia um painel com chave elétrica geral e controle da rotação do misturador axial, do rastelo (não utilizado nas medições) e da bomba, como apresentado na Figura 4.1.

4.1.2 PIV

O sistema de PIV (pertencente ao LETE/POLI/USP) é composto pelo laser duplo pulso fabricado pelo *Litron Lasers Ltd*, Reino Unido (modelo nº NANO L200-15PIV, nº série LM1051), baseado em íons de Argônio (Nd: YAG). Emite luz com comprimento de onda (λ) de 532 nm.

Antes de cada experimento, focava-se o laser sobre a zona de trabalho e garantia-se que o plano xy , o qual a luz iluminava, fosse localizado no eixo central ($z = 0$).

A câmera usada (Figura 4.3) tinha uma resolução de 2048×2048 pixels e era capaz de capturar imagens a uma velocidade máxima de 15 Hz. Esta câmera utilizava duas camadas de capacitores fotossensíveis, conhecidos como CCD, para adquirir as imagens. Empregou-se, na câmera, um filtro óptico que permitia apenas a passagem de luz com um comprimento de 532nm. A lente usada foi uma Nikor. A distância focal utilizada foi de 0,50 m.

Para seguir o movimento do fluido, eram adicionadas partículas à água. Neste caso, foram usadas partículas ocas de vidro com um diâmetro médio de 10 μm revestidas de prata (densidade igual a 1400 kg/m^3).

O *software* PIV (*Dynamic Studio* versão 3.20.89, *Dantec Dynamics A / S*) foi executado em uma estação de trabalho Dell *Precision* (T5500), com dois processadores *Intel Xeon* (2,4 GHz) e 4 GB de RAM, também pertencente ao LETE/POLI/USP.

As medidas PIV foram baseadas na média de 100 imagens. Após o procedimento experimental, os vetores de autocorrelação PIV foram calculados, usando-se o *software Dynamic Studio* com as imagens da câmera CCD e as máscaras apropriadas, no intuito de evitar regiões sem interesse e/ou com muita reflexão. Em termos da configuração PIV, tanto a câmera CCD como o laser foram posicionados simultaneamente, para capturar as características do escoamento do sedimentador contínuo, como esquematizado na Figura 4.3. A localização do plano xy de medições e a origem das coordenadas utilizadas são mostradas na Figura 4.3 (c).

Figura 4.1 - Sedimentador estudado; (I) tanque sedimentador; (II) quebra-fluxo; (III) bomba; (IV) tanque de armazenamento e (V) válvulas de controle.

Figura 4.2 - Dimensões do sedimentador contínuo.

Diâmetro (mm)	Corpo	D_1	200
	Quebra-Fluxo	D_2	80
	Entrada	D_3	12
	Saída da Lama	D_4	10
Comprimento (mm)	Corpo	L_1	170
	Quebra- Fluxo	L_2	150
	Tubulação de Entrada	L_3	75
	Saída do Quebra-Fluxo	L_4	9

Figura 4.3 - Estrutura do experimento no PIV: (a) câmera; (b) laser e (c) plano de estudo e localização dos eixos.

4.1.3 Condições estudadas

As condições de operação utilizadas nos experimentos consistiram no controle do fluxo de alimentação (água e partículas sólidas) igual a $43,5 \text{ mL.s}^{-1}$. Na vazão da saída da lama, foram estudadas duas situações 15,5 e $3,5 \text{ mL.s}^{-1}$. Na saída do clarificado, foi estabelecida pressão ambiente (1 atm).

4.2 Simulação CFD

Todas as simulações foram realizadas utilizando o *software* ANSYS CFX na versão 16.0, em uma *workstation* e em um cluster pertencentes ao Departamento de Engenharia Química (DEQ), Escola Politécnica, Universidade de São Paulo-USP.

4.2.1 Domínio computacional

Para se estudar o comportamento das fases no interior do sedimentador através do uso do CFD, faz-se necessário criar uma representação, o mais fiel possível, da geometria do equipamento, em um domínio computacional denominado de malha.

A geometria foi criada por meio da definição de pontos, curvas e superfícies, definindo-se o tamanho e o formato do sedimentador contínuo, utilizando-se o ICFM CFD na versão 16.0. Na Figura 4.4, é apresentada a geometria utilizada.

As dimensões são iguais às do sedimentador utilizado na etapa experimental (Figura 4.2), com exceção de algumas adaptações, descritas a seguir:

- a) Foi necessário delimitar a região da saída do clarificado para o estudo numérico, aplicando uma parede no topo do sedimentador e, considerando uma área de $1,856 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$ representando a saída;
- b) Na saída do quebra-fluxo, não foram considerados os semiarcos apresentados na unidade experimental. Nas simulações, foi considerada uma área lateral contínua representando a saída, porém a área de saída foi mantida igual à área da unidade experimental (10^{-3} m^2).

Figura 4.4 - Representação do sedimentador contínuo construído no ICFM CFD 16.0.

Na Figura 4.5, são apresentadas as dimensões do sedimentador com as devidas adaptações utilizadas nas simulações numéricas.

Diâmetro (mm)	Corpo	D_1	200
	Quebra-Fluxo	D_2	80
	Entrada	D_3	12
	Saída da Lama	D_4	10
Comprimento (mm)	Corpo	L_1	170
	Quebra- Fluxo	L_2	144
	Tubulação de Entrada	L_3	75
	Saída do Quebra-Fluxo	L_4	4
	Saída do Clarificado	L_5	3

Figura 4.5 - Dimensões do sedimentador contínuo estudado numericamente.

Optou-se pelo desenvolvimento de uma malha estruturada, utilizando elementos hexaédricos, a partir de uma estratégia de construção de blocos (*blocking*). O ICEM CFD na versão 16.0 foi empregado, e as etapas foram seguidas:

- a) Definir interativamente um conjunto de blocos por meio de divisão, junção, definições de borda, associação dos vértices, arestas e faces;
- b) Atribuir cotas nos lados dos blocos para definir o tamanho máximo dos elementos ou volumes de controle e razão de expansão;
- c) Gerar a malha com parâmetros de projeções especificadas;
- d) Verificar a qualidade da malha para garantir que os critérios de qualidade especificados sejam atendidos;
- e) Repetir o(s) procedimento(s) caso seja(m) necessário(s).

A criação do bloco visava representar a geometria do problema, de maneira que, após a realização da associação de vértices e arestas dos blocos com pontos e curvas da geometria, foi possível representar o meio contínuo, como mostrado na Figura 4.6. A blocagem utilizada foi resultado de várias estratégias testadas no decorrer do trabalho e era composta por 156 blocos.

Foram criadas várias malhas e realizados testes, a fim de assegurar a independência dos resultados em relação ao refinamento empregado. A malha estruturada utilizada para os estudos da validação do modelo matemático era constituída de 2.450.410 volumes de controle e 2.533.084 nós. Na Figura 4.7, são apresentados os detalhes da malha, podendo ser observada a boa distribuição dos elementos acerca do domínio de estudo.

Figura 4.6 - Representação da blocagem utilizada: (a) visão lateral e (b) visão superior.

Figura 4.7 - Malha hexaédrica utilizada: (a) sedimentador; (b) destaque da saída do clarificado e (c) destaque da base do sedimentador.

4.2.2 Modelagem matemática

No presente trabalho, foram adotadas duas situações:

1. Escoamento monofásico (água), com o objetivo de verificar o modelo matemático através da comparação aos resultados obtidos experimentalmente (análise PIV);
2. Escoamento bifásico (água-carbonato de cálcio) em que foram estudadas diversas situações (descritas a seguir) a fim de melhorar a eficiência de separação do equipamento.

A modelagem matemática utilizada em cada caso é descrita a seguir:

4.2.2.1 Sistema monofásico

A fim de realizar as simulações tridimensionais, foram feitas algumas considerações referentes ao escoamento monofásico, conforme segue:

- a) Escoamento permanente, isotérmico e turbulento;
- b) Fluido newtoniano e incompressível;
- c) Propriedades físico-químicas constantes;
- d) Não há fonte de massa, $S_{msa} = 0$;
- e) As paredes do sedimentador são lisas, ou seja, não há rugosidade.

Equação de conservação de massa e movimento

Com as considerações supracitadas, as equações da conservação de massa e movimento se reduzem, respectivamente, a:

$$\nabla \cdot (\bar{U}) = 0 \quad (4.1)$$

$$\nabla \cdot (\rho \bar{U} \otimes \bar{U}) = -\nabla p + \nabla \cdot \{ \mu [\nabla \bar{U} + (\nabla \bar{U})^T - \rho \overline{u'_i u'_j}] \} + \bar{S}_M \quad (4.2)$$

em que ρ e $\bar{U}$ representam a densidade e a velocidade da água; μ representa a viscosidade dinâmica e $-\rho \overline{u'_i u'_j}$ é o tensor de Reynolds, que pode ser relacionado à viscosidade turbulenta

(μ_t), sendo calculada pelas Equações 3.28, 3.31, 3.34 e 3.46, a depender do modelo de turbulência utilizado.

Nesta situação, foram aplicados os modelos κ - ϵ , κ - ω , RNG κ - ϵ , SST κ - ω , SSG RSM e BSL RSM. Os valores das constantes para cada modelo de turbulência em estudo são apresentados nas Tabelas de 3.1 a 3.5.

Condições de contorno

As condições iniciais aplicadas no domínio de estudo para resolver as equações são dadas a seguir:

- a) A vazão de entrada no equipamento foi igual a 43,5 g/s;
- b) A pressão estática média (*Average Static Pressure*) na saída do clarificado foi estabelecida igual a 1,0 atm;
- c) Na saída da lama, foi utilizada vazão igual a 15,5 g/s.

4.2.2.2 Sistema bifásico

Para o sistema bifásico (água e carbonato de cálcio), foram utilizadas as seguintes considerações:

- a) Escoamento permanente, isotérmico e turbulento;
- b) Fluido newtoniano e incompressível;
- c) Propriedades físico-químicas constantes;
- d) Não há fonte de massa, $S_{msa} = 0$;
- e) As paredes do sedimentador são lisas, ou seja, não há rugosidade;
- f) Foram desprezadas as forças interfaciais de não arraste (forças de sustentação, lubrificação de parede, massa virtual e pressão de sólido);
- g) Empregou-se o modelo de transferência interfacial de partícula;
- h) A força de arraste foi calculada pelo modelo de Gidaspow (Equação 3.17);
- i) Para descrever a turbulência foi utilizado o modelo BSL-RSM.

Equação de conservação de massa e movimento

Com as observações anteriores, as equações de conservação de massa e movimento para o sistema bifásico se reduzem, respectivamente, a:

$$\nabla \cdot (f_\alpha \rho_\alpha \bar{U}_\alpha) = 0 \quad (4.3)$$

$$\nabla \cdot [f_\alpha (\rho_\alpha \bar{U}_\alpha \otimes \bar{U}_\alpha)] = -f_\alpha \nabla p_\alpha + \nabla \cdot \{f_\alpha \mu_\alpha [\nabla \bar{U}_\alpha + (\nabla \bar{U}_\alpha)^T - \rho \overline{u'_i u'_j}]\} + \bar{S}_{M\alpha} + \bar{M}_\alpha \quad (4.4)$$

$\bar{M}_\alpha$ é definida apenas pela força de arraste e a força de dispersão turbulenta, determinadas pela Equação 3.17 e 3.18, respectivamente.

Condições de contorno

As condições iniciais e de contorno aplicadas no domínio de estudo são dadas a seguir:

- a) Considera-se a pressão estática média (*Average Static Pressure*) da saída do clarificado igual a 1,0 atm;
- b) A vazão de entrada no equipamento variou de 35 a 55 g/s;
- c) A vazão da saída da lama igual a 15,5 g/s;
- d) A concentração volumétrica da mistura na entrada modalizou de 1 a 20% da fase sólida;
- e) O diâmetro da partícula da fase sólida variou de 10 a 250 μm .

