



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE
ESCOLA DE QUÍMICA E ALIMENTOS - EQA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA - PPGEQ
LABORATÓRIO DE CONTROLE AMBIENTAL - LCA

ANÁLISE EXPERIMENTAL E NUMÉRICA DO
SISTEMA DE SEPARAÇÃO VIA ELUTRIAÇÃO DE
SEDIMENTO DE DRAGAGEM

Eduardo da Rosa Silva
Orientadora: Prof.^a Dr.^a Christiane Saraiva Ogrodowski

Rio Grande
2016

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE
ESCOLA DE QUÍMICA E ALIMENTOS - EQA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA - PPGEQ
LABORATÓRIO DE CONTROLE AMBIENTAL - LCA

**ANÁLISE EXPERIMENTAL E NUMÉRICA DO SISTEMA DE
SEPARAÇÃO VIA ELUTRIAÇÃO DE SEDIMENTO DE DRAGAGEM**

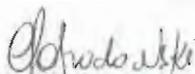
EDUARDO DA ROSA SILVA

Dissertação apresentada à banca examinadora como requisito para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química pela Universidade Federal do Rio Grande, sob a orientação da Prof.^a Dr.^a Christiane Saraiva Ogradowski.

Rio Grande
Fevereiro de 2016

APROVAÇÃO

Dissertação defendida por Eduardo da Rosa Silva e aprovada em 25 de fevereiro de 2016, pela Comissão Examinadora constituída pelos professores:



Profa. Dra. Christiane Saraiva Ogradowski - FURG



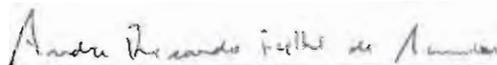
Prof. Dr. Fabricio Butierres Santana - FURG



Prof. Dr. Carlos Alberto Severo Felipe - FURG



Prof. Dr. Jeferson Avila Souza - FURG



Prof. Dr. André Ricardo Felki de Almeida - UNIPAMPA

AGRADECIMENTOS

Queria agradecer primeiramente a minha família: mãe, pai, vó Mariana, irmã e sobrinha. Sem vocês, com certeza, eu não teria chegado até aqui, tampouco teria dado meus primeiros passos nesta caminhada. Queria agradecer por terem insistido tanto em mim mesmo em meio às dificuldades. Obrigado por todo apoio, carinho e ajuda financeira, vocês são de longe meu alicerce mais sólido.

Também agradeço ao Allan por tamanha paciência e companheirismo, tu me acompanhaste durante todo o curso de mestrado e, com certeza, és também responsável por esta conquista. Meu agradecimento também vai ao Pedro Gabriel por entender todas as vezes que tive que estudar ao invés de sair, de não conseguir jogar papo fora por ter que ir para o laboratório. Mas enfim, melhores amigos são para isso: entender e apoiar.

Meu obrigado também se estende aos meus amigos do CEFET-RS, onde, desde o ensino médio, continuamos numa corrente de contínuo apoio e amizade: Luiza, Maurício, Júlio, Reichow, Kevin, Jamile, Vitória, Mariana, Fernanda e Mancini. E também aos meus amigos da Rua da Bahia: Igor, Nathalia, Delanir, Décimo, Luana, Renan, Pretinho, Júlyya e Manuella.

Aos meus irmãos do T. E. U. Mãe Yemanjá. Vocês, por muitas vezes, foram minha família em Rio Grande. Foi aí que encontrei o alento e os abraços vindo de nossos maravilhosos guias.

Aos meus amigos do Atlântico Sul, pelos momentos que descontração que de muito valeram nesses dois anos.

A minha orientadora Prof.^a Dr.^a Christiane Saraiva Ogradowski pelo auxílio e incentivo. O mesmo vale para o Prof. Dr. Fabrício Butierres Santana com o qual muito aprendi nesses dois anos de mestrado.

Aos meus amigos e colegas do Laboratório de Controle Ambiental, em especial a Paola, Daniela e Rafael. Também as alunas de iniciação científica que muito se esforçaram para este trabalho dar certo: Thais Passos e Thais Cortelini.

Também agradeço a Capes e ao Porto do Rio Grande pelo apoio financeiro.

Enfim, essa etapa que está se findando foi repleta de grandes ajudas que vieram de inúmeras pessoas, meu obrigado vai a todos que fizeram dessa difícil caminhada um pouco mais fácil.

RESUMO

Este trabalho desenvolve um estudo acerca do sistema de separação via elutriação de sedimento de dragagem do Porto do Rio Grande, sedimento este que é destinado ao uso em células combustíveis microbianas. Na primeira etapa da pesquisa, o sedimento de um ponto de amostragem específico foi caracterizado fisicamente, então foi estudada a influência da geometria de dois elutriadores (o elutriador 1 com 25 cm de altura e 2,5 cm de diâmetro, e o elutriador 2 com 97 cm de altura e 2 cm de diâmetro) e de três modelos de velocidade terminal (modelo de Stokes, Dietrich e Ferguson-Church). Tal análise foi realizada comparando cada combinação com a distribuição granulométrica obtida via dispersão de laser. A melhor performance foi obtida com o uso do elutriador de 97 cm de altura e 2 cm de diâmetro em conjunto com o modelo de Ferguson-Church. Obtida a melhor combinação experimental, cada ponto de dragagem foi caracterizado, analisando a distribuição granulométrica e o(s) diâmetro(s) com maior fração. Paralelo ao trabalho experimental, foi realizada uma análise numérica do processo de elutriação utilizando como ferramenta a modelagem e simulação via CFD, através do software Fluent 14.5 (ANSYS®). Foram modelados e simulados os dois elutriadores através das equações de escoamento multifásico eulerianas-eulerianas e de teoria cinética granular. Avaliou-se, então, o melhor modelo de transferência de movimento entre as fases (modelo de Gidaspow e modelo de Symlal-Obrien), quando comparado à validação experimental. Concluiu-se então que o modelo de Gidaspow representa melhor o processo de elutriação de sedimento de dragagem, pois apresentou menor desvio quando comparado ao procedimento experimental. Este mesmo modelo foi aplicado ao elutriador grande, desviando-se de forma aceitável (<1%) da elutriação experimental.

ABSTRACT

This work develops a study of the separation system by elutriation of the dredging sediment of the Rio Grande Harbor; this sediment is intended for use in microbial fuel cells. In the first step of the research, the sediment of a specific sampling point was characterized physically, so the influence of the geometry of two elutriators (the first 25 cm height and 2.5 cm diameter, the second with 97 cm height and 2 cm in diameter) and three types of terminal velocity (Stokes, Dietrich and Ferguson-Church model) was studied. Such analysis was performed comparing each combination with the particle size distribution obtained by laser scattering. The best performance was obtained with the use of the 97 cm high and 2 cm in diameter elutriator together with Ferguson- Church model. Obtained the best experimental combination, every point of dredging was characterized by analyzing the particle size distribution and diameter fractions more abundant. Parallel to the experimental work, a numerical analysis of the elutriation process using as modeling and simulation a CFD tool was held by 14.5 Fluent software (ANSYS ®). The two elutriators were modeled and simulated through the eulerian-eulerian multiphase approach and the granular kinetic theory. It evaluated, that the best model of momentum exchange between the phases (Gidaspow and Symlal-Obrien model) compared to experimental validation. It was therefore concluded that the Gidaspow model best represents the process of dredging sediment elutriation because of the fact that this model generated less error if compared to the experimental procedure. This same model was applied to the bigger elutriator, and it also generated an acceptable error (<1%) when compared to the experimental elutriation.

Sumário

1	Introdução	1
2	Objetivos	3
2.1	Objetivo Geral	3
2.2	Objetivos Específicos	3
3	Revisão Bibliográfica	4
3.1	A matriz energética mundial	4
3.2	A Lagoa dos Patos	5
3.3	Processo de elutriação	6
3.3.1	Elutriação em batelada	6
3.3.2	Elutriação contínua	7
3.3.3	Regiões características de elutriação	8
3.4	Velocidade Terminal	10
3.4.1	Modelo de Stokes	10
3.4.2	Modelo de Dietrich	11
3.4.3	Modelo de Ferguson e Church	13
3.5	Utilização da técnica de elutriação para sedimento	14
3.6	Modelagem e simulação em CFD	15
3.6.1	Pré-Processamento	16
3.6.2	Resolução	16
3.6.3	Pós-processamento	16
3.7	Sistemas de escoamento multifásico	17
3.7.1	Formulação Euleriana-Euleriana	17
3.7.2	Transferência de momento entre as fases	18
3.7.3	Formulação Euleriana-Lagrangeana	20
3.8	Teoria Cinética Granular	20
3.8.1	Temperatura Granular	20
3.8.2	Função de Distribuição Radial	21
3.8.3	Pressão dos Sólidos	22
3.8.4	Tensão de cisalhamento da fase particulada	23
3.8.5	Viscosidade Bulk	24
4	Materiais e Métodos	25
4.1	Procedimentos Experimentais	25
4.1.1	Pontos de amostragem de sedimento	25
4.1.2	Caracterização do sedimento	26
4.1.3	Processo de elutriação	28
4.2	Procedimentos Numéricos	31