Avaliação da *performance* do sedimentador

A eficiência de separação das fases (água/sólido) no sedimentador contínuo é definida pela relação entre a fração mássica de partículas sólidas na saída do clarificado (C_L) e a fração mássica de sólidos que entra no sedimentador (C_o), conforme apresentado na Equação 4.5.

$$E(\%) = \left(1 - \frac{C_L}{C_o}\right) \cdot 100 \quad (4.5)$$

em que E representa a eficiência de separação.

4.2.3 Planejamento das simulações

Nas Tabelas 4.1 a 4.5 são apresentados os diferentes casos simulados, estando detalhados: a malha, o modelo de turbulência, o modelo multifásico, o diâmetro da fase sólida, a concentração da mistura na entrada, a vazão na entrada e as variações nas dimensões do sedimentador.

Tabela 4.1 - Casos estudados: independência de Malha*.

Casos	Malha	Vazão na Entrada (g/s)	Modelo de Turbulência
Caso 01	M1	43,5	$\kappa-\epsilon$
Caso 02	M2	43,5	$\kappa-\epsilon$
Caso 03	M3	43,5	$\kappa-\epsilon$
Caso 04	M4	43,5	$\kappa-\epsilon$
Caso 05	M5	43,5	$\kappa-\epsilon$

*Sistema monofásico.

Tabela 4.2 - Casos estudados: validação do modelo de turbulência*.

Casos	Malha	Vazão na Entrada (g/s)	Vazão na Saída de Lama (g/s)	Modelo de Turbulência
Caso 04	M4	43,5	15,5	$\kappa-\epsilon$
Caso 06	M4	43,5	15,5	RNG $\kappa-\epsilon$
Caso 07	M4	43,5	15,5	$\kappa-\omega$
Caso 08	M4	43,5	15,5	SST $\kappa-\omega$
Caso 09	M4	43,5	15,5	SSG RSM
Caso 10	M4	43,5	15,5	BSL RSM

*Sistema monofásico.

Tabela 4.3 - Casos estudados: comparação entre modelos multifásicos**.

Casos	Modelo de Turbulência	Modelo Multifásico	Vazão na Entrada (g/s)
Caso 11	BSL RSM	Euler-Euler	43,5
Caso 12	BSL RSM	Euler-Lagrange	43,5

**A concentração de sólidos na entrada foi igual a 1%, e o diâmetro das partículas igual a 25 μm .

Tabela 4.4 - Casos estudados: influência do diâmetro da fase sólida, da concentração e da vazão na entrada.

Casos	Vazão de entrada (g/s)	Concentração volumétrica na entrada do sedimentador (%)	Diâmetro da fase sólida (µm)
Caso 13	43,5	20	10
Caso 14	43,5	20	25
Caso 15	43,5	20	50
Caso 16	43,5	20	100
Caso 17	43,5	20	250
Caso 18	43,5	1	25
Caso 19	43,5	5	25
Caso 20	43,5	10	25
Caso 21	43,5	15	25
Caso 22	35	1	25
Caso 23	50	1	25
Caso 24	55	1	25

Tabela 4.5 - Casos estudados: influência das dimensões do sedimentador.

Casos	Razão Altura/ Diâmetro do Sedimentador	Tubulação de Entrada	Base do sedimentador
Caso 25	Aumento 20%	Sem alteração	Sem alteração
Caso 26	Aumento 40%	Sem alteração	Sem alteração
Caso 27	Redução 20%	Sem alteração	Sem alteração
Caso 28	Redução 40%	Sem alteração	Sem alteração
Caso 29	Sem alteração	Entrada Centralizada	Sem alteração
Caso 30	Sem alteração	Sem tubulação de entrada	Sem alteração
Caso 31	Sem alteração	Tubulação aumentada 50%	Sem alteração
Caso 29	Sem alteração	Sem alteração	Cônico 1°
Caso 30	Sem alteração	Sem alteração	Cônico 5°
Caso 31	Sem alteração	Sem alteração	Cônico 8°

4.2.4 Hardware

A *Workstation* utilizada para realização das simulações foi montada pela *Apple* e opera com sistema *Windows 10*. Apresenta a seguinte composição:

- a) Placa mãe *Apple Mac-F221BEC8* Chipset Intel 5220;
- b) 2 processadores Xeon E5645 de 6 núcleos físicos e 12 *threads* com *clock* de 2.4 Ghz cada, permitindo até 24 *threads* com 12 MB de *cache* no total;
- c) 16 *gigabytes* de memória RAM do tipo DDR3 tricanal de 670 Mhz;
- d) Placa de vídeo dedicada AMD Radeon HD 5700 com 1 GB de memória GDDR5;
- e) 2 HDDs de 2 TB cada do tipo SATA-II com taxa máxima de 3 Gb/s de transferência.

O *Cluster*, também utilizado nas simulações, opera com SUSE *Linux Enterprise Server* 11. É composto por 8 *Compute Nodes* contidos em 4 servidores C1104, sendo cada *node* configurado com:

- a) 12 *Cores* compostos por 2 *sockets Intel Xeon Six-Core* 5649 de 2.53- GHz, com 12MB cachê, 5.86 GT/s;
- b) 48-GB de memória DDR3 1333 MHz;
- c) 1 (um) disco de 500-GB SATA2.

1(um) *Compute Node* SGI C1103 é configurado com:

- a) 12 *Cores* compostos por 2 *sockets Intel Xeon Six-Core* 5649 de 2.53- GHz, com 12MB cachê, 5.86 GT/s;
- b) 48-GB de memória DDR3 1333 MHz;
- c) 1 (um) disco de 500-GB SATA2.

1(um) *Master Node* SGI C2108 é configurado com:

- a) 12 *Cores* compostos por 2 *sockets Intel Xeon Six-Core* 5650 de 2.66- GHz, com 12MB cachê, 6.4 GT/s;
- b) 48-GB de memória DDR3 1333 MHz;
- c) 8 (oito) discos de 3000-GB SATA2;
- d) RAID 5/6 *Controlle*.

4.2.5 Critérios de Convergência

O critério de convergência RMS (*Root Mean Square*) deve ser de 10^{-4} ou menor, mas é preciso escolher de maneira que uma “boa” solução numérica seja obtida em um tempo computacional aceitável. Neste trabalho, foi adotado o critério de convergência RMS igual a $5 \cdot 10^{-5}$. Além disso, para os casos bifásicos, foi monitorado o fluxo de sólido na saída do clarificado, de modo que esta informação também contribuiu para o julgamento da convergência.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Este capítulo tem como objetivo apresentar, analisar e discutir os resultados do escoamento de fluido através de um sedimentador contínuo. Primeiro, são mostrados os campos de velocidades resgatados nas análises com a técnica PIV para o sedimentador contínuo de bancada. Em uma segunda etapa, são comparados os resultados numéricos e os resultados experimentais referentes ao problema físico. Por fim, é estudado o escoamento multifásico (água/carbonato de cálcio) dentro do tanque sedimentador.

5.1 Resultados experimentais

Vetores de velocidade média da água no plano xy , obtidos nos dois casos estudados experimentalmente, são apresentados na Figura 5.2. A seção mostrada representa a região à esquerda do quebra-fluxo como exibida na Figura 4.3 e por conveniência reapresentada neste capítulo (Figura 5.1). Vale lembrar que na base ($y = 0$) encontra-se a saída da lama e no topo encontra-se a saída do clarificado.

Figura 5.1 - Plano estudado experimentalmente.

Pela Figura 5.2, observa-se que existe zona de recirculação de fluido nas regiões acima e abaixo do jato que deixa o quebra-fluxo. Nota-se que esses vórtices mudam de posição e intensidade com a mudança da vazão de fluxo na saída da lama.

Essas recirculações também foram observadas no estudo CFD de Ghami e Kris (2011), que estudaram a dinâmica de fluidos em sedimentadores secundários utilizados em estações de

tratamento de água, e por Joodi e Hameed (2014) ao trabalharem numericamente com tanques de sedimentação horizontal.

De acordo com Shahrokhi et al. (2011), embora a recirculação do fluido tenha uma escala de velocidade menor que a velocidade de sedimentação, a existência dessas zonas de recirculação tem efeitos adversos, que são principalmente:

- a) Diminuir a área efetiva de separação do tanque;
- b) Induzir a uma elevada intensidade de turbulência, o que não só diminui a possibilidade de a partícula depositar-se, mas pode também causar problemas de ressuspensão.

Figura 5.2 - Perfil da média de velocidade da água em um plano diametral do sedimentador para as vazões da saída da lama iguais a: (a) 3,5 ml/s e (b) 15,5 ml/s.

São apresentadas as linhas de fluxo da água para os dois casos estudados (Figura 5.3), ratificando a presença de recirculações na região observada experimentalmente.

Figura 5.3 - Linhas de fluxo da água para as vazões da saída da lama iguais a: (a) 3,5 ml/s e (b) 15,5 ml/s.

Tem-se, na Figura 5.4, os perfis de velocidade – U (componente de velocidade na direção x) e V (componente de velocidade na direção y), obtidos experimentalmente para os dois casos de diferentes vazões de lama, nas posições distantes da base: 18, 60 e 90 mm.

Observa-se que não são verificadas grandes diferenças nos perfis apresentados. Porém vale destacar que as principais divergências ocorreram nos perfis da componente de velocidade - V :

- a) Posição 18: o caso de vazão $15,5 \text{ mL} \cdot \text{s}^{-1}$ apresenta velocidade - V negativa, enquanto o caso de vazão $3,5 \text{ mL} \cdot \text{s}^{-1}$ mostra velocidade - V positiva próximo à parede (posição x entre -0,95 e -0,08 m);
- b) Posição 60: o caso de menor vazão da lama apresenta menor velocidade - V na região central do plano estudado ($-0,08 \leq x \leq -0,06$);
- c) Posição 90: o caso de menor vazão da lama apresenta menor velocidade - V próximo à parede.

Figura 5.4 - Perfis de velocidade - U e V para três posições distantes da base: (a) velocidade - U – posição 18 mm; (b) velocidade - V – posição 18 mm; (c) velocidade - U – posição 60 mm; (d) velocidade - V – posição 60 mm; (e) velocidade - U – posição 90 mm e (f) velocidade - V – posição 90 mm.

5.2 Resultados numéricos

5.2.1 Análise de malha

Um estudo de dependência de malha foi realizado no intuito de obter a malha mais adequada para as simulações do ponto de vista de esforço computacional. Os totais de elementos e pontos nodais para as malhas utilizadas são apresentados na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 - Características das malhas utilizadas.

Malhas	Número de elementos hexaedros	Número de nós
M1	456 734	486 030
M2	1 005 296	1 052 480
M3	1 434 158	1 492 480
M4	2 450 410	2 533 084
M5	3 440 608	3 546 902

As simulações de estudo de dependência de malha foram realizadas, utilizando-se o modelo de turbulência κ - ε , regime permanente, vazão de entrada e de saída da lama iguais a 43,5 g/s e 15,5 g/s, respectivamente, e sistema monofásico (água), como apresentado na Tabela 4.1, Capítulo 4.

Para que haja independência de malha, os resultados devem se manter inalterados conforme maior ou menor refinamento. Caso ocorra variação no resultado, deve-se refiná-la até que a independência de malha seja atingida. Por outro lado, um refinamento muito apurado exige um maior esforço computacional.

Na Figura 5.6, são apresentados os perfis da componente de velocidade - V para quatro posições ao longo do sedimentador: 120, 80, 50 e 24 mm distantes da base (Figura 5.5).

Figura 5.5 - Posicionamento das linhas em estudo.

Figura 5.6 - Perfil da componente de velocidade - V para as malhas em estudo nas posições: (a) $y = 120 \text{ mm}$; (b) $y = 80 \text{ mm}$; (c) $y = 50 \text{ mm}$ e (d) $y = 24 \text{ mm}$.

Observa-se que, de maneira geral, há pequenas discrepâncias entre os valores ao longo do raio nas posições axiais medidas, sendo a maior divergência observada para o caso em que se utilizou a malha menos refinada.

Para otimizar o tempo computacional e sem perder a qualidade dos resultados, nos demais casos estudados, a malha utilizada foi a M4, composta por 2.450.410 elementos hexaédricos.

A fim de verificar a qualidade da malha em estudo, é demonstrado, nas Figuras 5.7 e 5.8, o seu comportamento diante de dois critérios de análise de qualidade de malhas: qualidade ortogonal (*Orthogonal Quality*) e assimetria (*Skewness*), respectivamente. Os valores desses histogramas foram gerados por meio do *Display Mesh Quality*, disponibilizado no ICEM CFD v.16.0.

Figura 5.7 - Qualidade ortogonal em função da porcentagem do número de elementos.

Figura 5.8 - Assimetria em função da porcentagem do número de elementos.

Pode-se notar que uma grande parte de elementos (em torno de 94,8% para o parâmetro qualidade ortogonal e 96,5% para o parâmetro assimetria) apresenta valores acima de 0,80, significando que a malha é adequada, já que, para os dois critérios estudados, o valor 1 corresponde ao valor ideal.

5.2.2 Análise do modelo de turbulência

Nesta seção, são apresentados os resultados numéricos referentes aos casos estudados dos modelos de turbulência, conforme ilustrado na Tabela 4.2, no Capítulo 4. Todos os resultados são comparados aos dados experimentais obtidos para o caso com vazão da lama igual a $15,5 \text{ ml} \cdot \text{s}^{-1}$ e são mostrados juntamente com o seu desvio padrão (representado em forma de barras). Os dados das componentes de velocidade foram coletados nas posições axiais distantes da base (70, 80, 90 e 100 mm), como exibido na Figura 5.9.

Figura 5.9 - Posição das linhas para verificação do modelo numérico em $x \leq -40 \text{ mm}$.

5.2.2.1 Modelos: κ - ϵ e RNG κ - ϵ

Nas Figuras 5.10 e 5.11, são apresentados os perfis de velocidade - U e V obtidos utilizando os modelos de turbulência κ - ϵ e RNG κ - ϵ , comparando-os aos valores obtidos através da análise PIV.

O modelo κ - ϵ foi utilizado por Joodi e Hameed (2014) para analisar o fluxo de água em tanques de sedimentação horizontal, e Tarpagkou e Pantokratoras (2014) usaram o modelo RNG κ - ϵ para estudar o comportamento da sedimentação em tanques lamelares.

Figura 5.10 - Componente da velocidade – U em função da posição radial obtida numericamente ($\kappa-\epsilon$ e RNG $\kappa-\epsilon$) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.

Os dois modelos apresentam adequadamente a tendência do perfil para a componente de velocidade – U (Figura 5.10), porém os valores são superestimados (verificam-se valores cerca de 4 vezes maiores que o valor experimental médio).

Figura 5.11 - Componente da velocidade – V em função da posição radial obtida numericamente (κ - ϵ e RNG κ - ϵ) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.

Observando a Figura 5.11, nota-se que o modelo RNG κ - ϵ representa melhor o comportamento do escoamento, apesar de não conseguir prever corretamente o perfil de velocidade próximo à parede. Isso é um indicativo de que a Lei de Parede empregada pelo

modelo foi falha. É provável que o uso de um modelo que resolva a camada limite permita simular melhor o comportamento experimental nessa região.

O perfil de velocidade- V obtido com o uso do modelo de turbulência κ - ϵ diverge em relação aos valores médios experimentais. Dentre os casos estudados, o modelo κ - ϵ é incapaz de prever corretamente o comportamento de velocidade. Apesar de ser amplamente utilizado, este modelo é inadequado para fluxos com baixo número de Reynolds e com rotações (SPEZIALE, 1990). Para o sedimentador em estudo, têm-se valores baixos do número de Reynolds: na região de sedimentação (região estudada experimentalmente), o maior valor do número adimensional é em torno de $2 \cdot 10^4$.

White et al. (2003), ao compararem os perfis de velocidade em um sedimentador utilizando o modelo de turbulência κ - ϵ com valores experimentais obtidos através da técnica LDV, também verificaram a inadequação do uso do modelo para algumas posições estudadas. Porém vale destacar que Stamou (1991) amenizou essa má previsão do κ - ϵ através do uso do modelo κ - ϵ modificado com o efeito de curvatura, prevendo melhor os perfis de velocidades em sedimentadores.

5.2.2.2 Modelos: κ - ω e SST κ - ω

Estes modelos são utilizados para prever a turbulência dos fluidos dentro de sedimentadores por alguns autores. A exemplo, citam-se Goula et al. (2007), que estudaram o modelo SST κ - ω para descrever o fluxo em sedimentador retangular de tratamento de água potável.

Nas Figuras 5.12 e 5.13, são apresentados os perfis de velocidade – U e V obtidos utilizando os modelos de turbulência κ - ω e SST κ - ω , nas posições 70, 80, 90 e 100 mm distantes da base (Figura 5.9). O y^+ médio utilizado em cada situação foi igual a 0,89 e 0,69, respectivamente.

Os resultados utilizando o modelo de turbulência SST κ - ω (Figura 5.12) não conseguem representar o pico de velocidade central da componente – U , observado no perfil médio experimental. Porém considerando o desvio padrão dos valores empíricos, o resultado numérico obtido com o modelo SST não diverge consideravelmente.

Figura 5.12 - Componente da velocidade – U em função da posição radial obtida numericamente ($\kappa-\omega$ e SST $\kappa-\omega$) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.

Os resultados obtidos com o modelo $\kappa-\omega$ apresentam o mesmo comportamento observado ao se utilizarem os modelos $\kappa-\varepsilon$ e RNG $\kappa-\varepsilon$: representa corretamente a tendência de perfil experimental médio, porém com valores muito maiores que os valores experimentais.

Figura 5.13 - Componente da velocidade — V em função da posição radial obtida numericamente ($\kappa-\omega$ e SST $\kappa-\omega$) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.

A Figura 5.13 indica que os modelos estudados conseguem representar a variação de velocidade próxima à parede, o que é esperado, já que os modelos SST e $\kappa-\omega$ apresentam, como principal vantagem, a previsão acurada do escoamento em camada limite (FREIRE et al., 2006). Porém os resultados numéricos, mostrados na Figura 5.13, ainda apresentam valores de

velocidade menores que os obtidos através do PIV, principalmente nas posições mais próximas à base (Figuras 5.13 (c) e 5.13(d)).

Os resultados, obtidos com o modelo SST, mostram uma melhor previsão do comportamento do perfil da componente de velocidade – V . Mohanarangam et al. (2009) também observaram que a melhor representação do escoamento, em um sedimentador contínuo, acontecia com o uso do modelo de turbulência SST (em comparação aos resultados obtidos com o uso do modelo de turbulência κ - ε).

5.2.2.3 Modelos: BSL- RSM e SSG-RSM

Dentre os modelos que calculam os tensores de Reynolds, foram estudados: (1) o modelo BSL-RSM, que utiliza uma função combinada para a equação de dissipação, transformando-a em uma relação ε para a região de fluxo externo e em uma equação ω para um tratamento mais próximo da parede, e (2) o SSG-RSM, que utiliza a equação ε para o fechamento da modelagem da turbulência.

Deve-se destacar que as simulações executadas usando os modelos BSL-RSM e SSG-RSM obtiveram taxa de convergência bem mais lenta. Em geral, precisou-se de mais de 2.000 iterações, sendo que para o modelo κ - ε , por exemplo, foram necessárias apenas 374 iterações para atingir convergência.

Nas Figuras 5.14 e 5.15, são mostrados os perfis de velocidade – U e V nas posições axiais (Figura 5.9), empregando os modelos de turbulência BSL-RSM (sendo o y^+ médio utilizado igual a 0,68) e SSG-RSM. Também são apresentados os dados experimentais obtidos pela análise PIV com o seu desvio padrão.

Nota-se, na Figura 5.14, que os dois modelos representam coerentemente o perfil de velocidade – U , sendo os melhores resultados obtidos com o modelo BSL RSM, apesar de, na posição 100 mm (Figura 5.14(a)), o comportamento apresentado ser diferente da média experimental.

Em relação ao perfil da componente de velocidade – V (Figura 5.15), a melhor reprodução também acontece usando o modelo BSL RSM. É possível verificar a variação de velocidade próxima à parede, embora os resultados numéricos ainda apresentem valores de velocidade abaixo dos dados empíricos. Porém, se for considerado o desvio padrão, os valores numéricos alcançados com o uso desse modelo estão de acordo com os resultados experimentais.

Figura 5.14 - Componente da velocidade – U em função da posição radial obtida numericamente (SSG RSM e BSL RSM) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.

Em geral, o modelo BSL-RSM apresenta resultados satisfatórios devido à sua precisão ao lidar com escoamentos rotacionais e por exibir um rigoroso tratamento na subcamada viscosa (FREIRE et al., 2006).

Figura 5.15 - Componente da velocidade – V em função da posição radial obtida numericamente (SSG RSM e BSL RSM) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.

Verifica-se que os modelos de turbulência baseados na equação de transporte ϵ não se mostram capazes de prever a ocorrência das variações da componente de velocidade – V próximas à parede. Evidenciando, para esse problema, a vantagem do uso da equação ω que, no *software* CFX v.16.0, obrigatoriamente possui um tratamento mais preciso na subcamada viscosa.

Na próxima seção, é feita uma comparação dos modelos RNG κ - ϵ , SST κ - ω e BSL-RSM, que apresentaram uma melhor previsão dos perfis de velocidade, a fim de averiguar qual modelo proporciona resultado preferível na análise numérica do escoamento.

5.2.2.4 Modelos: RNG κ - ϵ , SST κ - ω e BSL-RSM

Na Figura 5.16, são indicados os diagramas vetoriais de velocidade experimental e os de velocidade numérica (para o modelo de turbulência RNG, SST e BSL-RSM). Sob as mesmas condições de operação, observa-se um padrão de fluxo semelhante: zonas de recirculação na parte superior e inferior da saída do jato.

Figura 5.16 - Plano vetorial para cada caso em estudo: (a) experimental (PIV); (b) modelo de turbulência RNG κ - ϵ ; (c) modelo de turbulência SST κ - ω ; e (d) modelo de turbulência BSL-RSM.

Em relação ao jato de fluido que deixa o quebra-fluxo, há uma diferença entre o resultado experimental e os numéricos: no resultado experimental, o jato mostra-se menor e com uma inclinação levemente voltada para cima, enquanto os obtidos numericamente apresentam uma amplitude de velocidade maior e são ligeiramente voltados para baixo.

Nas Figuras 5.17 e 5.18, os resultados são apresentados na forma de perfil de velocidade-componentes U e V , respectivamente, nas posições axiais ilustradas na Figura 5.9.

Em geral, dentre os modelos de turbulência averiguados, verifica-se que o modelo BSL RSM melhor representa os perfis das duas componentes de velocidade estudadas. Deve-se ao fato de ser um modelo que não utiliza a hipótese de Boussinesq na sua formulação (VERSTEEG; MALALASEKERA, 1995). Para os demais casos estudados, foi utilizado esse modelo para a modelagem da turbulência.

Figura 5.17 - Componente da velocidade – U em função da posição radial obtida numericamente (RNG κ - ϵ , SST κ - ω e BSL RSM) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.

Figura 5.18 - Componente da velocidade – V em função da posição radial obtida numericamente (RNG $\kappa-\epsilon$, SST $\kappa-\omega$ e BSL RSM) e experimentalmente para as distâncias: (a) 100 mm da base; (b) 90 mm da base; (c) 80 mm da base e (d) 70 mm da base.

5.2.2 Estudo bifásico

Posteriormente à comprovação da modelagem matemática para o sistema monofásico, foram realizadas as análises qualitativa e quantitativa do escoamento bifásico (água e carbonato de cálcio). Inicialmente, foram analisados os modelos multifásicos Euler-Euler e Euler-Lagrange (Tabela 4.3). Um dos objetivos é pôr em evidência que o modelo multifásico proposto é capaz de prever adequadamente o escoamento.

5.2.2.1 Comparação entre os modelos Euler-Euler e Euler-Lagrange

Para comparação entre os resultados obtidos com o uso das duas técnicas de modelagem de escoamento multifásico (Modelos Euler-Euler e Euler-Lagrange com acoplamento de duas vias), foram estudados casos com as seguintes condições de contorno: entrada de água-carbonato de cálcio com vazão igual a $43,5 \text{ g.s}^{-1}$, sendo 1% em volume de carbonato e diâmetro da fase sólida constante e igual a $25 \text{ }\mu\text{m}$; nas saídas de lama e de clarificado foram estabelecidos, respectivamente, vazão igual $15,5 \text{ g.s}^{-1}$ e pressão igual a 1 atm.

Na Figura 5.19, são vistos os planos das componentes de velocidade – U e V da fase dispersa (carbonato de cálcio) para os dois modelos em estudo. Nota-se que os perfis apresentados são semelhantes, e as seguintes observações são pertinentes:

- a) A componente de velocidade – U apresenta uma maior magnitude na região final do quebra-fluxo, aproximadamente igual a $0,22 \text{ m.s}^{-1}$ (em módulo);
- b) A velocidade – V exibe maiores valores (em módulo) dentro do quebra-fluxo: em torno de $0,45 \text{ m.s}^{-1}$ para os dois modelos.

Figura 5.19 - Plano de componentes de velocidade – U e V da fase dispersa: (a) velocidade – U - Modelo Euler; (b) velocidade – U - Modelo Lagrange; (c) velocidade – V - Modelo Euler e (d) velocidade – V - Modelo Lagrange.

Na Figura 5.20, são apresentados os vetores velocidade para a fase contínua água sobre um plano xy passando pelo eixo central do sedimentador (em $z = 0$ e $x \leq 40$ mm). Nos dois casos, são observadas zonas de recirculação do fluido: na saída do jato, há uma recirculação de fluido no sentido horário; e próximo ao topo do equipamento, há uma recirculação no sentido anti-horário.

Dentro do quebra-fluxo, também são verificadas zonas de misturas utilizando os dois modelos, sendo uma localizada na base do quebra-fluxo com um sentido anti-horário e outra localizada no topo do quebra-fluxo.

Figura 5.20 (a) - Vetores velocidade da fase contínua obtidos utilizando o modelo Euleriano-Euleriano.

Figura 5.20 (b) - Vetores velocidade da fase contínua obtidos utilizando o modelo Euler-Lagrange.

Muitos autores, como Goula et al. (2008), Sammarraee et al. (2009), Tarpagkou e Pantokratoras (2013), utilizam o modelo Lagrange com o acoplamento de uma via ou de duas vias para o estudo da fluidodinâmica em sedimentadores. Porém, segundo Clercq et al. (2005) e Tarpagkou e Pantokratoras (2013), apesar da abordagem Lagrangeana fornecer uma modelagem mais detalhada e realista da deposição de partículas, esse modelo multifásico não deve ser aplicado ao sistema que apresente frações volumétricas de partículas excedentes a 10-12%. Então como, em sedimentadores, há regiões que apresentam elevadas concentrações da fase sólida, é inviável o estudo de campos de frações volumétricas utilizando o modelo multifásico Euler-Lagrange.

Portanto, igualmente utilizado por Mohanarangam et al. (2009), Zhou et al. (2014) e Panda et al. (2017), decidiu-se por estudar o sistema multifásico utilizando-se o modelo Euler-Euler juntamente com o modelo de partículas.

5.2.2.2 Fluidodinâmica no sedimentador através do modelo Euler-Euler

Nesta seção, é apresentado o comportamento do fluido no interior do tanque com a variação das condições de contorno: diâmetro da fase dispersa, concentração e vazão na entrada; e variações no projeto do sedimentador original em estudo.

A modelagem matemática utilizada foi: modelo multifásico Euleriano-Euleriano, escoamento turbulento (modelo de turbulência BSL-RSM), modelo de partícula, utilizando a Lei de Gidaspow, como apresentado no Capítulo 4.

5.2.2.2.1 Influência do diâmetro da fase dispersa

Foram estudados diâmetros da fase sólida variando de 10 μm a 250 μm ; a vazão de entrada e saída da lama iguais a 43,5 g.s^{-1} e 15,5 g. s^{-1} , respectivamente. A concentração volumétrica de sólidos na entrada foi utilizada igual a 20% (em volume).

Na Figura 5.21, são apresentados os planos de concentração volumétrica do sólido sobre um plano xy passando pelo eixo central ($z = 0$) para três diâmetros estudados: 10, 50 e 250 μm .

Figura 5.21 - Concentração volumétrica do sólido sobre um plano xy (em $z = 0$) para os casos de diâmetros da fase sólida iguais a: (a) $10\ \mu\text{m}$; (b) $50\ \mu\text{m}$ e (c) $250\ \mu\text{m}$.

Nota-se, na Figura 5.21, uma camada de maior concentração na região inferior do equipamento nos casos estudados, que é denominada a região de compressão (GOULA et al., 2007; MOHANARANGAM; STEPHENS, 2009; GHESHLAGHI et al., 2013).

Para o caso com diâmetro igual a 10 μm (Figura 5.21(a)), o plano de concentração tem comportamento quase homogêneo. Em quase toda a sua extensão, a concentração volumétrica de sólidos é igual a 20% (valor estabelecido na entrada), com exceção da base do sedimentador, que apresenta concentração de sólido superior (em torno de 50%).

Com diâmetros iguais a 50 μm e 250 μm (Figuras 5.21(b) e 5.21(c)), o plano de concentração volumétrica mostra-se semelhante ao estudado por Gheshlaghi et al. (2013) (Figura 2.17). O aumento do diâmetro provoca uma ampliação da região de líquido clarificado, o que leva a concluir que as partículas maiores (Figura 5.21(c)) não foram arrastadas pelo líquido (sedimentaram mais rapidamente). Também é possível observar que, com maior diâmetro da fase dispersa, mais elevada é a concentração de sólidos na parte inferior do equipamento, igualmente analisado por Gheshlaghi et al. (2013).

Utilizando a Equação 4.5, foi calculada a eficiência de separação para os casos estudados e ilustrada em função do diâmetro da fase sólida. Como esperado, a eficiência de sedimentação eleva-se à medida que o tamanho das partículas aumenta, porque as partículas maiores sedimentam rapidamente devido às suas massas e sua inércia em relação à turbulência (SAMMARRAEE et al., 2009). A partir do diâmetro 100 μm , não se observa mais diferença considerável no valor da eficiência obtido.

Figura 5.22 - Eficiência de separação em função do diâmetro da fase sólida.

Para o caso com o menor diâmetro em estudo ($10\ \mu\text{m}$), a eficiência de separação obtida é em torno de 3%. Dentre os casos estudados, a maior eficiência atingida é em torno de 70% a partir do diâmetro $100\ \mu\text{m}$.

5.2.2.2.2 Influência da concentração

Foram estudadas concentrações de sólido na entrada, variando de 1% até 20% (Tabela 4.4). Para tanto, foram utilizadas vazões de entrada e de saída da lama iguais a $43,5\ \text{g.s}^{-1}$ e $15,5\ \text{g.s}^{-1}$, respectivamente. O diâmetro do carbonato utilizado foi igual a $25\ \mu\text{m}$. A pressão na saída do clarificado foi estabelecida igual à pressão atmosférica (1 atm).

Na Figura 5.24, são verificados os perfis de concentração volumétrica para a fase sólida em função da altura do sedimentador para todos os casos estudados, em posições exibidas na Figura 5.23.

Figura 5.23 - Posição do estudo das linhas verticais.

Observa-se comportamento semelhante ao apresentado por Ramim et al. (2014) ao estudarem um sedimentador secundário em estado estacionário utilizando o CFD: baixas concentrações de sólido no topo e maiores concentrações na base do sedimentador, confirmando o depósito das partículas no equipamento.

Figura 5.24 - Perfil de concentração da fase sólida em função da altura do sedimentador para as posições distantes do centro: (a) III; (b) II; (c) IV; (d) I e (e) V.

Analisando a Figura 5.24 (a), é possível verificar que há acúmulo de partículas sólidas na base do quebra-fluxo, notando concentrações, nessa região, de até 40% de sólidos para o caso de maior concentração na entrada (20% - linha azul).

Comparando-se as Figuras 5.24 (b) e 5.24 (c), e as Figuras 5.24 (d) e 5.24 (e), verifica-se que o comportamento do perfil de concentração apresenta-se assimétrico em relação ao eixo central. No topo do sedimentador, percebe-se que, nas posições mais distantes da entrada (posições IV e V), para o caso de maior concentração de sólidos na alimentação (20% – linha azul), a concentração de sólidos na saída do clarificado é menor que nas posições próximas à entrada (posições I e II).

Utilizando a Equação 4.5, foi calculada a eficiência de separação para os casos estudados e apresentada em função da concentração volumétrica da fase sólida na alimentação do sedimentador contínuo (Figura 5.25). Percebe-se que quanto maior a concentração na entrada do sedimentador, menor a eficiência de separação, igualmente ao observado experimentalmente por Bajcar et al. (2010). O efeito de população diminui a velocidade de sedimentação e, conseqüentemente, a eficiência de separação. Em outras palavras, para manter a eficiência de separação é necessário diminuir a vazão de alimentação do sedimentador, quando a carga de sólidos for aumentada. O maior valor de eficiência obtido é em torno de 61,0%.

Figura 5.25 - Eficiência de separação em função da concentração volumétrica de sólidos na alimentação.

5.2.2.2.3 Influência da vazão

Foram estudadas vazões na entrada variando de 35 g.s^{-1} a 55 g.s^{-1} . A concentração e o diâmetro do carbonato de cálcio na entrada foram mantidos constantes e iguais a 1% e $25 \mu\text{m}$, respectivamente. A vazão na saída da lama foi igual a $15,5 \text{ g.s}^{-1}$, como apresentado no Capítulo 4.

Na Figura 5.26, são apresentadas as linhas de fluxo da água sobre um plano xy passando pelo eixo central do sedimentador para os casos 18, 22 e 24 (Tabela 4.4). Verifica-se, dentre os casos estudados, que o escoamento apresenta zonas de recirculação, mas há diferenças entre os comportamentos exibidos, igualmente ao observado por Lopez et al. (2008) quando estudaram a variação da vazão de entrada em tanque sedimentador retangular.

Analisando o interior do quebra-fluxo, não se percebem divergências significativas nas linhas de fluxo da água. Porém o caso de menor vazão é o que apresenta maiores recirculações de fluido no topo do quebra-fluxo. Segundo Zhou et al. (2014), para a floculação, etapa que normalmente acontece dentro do quebra-fluxo, é conveniente um máximo de mistura para otimizar o processo.

Em todos os casos estudados, acontece recirculação do fluxo próximo ao jato que deixa o quebra-fluxo. O jato bate na parede lateral externa do tanque sedimentador e divide-se em duas partes que recirculam em sentidos opostos: uma parte (acima do jato) apresenta recirculação em sentido horário e a outra parte (abaixo do jato) em sentido anti-horário.

Na região à esquerda do quebra-fluxo (região estudada experimentalmente), observa-se que o redemoinho apresentado no caso de maior vazão (Figura 4.28(c)) é maior quando comparado aos demais casos.

Próximo à saída do clarificado (topo do sedimentador), verifica-se a presença de pequenos redemoinhos. Segundo Shahrokhi et al. (2011), essas recirculações podem ser uma vantagem para o processo de sedimentação, pois permitem que partículas que estavam sendo arrastadas possam retornar ao processo de separação.

Figura 5.26 - Linhas de fluxo da água para os casos com as seguintes vazões de entrada:
(a) 35 g/s; (b) 43,5 g/s e (c) 55 g/s.

Na Tabela 5.2, são apresentadas as porcentagens de sólido obtidas nas saídas para os casos estudados. Constata-se que, com o aumento da vazão, eleva-se a quantidade de sólidos coletados na saída do clarificado, variando de 15,6 % até 42,7 %. Igualmente ao observado por Joodi e Hameed (2014), que mostraram que qualquer aumento no valor da velocidade leva a uma intensificação no comportamento turbulento e, conseqüentemente, diminui a sedimentação das partículas.

Tabela 5.2 - Fluxo mássico de sólidos obtidos nos casos em estudo.

	Caso 22	Caso 18	Caso 23	Caso 24
Entrada (g/s)	0,959	1,192	1,370	1,507
Saída do Clarificado (g/s)	0,150	0,346	0,531	0,644
	(15,64%)	(29,03%)	(38,76%)	(42,73%)
Saída da Lama (g/s)	0,809	0,846	0,839	0,863
	(84,36%)	(70,97%)	(61,24%)	(57,27%)

Os valores de eficiência são exibidos graficamente na Figura 5.27 (utilizou-se a Equação 4.5 para o cálculo).

Figura 5.27 - Eficiência de separação em função da vazão da mistura na alimentação.

Na Figura 5.27, averigua-se que quanto maior a vazão da entrada do sedimentador, menor a eficiência de separação, ratificando a informação apresentada na Tabela 5.2. O maior valor de eficiência obtido foi igual a 76,6%.

Verifica-se que o decaimento da eficiência de separação em função da vazão mássica de entrada também pode ser representado por uma equação polinomial de ordem 2. Na equação 5.1 (Figura 5.27), o y e o x representam a eficiência de separação e a vazão mássica na entrada do sedimentador, respectivamente.

5.2.2.2.4 Influência da geometria

Para alguns autores, quanto menores as recirculações do fluido, maior será a eficiência de separação das fases. Eles tentam reduzir essas recirculações com adaptações na geometria em estudo, a exemplo de: Goula et al. (2007), Shahrokhi et al. (2013), Lane et al. (2016) e Panda et al. (2017).

Por esse motivo, no seguinte tópico, são apresentadas mudanças na geometria do sedimentador contínuo e verificadas a fluidodinâmica e a eficiência de separação. Para tanto, foram utilizadas as vazões de entrada e saída da lama iguais a $43,5 \text{ g.s}^{-1}$ e $15,5 \text{ g. s}^{-1}$, respectivamente. Na saída do clarificado, foi estabelecida pressão atmosférica.

a. Centralização da entrada

A primeira modificação proposta na geometria foi a centralização da entrada de fluido. Na Figura 5.28, é apresentada a nova geometria estudada. Os parâmetros de refinamento da malha foram os mesmos utilizados anteriormente. A malha utilizada, detalhada no Apêndice II, é composta por em torno de 2,5 milhões de elementos hexaédricos, apresentando qualidade semelhante à malha anterior (Apêndice II).

Figura 5.28 - Geometria com entrada centralizada.

Sobre um plano xy passando pelo eixo central do equipamento ($z = 0$), é exibida a energia cinética turbulenta (Figura 5.29). Observa-se que, dentro do quebra-fluxo, a energia cinética turbulenta apresenta-se menos distribuída no plano para o caso de entrada centralizada. Analisando-a apenas na região estudada experimentalmente (Figura 5.29), verifica-se que o

sedimentador de entrada centralizada exibe valores de energia cinética turbulenta maiores nas proximidades da saída do clarificado (topo do tanque) em relação ao sedimentador original. Para Shahrokhi et al. (2012), quanto menor a magnitude da energia cinética turbulenta, mais facilmente o padrão de fluxo terá uniformidade nos tanques de sedimentação, o que é desejável para que as partículas em suspensão tenham mais chances de ser removidas com uma velocidade constante em um menor período de tempo.

Na Figura 5.30, são apresentados os vetores velocidade da água em posições distantes da base para os dois casos estudados. É averiguada, dentro do quebra-fluxo, a presença de vetores direcionados para cima, provocando zonas de misturas para ambos os casos.

Em relação à região de sedimentação, percebe-se que, na saída do quebra-fluxo (posição I), os vetores na Figura 5.30 (b) apresentam-se voltados para trás do plano em estudo, diferentemente do observado na Figura 5.30 (a). Na posição II, vetores mostram-se direcionados para cima, com exceção dos vetores bem próximos à parede nos dois sedimentadores em estudo.

Figura 5.29 - Energia cinética turbulenta (para os casos com concentração na alimentação de 10% de carbonato/ 90% de água) sobre um plano xy passando pelo eixo central dos sedimentadores:
(a) entrada local e (b) entrada centralizada.

Velocidade da água (m/s)

(a)

(b)

Figura 5.30 - Vetores velocidade da água nas posições: (I) em $y = 24$ mm; (II) em $y = 70$ mm e (III) em $y = 130$ mm, para os sedimentadores em estudo: (a) entrada local e (b) entrada centralizada.

ANSYS
R16.0
Academic

Na Figura 5.31 são expostos os perfis de concentração volumétrica da fase sólida sobre o plano que representa uma seção longitudinal, plano xy , e passa pelo eixo central do sedimentador para os casos estudados. Nota-se que, na região superior do quebra-fluxo, para o caso de entrada centralizada (Figura 5.31 (b)), a concentração volumétrica de sólidos é igual a zero, o que deve ser uma desvantagem. Em muitas situações, o quebra-fluxo é utilizado para a flocculação das partículas e, para tanto, é necessário que exista uma maior mistura nessa região (ZHOU et al., 2014). Para os dois casos, há depósitos de partículas sólidas na base do quebra-fluxo.

Na Figura 5.32, são apresentadas as isosuperfícies de fração volumétrica de sólido para as duas situações estudadas. Nos dois casos, pode-se observar a formação de uma “pluma” com concentração volumétrica igual a 5% de sólidos no topo do equipamento próximo à saída do clarificado.

Verifica-se que, dentro do quebra-fluxo, ocorre a formação de uma “pluma” de sólido de concentração volumétrica 5%, espalhada no sedimentador original, o que não é observado para o sedimentador de entrada centralizada, igualmente às informações apresentadas na Figura 5.31.

Figura 5.31 - Concentração volumétrica do sólido (para os casos com concentração na alimentação de 20% de carbonato/ 80% de água) sobre um plano xy passando pelo eixo central dos sedimentadores: (a) entrada local e (b) entrada centralizada.

Figura 5.32 - Isosuperfícies de fração volumétrica de sólido (para os casos com concentração na alimentação de 10% de carbonato/ 90% de água) no interior dos sedimentadores: (a) entrada local e (b) entrada centralizada.

b. Dimensões do tanque sedimentador

Foi estudado o comportamento do fluido dentro de sedimentadores com novas dimensões. A razão entre a altura e o diâmetro foi aumentada e diminuída em 20% e 40%, conforme é apresentado na Tabela 5.3 e na Figura 5.33. As dimensões do quebra-fluxo foram mantidas constantes.

A blocagem utilizada foi a mesma do sedimentador original, e os padrões de refinamento da malha foram mantidos. Com isso as malhas utilizadas passaram a ter o tamanho destacado na Tabela 5.4. Vale observar que os critérios de qualidade das malhas foram mantidos.

Tabela 5.3 - Novas dimensões estudadas.

	Altura (mm)	Diâmetro (mm)	Razão (A/D)
Caso 18/20	170	200	0,85
Caso 25	204	200	1,02
Caso 26	238	200	1,19
Caso 27	170	240	0,71
Caso 28	170	280	0,61

Figura 5.33 - Dimensões dos tanques estudados.

Tabela 5.4 - Tamanho das malhas utilizadas e volume do sedimentador.

	Número de elementos hexaedros	Volume (L)
Caso 18/ 20	2450410	5,240
Caso 25	3119170	6,307
Caso 26	3430674	7,373
Caso 27	2885650	7,586
Caso 28	3501400	10,358

Nas Figuras 5.35 e 5.36, são apresentadas as linhas de fluxo da água sobre um plano xy e yz (Figura 5.34), respectivamente.

Figura 5.34 - Localização dos planos estudados.

Pelas Figuras 5.35 e 5.36, é possível observar recirculações próximas à base do sedimentador nos casos em que a altura do tanque foi aumentada (Figuras 5.35 (d) (e) e 5.36 (d) (e)). Para Shahrokhi et al. (2011), essas recirculações próximas à saída da lama reduzem a eficiência de separação por possibilitarem a ressuspensão de partículas já depositadas.

Percebe-se que, com o aumento do diâmetro do tanque sedimentador, as recirculações na região de sedimentação reduzem; já com o aumento da altura do sedimentador, os redemoinhos se intensificam.

Dentro do quebra-fluxo, todos os casos têm comportamentos muito semelhantes: na Figura 5.35, é produzida uma grande recirculação na base do quebra-fluxo (bem próximo à tubulação de alimentação) e sobre o plano yz (Figura 5.36) são apresentadas duas recirculações na região superior do quebra-fluxo. Vale lembrar que as dimensões do quebra-fluxo se mantiveram inalteradas.

São apresentados, nas Figuras 5.37 e 5.38, os planos de energia cinética turbulenta (xy e yz , respectivamente) passando pelo eixo central dos sedimentadores.

Figura 5.35 - Linhas de fluxo da água (para os casos com concentração na alimentação de 1% de carbonato/ 99% de água) sobre um plano xy , utilizando os seguintes sedimentadores: (a) sedimentador original; (b) diâmetro aumentado 20%; (c) diâmetro aumentado 40%; (d) altura aumentada 20% e (e) altura aumentada 40%.

Figura 5.36 - Linhas de fluxo da água (para os casos com concentração na alimentação de 1% de carbonato/ 99% de água) sobre um plano yz, utilizando os seguintes sedimentadores: (a) sedimentador original; (b) diâmetro aumentado 20%; (c) diâmetro aumentado 40%; (d) altura aumentada 20% e (e) altura aumentada 40%.

Figura 5.37 - Energia cinética turbulenta (para os casos com concentração na alimentação de 10% de carbonato/ 90% de água) sobre um plano xy , utilizando os seguintes sedimentadores: (a) sedimentador original; (b) diâmetro aumentado 20%; (c) diâmetro aumentado 40%; (d) altura aumentada 20% e (e) altura aumentada 40%.

Figura 5.38 - Energia cinética turbulenta (para os casos com concentração na alimentação de 10% de carbonato/ 90% de água) sobre um plano yz, utilizando os seguintes sedimentadores: (a) sedimentador original; (b) diâmetro aumentado 20%; (c) diâmetro aumentado 40%; (d) altura aumentada 20% e (e) altura aumentada 40%.

Verifica-se maior discrepância para os casos com sedimentadores de maiores alturas (Figuras 5.37(d) (e) e 5.38 (d) (e)), observando valores de energia cinética turbulenta maiores próximos à saída da lama, o que é totalmente indesejável para o processo de sedimentação (SAMMARRAEE; CHAN, 2009; VAKILI; ESFAHANY, 2009; ASGHARZADEH et al., 2011).

Na Tabela 5.5, são apresentados os valores de eficiência de separação obtidos com os sedimentadores estudados, utilizando a Equação 4.5, para os casos com concentração de entrada 1% de carbonato de cálcio e 99% de água (em volume).

Tabela 5.5 - Eficiência de separação dos sedimentadores estudados.

	Razão (A/D)	Eficiência de Separação (%)
Caso 18	0,85	60,80
Caso 25	1,02	50,44
Caso 26	1,19	44,08
Caso 27	0,71	66,68
Caso 28	0,61	71,28

Pela Tabela 5.5, observa-se que o aumento da altura reduz a separação água e carbonato, a menor eficiência obtida é em torno de 44% (caso 26). Já o aumento do diâmetro eleva a separação das fases, e o caso 28 apresenta maior eficiência (71,28%).

c. Dimensões da tubulação de injeção de fluido

Bajcar et al. (2011), em seu trabalho experimental, mostraram que a forma de entrada do fluido no sedimentador influencia consideravelmente nas recirculações. Além do mais, Patziger et al (2012) afirmaram que o desempenho de um sedimentador pode ser razoavelmente aprimorado por um *design* ideal dos detalhes geométricos mais importantes, como a estrutura de entrada.

Assim, foi analisada a fluidodinâmica para dois novos casos de entrada de fluido: sem a tubulação interna de alimentação (Figura 5.39(a)) e com uma tubulação 50% maior que o comprimento original (Figura 5.39(b)).

Figura 5.39 - Dimensões da tubulação interna para a alimentação: (a) sem tubulação interna de alimentação e (b) tubulação interna alongada.

Nas simulações, foram utilizadas as vazões de entrada e de saída da lama iguais a $43,5 \text{ g.s}^{-1}$ e $15,5 \text{ g.s}^{-1}$, respectivamente. A concentração estabelecida na entrada foi de 10% de carbonato de cálcio e 90% de água (em volume). Na saída do clarificado, foi estabelecida pressão atmosférica.

Na Figura 5.40, são apresentadas as linhas de fluxo no interior do quebra-fluxo sobre um plano xy passando pelo eixo central ($z = 0$). É observada zona de recirculação, porém a altura do redemoinho vai diminuindo à medida que a tubulação interna é aumentada (Figura 5.40(c)). Nota-se que as menores velocidades da fase contínua acontecem no caso sem a tubulação de injeção de fluido (Figura 5.40(a)).

Nas Figuras 5.42 a 5.45, é mostrado o comportamento da concentração volumétrica de carbonato de cálcio nos planos cujas localizações são exibidas na Figura 5.41.

Figura 5.40 - Linhas de fluxo da água no interior do quebra-fluxo para os casos: (a) sedimentador original; (b) sedimentador sem tubulação interna de injeção e (c) sedimentador com tubulação interna de injeção aumentada.

Figura 5.41 - Localização dos planos xz utilizados para o estudo da concentração volumétrica do carbonato.

Dentro do quebra-fluxo, pela Figura 5.42, verifica-se que a concentração de partículas sólidas é igual a zero para o sedimentador cuja tubulação interna de injeção de fluido foi aumentada (Figura 5.42(c)). Igualmente observado na Figura 5.43 (c) (posição 95 mm distante da base). Já o sedimentador sem a tubulação interna não apresenta diferenças significativas nas concentrações de sólido observadas dentro e fora do quebra-fluxo nas posições 132 mm, 95 mm e 58 mm distantes da base (Figuras 5.42(b), 5.43(b) e 5.44(b)).

Percebe-se que, em todos os casos, há depósito de partículas sólidas na base do quebra-fluxo. O acúmulo eleva-se à medida que a tubulação de injeção de fluido é aumentada (Figura 5.45). A concentração máxima obtida na base é em torno 30% de sólidos.

Figura 5.42 - Fração volumétrica de sólido sobre um plano xz na posição 132 mm distante da base para os casos: (a) sedimentador original; (b) sedimentador sem tubulação interna de injeção e (c) sedimentador com tubulação interna de injeção aumentada.

Figura 5.43 - Fração volumétrica de sólido sobre um plano xz na posição 95 mm distante da base para os casos: (a) sedimentador original; (b) sedimentador sem tubulação interna de injeção e (c) sedimentador com tubulação interna de injeção aumentada.

Figura 5.44 - Fração volumétrica de sólido sobre um plano xz na posição 58 mm distante da base para os casos: (a) sedimentador original; (b) sedimentador sem tubulação interna de injeção e (c) sedimentador com tubulação interna de injeção aumentada.

Figura 5.45 - Fração volumétrica de sólido sobre um plano xz na posição 24 mm distante da base para os casos: (a) sedimentador original; (b) sedimentador sem tubulação interna de injeção e (c) sedimentador com tubulação interna de injeção aumentada.

d. Base cilíndrica

Foi estudada a fluidodinâmica para três novos tanques sedimentadores com base cônica de diferentes ângulos de inclinação com a horizontal: 1° ; 5° e 8° (Figura 5.46).

Nas simulações, foram utilizadas as vazões na entrada e na saída da lama iguais a $43,5 \text{ g.s}^{-1}$ e $15,5 \text{ g.s}^{-1}$, respectivamente. A concentração de carbonato de cálcio estabelecida na entrada foi de 10% (em volume). O diâmetro do carbonato utilizado foi igual a $25 \mu\text{m}$. Na saída do clarificado, foi estabelecida pressão atmosférica.

Figura 5.46 - Dimensões da base cônica adicionada ao sedimentador com diferentes ângulos de inclinações com a horizontal (a) 1° ; (b) 5° e (c) 8° .

Na Figura 5.47, é apresentada, sobre um plano xy passando pelo eixo central dos sedimentadores ($z = 0$), a energia cinética turbulenta da fase contínua. Observa-se que o aumento da inclinação da região cônica eleva o valor da energia cinética turbulenta nas proximidades da saída da lama (totalmente indesejável para o processo de sedimentação).

Figura 5.47 - Energia cinética turbulenta, sobre um plano xy , utilizando os seguintes sedimentadores: (a) sedimentador original; (b) com base cônica 1°; (c) com base cônica 5° e (d) com base cônica 8°.

Deve-se observar que o aumento do ângulo de inclinação alonga a altura do sedimentador estudado. Nas Figuras 5.37 e 5.38 (páginas 154 e 155, respectivamente), já foi observado que o aumento da altura do sedimentador provoca maiores valores de energia cinética próximos à saída da lama.

Na Tabela 5.6, são apresentados os valores das concentrações volumétricas obtidas na saída do clarificado para cada sedimentador estudado, sabendo-se que a concentração na entrada foi estabelecida igual a 10% de carbonato de cálcio e 90% de água (em volume).

Tabela 5.6 - Concentração de sólidos na saída do clarificado nos sedimentadores com base cônica.

	Base cônica	Concentração volumétrica na saída do clarificado (%)
Caso 20	Sedimentador original	4,64
Caso 29	1°	4,68
Caso 30	5°	4,77
Caso 31	8°	4,86

Nota-se que, em todos os casos, a concentração volumétrica obtida é em torno de 50% do valor da concentração estabelecida na entrada (10% de carbonato). Os resultados obtidos apresentam valores semelhantes. Porém, apesar das pequenas diferenças, é possível verificar que, com a adição da base cônica, a quantidade de sólidos coletados aumenta na saída do clarificado.

6. CONCLUSÕES

Neste trabalho, um modelo numérico 3D foi utilizado para simular a dinâmica e a estrutura de fluxo em tanques de sedimentação. Inicialmente, foram testados modelos para o sistema monofásico (água) e verificados através de comparação qualitativa e quantitativa com resultados experimentais obtidos pela análise PIV. A partir dos resultados obtidos e discussões feitas nesta pesquisa, pode-se concluir que:

- a. As experiências realizadas pela velocimetria de imagem de partículas fornecem uma cognição primária para as características do fluxo hidrodinâmico nos sedimentadores contínuos. Através da análise PIV, foram observadas recirculações da água no interior do tanque. Foi possível verificar que a variação da vazão da saída da lama apresentou pouca influência sobre os perfis de velocidade- U e velocidade- V ;
- b. As simplificações geométricas da seção de saída do quebra-fluxo e da saída do clarificado não inviabilizaram a comparação dos resultados numéricos aos experimentais obtidos através do PIV;
- c. O modelo κ - ε foi incapaz de prever corretamente o comportamento das velocidades no sedimentador contínuo, devido a sua inadequação para descrever fluxos com baixo número de Reynolds e que apresente rotações. O modelo RNG κ - ε representou melhor o escoamento, apesar de não ter conseguido prever corretamente o perfil de velocidade- V próximo à parede;
- d. Os modelos de duas equações baseados na equação de transporte ω (SST e κ - ω) conseguiram representar as variações da componente de velocidade- V , porém ainda apresentaram valores de velocidade menores que as médias obtidas através do PIV;
- e. O modelo BSL RSM foi o mais adequado para descrever o escoamento no sedimentador contínuo, devido à sua precisão ao lidar com escoamentos rotacionais e por apresentar um rigoroso tratamento de parede;

Com base na consistência dos resultados computacionais com os experimentais, as manipulações de informações numéricas oferecem uma oportunidade para ter uma visão mais detalhada das características do fluxo no sedimentador contínuo. A análise numérica do

comportamento hidrodinâmico da mistura (água/carbonato de cálcio) no interior do equipamento pôde ser verificada por campo vetorial, linhas de fluxo, planos de concentração volumétrica e de energia cinética turbulenta.

Diversas configurações de vazão, concentração e diâmetro de partículas, além de várias modificações no projeto do tanque sedimentador original foram testadas, utilizando o modelo multifásico Euleriano-Euleriano juntamente com o modelo de partículas. A partir dos resultados numéricos obtidos, podem-se enunciar as seguintes conclusões:

f. Foram verificadas, numericamente, regiões com recirculação de fluxo em todos os casos estudados. Porém essas recirculações mudam de posição e intensidade de acordo com as vazões de entrada e as dimensões do tanque estudado;

g. Em todos os casos analisados, foi possível verificar acúmulo de sólido na base do quebra-fluxo;

h. Os resultados numéricos da eficiência de separação água/sólido usando o sedimentador apresentaram valores dentro da faixa de 3% a 70%, com a variação do diâmetro do carbonato de cálcio no intervalo de 10 μm a 250 μm ;

i. O aumento da concentração volumétrica na alimentação reduziu a eficiência de separação das fases, sendo a maior eficiência obtida igual a 60,8% para o caso com concentração volumétrica na entrada igual a 1% de carbonato de cálcio e 99% de água;

j. A elevação da vazão na alimentação diminuiu a eficiência de separação das fases devido ao fato de elevar a velocidade do fluido no interior do sedimentador. Os resultados demonstraram que a relação entre o valor da vazão de entrada e a eficiência de separação é uma equação de segunda ordem com R^2 igual a 0,993. A maior eficiência de separação obtida, nesses casos, foi em torno de 76%;

k. A centralização e as variações nas dimensões da tubulação de entrada reduziram a recirculação do sólido dentro do quebra-fluxo. Em todos os casos, a pluma de concentração de sólido não se espalha dentro dessa região, o que pode ser uma desvantagem no processo de sedimentação;

l. O aumento da altura do sedimentador intensificou as recirculações do fluido dentro do equipamento e aumentou a energia cinética turbulenta nas regiões próximas à saída da lama, reduzindo, consequentemente, a eficiência de separação do equipamento.

m. A elevação do diâmetro do tanque sedimentador reduziu a energia cinética turbulenta, aumentou a área de sedimentação e, conseqüentemente, tornou os tanques mais eficientes e mais rentáveis.

6.1. Sugestões para trabalhos futuros

Considerando os resultados apontados nesta tese, sugere-se que sejam considerados os temas para complementação em estudos posteriores:

- a. Validar o modelo multifásico;
- b. Analisar o comportamento da fluidodinâmica no sedimentador em regime transiente e considerando mistura com sistemas polidispersos;
- c. Testar modelos com quebra e aumento de diâmetro para a fase sólida;
- d. Verificar a estratégia para a turbulência LES;
- e. Estudar o processo de separação via sedimentador contínuo na presença de efeitos térmicos;
- f. Avaliar o efeito da rugosidade da parede do tanque na hidrodinâmica do escoamento;
- g. Quantificar a presença de defletores no interior do tanque sedimentador.

REFERÊNCIAS

ABDULMOUTI, H.; MANSOUR, T.M. **The Technique of PIV and Its Applications**. IN: 10TH INTERNATIONAL CONFERENCE ON LIQUID ATOMIZATION AND SPRAY SYSTEMS – ICLASS, 2006, Kyoto. Proceedings. Japan: ILASS, 2006.

ADRIAN, R. J. Particle-Imaging Techniques for Experimental Fluid Mechanics. **Annual Review of Fluid Mechanics**, v. 23, p. 261-30, 1991.

ADRIAN, R.J.; WESTERWEEL, J. **Particle image velocimetry**. London: Cambridge University Press, 2011.

AROUCA, F.O. **Uma contribuição ao estudo da sedimentação gravitacional em batelada**. 2007. 162 p. Tese (Doutorado) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2007.

ASGHARZADEH, H.; FIROOZABADI, B.; AFSHIN, H. Experimental investigation of effects of baffle configurations on the performance of a secondary sedimentation tank. **Scientia Iranica**, v. 18, p. 938-949, n. 4, 2011. DOI: <<https://doi.org/10.1016/j.scient.2011.07.005>>.

AZEVEDO, C.G. **Simulação da operação de sedimentadores contínuos**. 2009. 229 p. Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2009.

BAJCAR, T. et al. Influence of flow field on sedimentation efficiency in a circular settling tank with peripheral inflow and central effluent. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v.49, p. 514-522, 2010. DOI: <[10.1016/j.cep.2010.03.019](https://doi.org/10.1016/j.cep.2010.03.019)>.

BAJCAR, T. et al. Sedimentation efficiency of two continuously operating circular settling tanks with different inlet - and outlet arrangements. **Chemical Engineering Journal**, v. 178, p. 217-224, 2011. DOI: <[10.1016/j.cej.2011.10.054](https://doi.org/10.1016/j.cej.2011.10.054)>.

BARBOSA, E.S. **Aspectos geométricos e hidrodinâmicos de um hidrociclone no processo de separação de sistemas multifásicos: aplicação na indústria de petróleo**. 2011. 221 p. Tese (Doutorado) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processo, Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2011.

BARDINA, J. E; HUANG, P. G.; COAKLEY, T. J. **Turbulence modeling validation, testing, and development**. NASA: Technical Memorandum, 1997.

BAZAN, O. **Estudo experimental de escoamento pulsátil através de biopróteses valvulares cardíacas mitrais a partir do desenvolvimento de um simulador do lado esquerdo do coração**. 2014. 262 p. Tese (Doutorado) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2014.

BURGER, R.; CONCHA, F. Mathematical model and numerical simulation of the settling of flocculated suspensions. **International Journal of Multiphase Flow**, v.24, p 1005-1023, 1998.

BURGER, R.; BUSTOS, M.C.; CONCHA, F. Settling velocities of particulate systems: 9. Phenomenological theory of sedimentation process: Numerical Simulation of the transiente behaviour of flocculated suspensions in an ideal batch or continuous thickener. **International Journal of Mineral Processing**, v. 55, p. 267-282, 1999.

BURGER, R. et al. Numerical methods of the simulation of the settling of flocculated suspensions. **Chemical Engineering Journal**, v.80, p 91-104, 2000.

BURGER, R. et al. Numerical simulation of the settling of polydisperse suspensions of spheres. **Powder Technology**, v.113, p.30-54, 2000a.

BURGER, R.; CONCHA, F. A century of research in sedimentation and thickening. **Kona**, v.20, p-38-70, 2002.

BURGER, R.; DAMASCENO, J.J.R.; KARLSEN, K.H. A mathematical model for batch and continuous thickening in vessels with varying cross section. **International Journal of Mineral Processing**, v. 73, p.183-208, 2004.

BURGER, R.; KARLSEN, K.H.; TOWERS, J.D. Mathematical model and numerical simulation of the dynamics of flocculated suspensions in clarifier-thickeners. **Chemical Engineering Journal**, v.111, p.119-134, 2005.

BURGER, R.; NARVÁEZ, A. Steady-state, control and capacity calculations for flocculated suspensions in clarifier-thickeners. **International Journal of Mineral Processing**, v.84, p 274-298, 2007.

CFX - **Theory Manual Guide**, ANSYS Inc., 2016.

CLERCQ, J. et al. Detailed spatio-temporal solids concentration profiling during setting of activated sludge using a radiotracer. **Water Research**, v. 39, p. 2125-2135, 2005.

COULSON, J. M.; RICHARDSON, J. F. **Particle Technology and Separation Processes. Chemical Engineering Series** – v. 2, 6th ed. Oxford: Pergamon Press, 2002.

CREMASCO, M.A. **Operações unitárias em sistemas particulados e fluidomecânicos**. São Paulo: Blucher, 2014.

CROWE, C.; SOMMERFELD, M.; TSUJI, Y. **Multiphase flows with droplets and particles**. Florida: CRC Press LLC, 1998.

DAMASCENO, J.J.R. **Uma contribuição ao estudo de espessamento contínuo**. 1992. 176 p. Tese (Doutorado) - COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 1992.

D'ÁVILA, J.S. **Um modelo matemático para a sedimentação**. 1978. Tese (Doutorado) - COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 1978.

DI BERNARDO, L. **Métodos e técnicas de tratamento de água**. Rio de Janeiro: ABES, v. 1, 1993.

DI BERNARDO, L; DI BERNARDO, A.; CENTURIONE FILHO, P.L. **Ensaio de tratabilidade de água e dos resíduos gerados em estação de tratamento de água**. São Carlos: Rima, 2002.

ELGHOBASHI, S. On predicting particle-laden turbulent flows. **Applied Scientific Research**. v. 52, p. 309-329, 1994.

ESCUE, A.; CUI, J. Comparison of turbulence models in simulating swirling pipe flow. **Applied Mathematical Modelling**, v. 34, p. 2840-2849, 2009.

FARROW, J. B. et al. Recent developments in techniques and methodologies for improving thickener performance. **Chemical Engineering Journal**, v. 80, p. 149–155, 2000.

FERZIGER, J. H., PERIC, M. **Computational Methods for Fluid Dynamics**. 3th ed. Berlin: Springer-Verlag, 2002.

FILONOVICH, M. **Numerical modelling of compound channel flow**. 2015. 225 p. Tese (Doutorado) - Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa, Lisboa, 2015.

FONSECA, J.C.M.C. **Desempenho do sedimentador primário em ETAR**. 2012. 172 f. Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Faculdade do Minho, Escola de Engenharia, Braga, 2012.

FORTUNA, A.O. **Técnicas Computacionais para Dinâmica dos Fluidos: Conceitos Básicos e Aplicações**. São Paulo: USP, 2000.

FREIRE, A.T.S.; ILHA, A.; COLAÇO, M.J. **Turbulência**. Volume 5. Rio de Janeiro: ABCM, 2006.

GARRIDO, P. et al. Settling velocities of particulate systems: 13. A simulator for batch and continuous sedimentation of flocculated suspensions. **International Journal of Mineral Processing**, v.73, p-131-144, 2004.

GHAWI, A.G. **A Numerical model of flow and settling in sedimentation tanks in potable water treatment plants**. 2008. 138 p. Tese (Doutorado) - Slovak University of Technology in Bratislava, Faculty of Civil Engineering, Bratislava, 2008. DOI: <[10.13140/RG.2.2.11654.37441](https://doi.org/10.13140/RG.2.2.11654.37441)>.

GHAWI, A.G.; KRIS, J. Improvement Performance of Secondary Clarifiers by a Computational Fluid Dynamics Model. **Slovak Journal Civil Engineering**, v. 19, p. 1-11, 2011.

GHESHLAGHI, M.E.; GOHARRIZI, A. S.; SHAHRIVAR, A.A. Simulation of a sime-industrial pilot plant thickener using CFD approach. **International Journal of Mining Sciences and Technology**, v. 23, p. 63-68, 2013. DOI: <<https://doi.org/10.1016/j.ijmst.2013.01.010>>.

GIDASPOW, D. **Multiphase flow and fluidization: continuum and kinetic theory description with application**. London: Academic Press, INC, 1994.

GOULA, A.M. et al. A CFD methodology for the design of sedimentation tanks in potable water treatment. Case study: The influence of a feed flow control baffle. **Chemical Engineering Journal**, v. 140, p. 110–121, 2007. DOI: <[doi:10.1016/j.cej.2007.09.022](https://doi.org/10.1016/j.cej.2007.09.022)>.

GOULA, A.M. et al. The effect of influent temperature variations in a sedimentation tank for potable water treatment- A computational fluid dynamics study. **Water Research**, v. 42, p. 3405-3414, 2008. DOI: <[10.1016/j.watres.2008.05.002](https://doi.org/10.1016/j.watres.2008.05.002)>.

GREATER, C.A.; SKYNER, D.J.; BRUCE, T. **Particle Image Velocimetry (PIV) in the Coastal Engineering Laboratory**. IN: 23RD INTERNATIONAL CONFERENCE ON COASTAL ENGINEERING, 1992, Italia, 1992. Proceedings. Italia: ASCE, 1992.

HEMPHILL, T.; RAVI, K. **Turning on barite sag with drill pipe rotation: sometimes surprises are really not surprise**. IN: AADE DRILLING FLUIDS TECHNICAL CONFERENCE, 2006, Houston. Proceedings. Texas: AADE, 2006.

JOODI, A.S.; HAMEED, M.A.S. Numerical model for water flow and settling behavior in the sedimentation basin of Al Karamah treatment plant. **International Journal of Engineering Sciences e Technology**, v.3, p. 430-437, 2014.

KYNCH, G.J.A. Theory of sedimentation. **Transactions of the American Mathematical Society**, p. 166-176, 1952.

KOLMOGOROV, A.N. Equations of turbulent motion of an incompressible fluid. **Izvestia Academy of Science, USSR: Physics**, v.6, n. 1-2, p.56-58, 1942.

LANE, G.L. et al. Flow pattern assessment and design optimization for an industrial solvent extraction settler through in situ measurements and CFD modelling. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 109, p. 200-214, 2016. DOI: <[http://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2016.01.021](https://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2016.01.021)>.

LAUNDER, B.E.; SPALDING, D.B. The numerical computation of turbulent flows. **Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering**, v. 3, p. 269-289, 1974.

LESIEUR, M. **Turbulence in fluids**. 4th ed. Dordrecht: Springer, 2008.

LOPEZ, P.R. et al. Flow models for rectangular sedimentation tanks. **Chemical Engineering and Processing**, v.47, p. 1705-1716, 2008. DOI: <[10.1016/j.cep.2007.09.020](https://doi.org/10.1016/j.cep.2007.09.020)>.

LOPEZ DE BERTODANO, M.; LAHEY, J., JONES, O. C. Phase distribution in bubbly two-phase flow in vertical ducts. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 20, p. 805-818, 1994.

LUNA, F.D.T; VIANNA JUNIOR, A.S. **Processo de separação bifásico usando sedimentador contínuo: modelagem e simulação**. IN: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA – COBEQ, Fortaleza, CE. Anais. Fortaleza: UFC, 2016.

MALISKA, C. R. **Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional**. 2.ed. Rio de Janeiro: LTC, 2004.

MARINS, L. P. et al. LDA and PIV characterization of the flow in a hydrocyclone without an air-core. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 70, p. 168-176, 2010.

MARTINEZ, M.A. et al. Improvement of a system for catchment, pretreatment, and treatment of runoff water using PIV tests and numerical simulation. **Journal of Irrigation and Drainage Engineering**, v. 140, p. 01-08, 2014. DOI: <[10.1061/\(ASCE\)IR.1943-4774.0000749](https://doi.org/10.1061/(ASCE)IR.1943-4774.0000749)>.

MASSARANI, G. **Fluidodinâmica em Sistemas Particulados**. 2.ed. Rio de Janeiro: Epapers, 2002.

MCCABE, W.L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit Operation of chemical engineering**. 5th ed. New York: McGraw-Hill Chemical Engineering Series, 1993.

MENTER, F.R. Two-equation eddy viscosity turbulence models for engineering application. **The American Institute of Aeronautics and Astronautics - AIAA Journal**, v.32, p. 1598-1605, 1994.

MENTER, F.R.; KUNTZ, M.; LANGTRY, R. **Ten year of industrial experience with the SST turbulence model**. Turbulence, Heat and Mass Transfer 4. Redding: Begell House, Inc., 2003.

MOHANARANGAM, K.; STEPHENS, D.W. **CFD Modelling of Floating and Settling Phases in Settling Tanks**. IN: SEVENTH INTERNATIONAL CONFERENCE ON CFD IN THE MINERALS AND PROCESS INDUSTRIES, 2009, Melbourne. Proceedings. Australia: CSIRO, 2009. DOI: <[10.13140/RG.2.1.5078.7686](https://doi.org/10.13140/RG.2.1.5078.7686)>.

MOHANARANGAM, K.; NGUYEN, T.V.; STEPHENS, D.W. **Evaluation of two-equation turbulence models in a laboratory scale thickener feedwell**. IN: SEVENTH INTERNATIONAL CONFERENCE ON CFD IN THE MINERALS AND PROCESS INDUSTRIES, 2009, Melbourne. Proceedings. Australia: CSIRO, 2009. DOI: <[10.13140/RG.2.1.1933.0407](https://doi.org/10.13140/RG.2.1.1933.0407)>.

NGUYEN, T.C. et al. **Predicting dynamic barite sag in Newtonian oil based drilling fluids**. IN: SPE ANNUAL TECHNICAL CONFERENCE AND EXHIBITION, 2009, New Orleans. Proceedings. Louisiana: SPE, 2009.

NUNES, G.C. **Concepção de unidade de separação trifásica compacta**. Boletim Técnico da Petrobras, Rio de Janeiro, v. 48, p. 18-24, 2005.

OCA, J.; MASALÓ, I.; REIG, L. Comparative analysis of flow patterns in aquaculture rectangular tanks with different water inlet characteristics. **Aquacultural Engineering**, v.31, p.221-236, 2004

OKE, T.R. **Boundary layer climates**, 2th ed. London: Taylor & Francis Group, 1987.

PALADINO, E.E. **Estudo do escoamento multifásico em medidores de vazão do tipo pressão diferencial**. 2005. 263 p. Tese (Doutorado) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

PANDA, S.K. et al. Numerical simulations of liquid-liquid flow in a continuous gravity settler using Open FOAM and experimental verification. **Chemical Engineering Journal**, v. 301, p. 120-133, 2017. DOI: <<https://doi.org/10.1016/j.cej.2016.10.102>>.

PARKER, D.S.; KINNEAR D.J.; WAHLBERG E.J. Review of folklore in design and operation of secondary clarifiers. **Journal of Environmental Engineering**, v. 127, p. 476-484, 2001.

PATZIGER, M. et al. Influence of secondary settling tank performance on suspended solids mass balance in activated sludge systems. **Water Research**, v. 46, p. 2415-2424, 2012. DOI: <[10.1016/j.watres.2012.02.007](https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.02.007)>.

POPE, S.B. Ten questions concerning the large eddy simulation of turbulent flows. **New Journal of Physics**, v. 6, p. 35-45, 2003.

PUHALES, F.S. **Parametrização do transporte de energia cinética turbulenta na camada limite convectiva**. 2011. 159 p. Tese (Doutorado) - Programa de Pós-Graduação em Física, Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2011.

RAMIM, E. et al. A new settling velocity model to describe secondary sedimentation. **Water Research**, v.66. p. 447-458, 2014. DOI: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2014.08.034>>.

RANADE, V. V. **Computational Flow Modeling for Chemical Reactor Engineering**. USA: Academic Press, 2002.

RAFFEL M. et al. **Particle Image Velocimetry: a practical guide**. Berlin: Springer-Verlag, v.2, 2007.

RICHTER, C. A.; AZEVEDO NETTO, J. M. **Tratamento de Água: Tecnologia Atualizada**. São Paulo: Blucher, 2002.

ROMA, W. N. L. **Fenômenos de Transporte para Engenharia**. 2.ed. São Carlos: RiMa, 2006.

ROSA, E. S. **Escoamento multifásico isotérmico: modelos de multifluidos e de mistura**. Porto Alegre: Bookman, 2012.

ROSTAMI, F. et al. Numerical modelling on inlet aperture effects on flow pattern in primary settling tanks. **Applied Mathematical Modelling**, v. 35, p. 3012-3020, 2011. DOI: <[doi:10.1016/j.apm.2010.12.007](https://doi.org/10.1016/j.apm.2010.12.007)>.

RUDMAN, M. et al. Raking in gravity thickeners. **International Journal of Mineral Processing**, v. 86, p. 114-130, 2008. DOI: <[doi:10.1016/j.minpro.2007.12.002](https://doi.org/10.1016/j.minpro.2007.12.002)>.

SAMMARRAEE, M. et al. Large-eddy simulations of particle sedimentation in a longitudinal sedimentation basin of a water treatment plant. Part 1: Particle settling performance. **Chemical Engineering Journal**, v.152, p. 307-314, 2009. DOI: <[doi:10.1016/j.cej.2009.04.062](https://doi.org/10.1016/j.cej.2009.04.062)>.

SAMMARRAEE, M.; CHAN, A. Large-eddy simulations of particle sedimentation in a longitudinal sedimentation basin of a water treatment plant. Part 2: The effects of baffles. **Chemical Engineering Journal**, v.152, p. 315-321, 2009. DOI: <[doi:10.1016/j.cej.2009.01.052](https://doi.org/10.1016/j.cej.2009.01.052)>.

STAMOU, A.I. Modelling of flow and mixing in settling tanks. **Applied Mathematical Modelling**, v. 15, p. 351-358. 1991.

SHAHROKHI, M. et al. Numerical Investigation of Baffle Effect on the Flow in a Rectangular Primary Sedimentation Tank. **World Academy of Science, Engineering and Technology**, v.5, p.238 -243, 2011. DOI: <scholar.waset.org/1999.6/7954>.

SHAHROKHI, M. et al. The effect of number of baffles on the improvement efficiency of primary sedimentation tanks. **Applied Mathematical Modelling**, v.36, p.3725-3735, 2012. DOI: <<https://doi.org/10.1016/j.apm.2011.11.001>>.

SHAHROKHI, M. et al. Numerical modelling of baffle location effects on the flow pattern of primary sedimentations tanks. **Applied Mathematical Modelling**, v.37, p.4486-4496, 2013. DOI: <<https://doi.org/10.1016/j.apm.2012.09.060>>.

SPEZIALE, C.G. **Analytical methods for the development of Reynolds stress closures in turbulence**. ICASE Report. Hampton: NASA, 1990.

SPEZIALE, C. G; SAKAR S.; GATSKI, T. B. Modelling the pressure-strain correlation of turbulence: an invariant dynamical systems approach. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 227, p. 245-272, 1991.

SPEZIALE, C.G.; ABID, R.; ANDERSON, E.C. A critical of two-equation models for near wall turbulence. **The American Institute of Aeronautics and Astronautics - AIAA Journal**, v. 30, p. 324-337, 1992.

STAMHUIS, E.J. et al. Applying digital particle image velocimetry to animal generated flows: Traps, hurdles and cures in mapping steady and unsteady flows in Re regimes between 10^{-2} and 10^5 . **Experiments in Fluids**, v. 33, p. 801–813, 2002.

STAMHUIS, E. Basics and principles of particle image velocimetry (PIV) for mapping biogenic and biologically relevant flows. **Aquatic Ecology**, v. 40, p. 463-479, 2006. DOI: <[10.1007/s10452-005-6567-z](https://doi.org/10.1007/s10452-005-6567-z)>.

SUTALO, I.D.; PATERSON, D.A.; RUDMAN, M. Flow visualization and computational prediction in thickener rake models. **Minerals Engineering**, v.16, p. 93-102, 2003. DOI: <[doi:10.1016/S0892-6875\(02\)00256-2](https://doi.org/10.1016/S0892-6875(02)00256-2)>.

TARPAGKOU, R.; PANTOKRATORAS, A. CFD methodology for sedimentation tanks: The effect of secondary phase on fluid using DPM coupled calculations. **Applied Mathematical Modelling**. v.37, p. 3478-3494, 2013. DOI: <<https://doi.org/10.1016/j.apm.2012.08.011>>.

_____. The influence of lamellar settler in sedimentation tanks for potable water treatment - A computational fluid dynamic study. **Powder Technology**, v.268, p. 139-149. 2014. DOI: <[http://dx.doi.org/10.1016/j.powtec.2014.08.030](https://dx.doi.org/10.1016/j.powtec.2014.08.030)>.

VAKILI, M.H.; ESFAHANY, M.N. CFD analysis of turbulence in a baffled stirred tank, a three- compartment model. **Chemical Engineering Science**, v.64, p. 351-362, 2009. DOI: <[doi:10.1016/j.ces.2008.10.037](https://doi.org/10.1016/j.ces.2008.10.037)>.

VERSTEEG, H. K.; MALALASEKERA, W. **An introduction to computational fluid dynamics - The finite volume method**. Essex: Longman Scientific & Technical, 1995.

VIANNA, M.R. **Hidráulica aplicada às estações de tratamento de água**. Belo Horizonte: Imprimatur, 2002.

VITTORI, F.; ROJAS-SOLORZANO, L.; PAVAGEAU, M. **Comparative study of RANS turbulence models for impinging jet simulations**. In: IX CONGRESO ANNUAL DE INGENIERIA ASME USB, Caracas-Venezuela, 2011.

WEN, C. Y.; YU, Y. H. Mechanics of Fluidization. Chemical Engineering Progress Symposium Series. V. 62, p. 100-111, 1966.

WESTERWEEL, J.; DABIRI D.; GHARIB, M. The effect of a discrete window offset on the accuracy of crosscorrelation analysis of digital PIV recordings. **Experiments in Fluids**, v. 23, p. 20-28, 1997.

WILLERT, C. E.; GHARIB M. Digital particle image velocimetry. **Experiments in Fluids**, v. 10, p.181–193, 1991.

WHITE, R.B.; SSUTALO, I.D.; NGUYEN, T. Fluid flow in thickener feedwell models. **Minerals Engineering**, v.16, p.145–150, 2003. DOI: <[doi:10.1016/S0892-6875\(02\)00252-2](https://doi.org/10.1016/S0892-6875(02)00252-2)>.

WILCOX, D.C. Reassessment of the scale determining equation for advanced turbulence models. **The American Institute of Aeronautics and Astronautics - AIAA Journal**, v. 26, p. 1299-1310, 1988.

YE, S. et al. PIV measurement and CFD simulation of liquid-liquid flow of a settler in rare earths solvent extraction mixer-settler. **International Journal of Heat and Fluid Flow**. v.62, p.1-9, 2016. DOI: <<https://doi.org/10.1016/j.ijheatfluidflow.2016.07.014>>.

ZHOU, T. et al. Numerical simulation of flow regions in red mud separation thickener's feedwell by analysis of residence- time distribution. **Transactions of Nonferrous Metals Society of China**, v. 24, p. 1117-1124, 2014. DOI: <[10.1016/S1003-6326\(14\)63170-8](https://doi.org/10.1016/S1003-6326(14)63170-8)>.

APÊNDICE I

Na Figura AI.1 são apresentadas figuras extras dos perfis de Velocidade - U e Velocidade - V obtidos através da análise experimental por Velocimetria de Imagem de Partícula em outras posições distantes da base.

Figura AI.1 - Perfis de velocidade - U e V para três posições distantes da base: (a) velocidade - U – posição 10 mm; (b) velocidade - V – posição 10 mm; (c) velocidade - U – posição 35 mm; (d) velocidade - V – posição 35 mm; (e) velocidade - U – posição 40 mm e (f) velocidade - V – posição 40 mm.

APÊNDICE II

Para a malha gerada para o dispositivo de separação água/sólido de entrada centralizada, foi necessária a criação de uma nova blocagem utilizando o ICEM-CFX 16.0, como ilustrado na Figura AII.1.

Figura AII.1 - Representação da blocagem utilizada para o sedimentador de entrada centralizada: (a) visão lateral e (b) visão superior.

A malha composta por 2.488.789 elementos hexaédricos é apresentada na Figura AII.2. E a qualidade da malha diante dos dois critérios estudados é apresentada na Figura AII.3.

Figure AII.2 - Malha hexaédrica utilizada para o estudo do sedimentador com entrada centralizada: (a) sedimentador; (b) destaque da saída do clarificado e (c) destaque da base do sedimentador.

Figura AII.3 - Critérios (a) qualidade ortogonal em função da porcentagem do número de elementos e (b) assimetria em função da porcentagem do número de elementos.