4.2.1	Implementação do modelo numérico	31
4.2.2	Domínio computacional	32
4.2.3	Condições de contorno	33
4.2.4	Solução numérica do modelo	34
4.2.5	Teste de refinamento de malha	34
4.2.6	Validação do modelo	34
5	Resultados e discussão	36
5.1	Etapa experimental	36
5.1.1	Análise do processo de elutriação	36
5.1.2	Comparação dos parâmetros	39
5.1.3	Distribuição granulométrica dos pontos de amostragem	46
5.2	Etapa numérica	57
5.2.1	Condições de contorno	57
5.2.2	Teste de refinamento de malha	59
5.2.3	Influência do passo de tempo	61
5.2.4	Validação do modelo	61
6	Conclusão	64
7	Sugestões para trabalhos futuros	66

Lista de Figuras

1	Emissões de carbono no Brasil. Fonte: (EPE, 2012)	4
2	<i>Emissões brasileiras de gases de efeito estufa. Fonte: (MCTI, 2013)</i>	5
3	<i>Posição do canal de acesso. Fonte: (Adaptado de Calliari et al., 2009)</i>	6
4	<i>Elutriador em operação em batelada.</i>	7
5	<i>Elutriador em operação contínua.</i>	8
6	<i>Regiões Características de Elutriação. Fonte: (Melo, 2008)</i>	9
7	<i>Velocidade Terminal: Equilíbrio de forças.</i>	10
8	<i>Escala de Powers. Fonte: (Adaptado de CoolGeography, 2014)</i>	12
9	<i>Pontos de amostragem do sedimento.</i>	26
10	<i>Sistema de elutriação utilizado em laboratório.</i>	29
11	Elutriadores utilizados nas elutriações.	30
12	<i>Geometria utilizada para a simulação.</i>	32
13	<i>Discretização aproximada da geometria.</i>	32
14	<i>Condições de contorno do modelo.</i>	33
15	<i>Área de entrada e área de saída do elutriador</i>	33
16	<i>Partícula de argila.</i>	37
17	<i>Partícula de silte e partícula de argila.</i>	37
18	<i>Partículas de argila, silte e areia.</i>	37
19	<i>Distribuição granulométrica via dispersão a laser do sedimento proveniente do ponto 0.</i>	38
20	<i>Distribuição granulométrica via elutriador 1 e modelo de Stokes.</i>	39
21	<i>Distribuição granulométrica via elutriador 1 e modelo de Dietrich.</i>	40
22	<i>Distribuição granulométrica via elutriador 1 e modelo de Ferguson-Church.</i>	41
23	<i>Distribuição granulométrica via elutriador 2 e modelo de Stokes.</i>	42
24	<i>Distribuição granulométrica via elutriador 2 e modelo de Dietrich.</i>	43
25	<i>Distribuição granulométrica via elutriador 2 e modelo de Ferguson-Church.</i>	44
26	<i>Comparação da distribuição de frequência acumulada de diâmetros</i>	45
27	<i>Distribuição granulométrica do ponto 0</i>	46
28	<i>Diagrama de Shepard para o ponto 0</i>	47
29	<i>Sedimento proveniente do ponto 0 in natura.</i>	47
30	<i>Análise de carbono total: regiões analisadas do ponto 0.</i>	48
31	<i>Distribuição granulométrica do ponto 4</i>	49
32	<i>Sedimento proveniente do ponto 4 in natura.</i>	50
33	<i>Diagrama de Shepard para o ponto 4</i>	50
34	<i>Distribuição granulométrica do ponto 5</i>	51
35	<i>Sedimento proveniente do ponto 5 in natura.</i>	52
36	<i>Diagrama de Shepard para o ponto 5</i>	52

37	<i>Distribuição granulométrica do ponto 6</i>	53
38	<i>Sedimento proveniente do ponto 6 in natura.</i>	54
39	<i>Diagrama de Shepard para o ponto 6</i>	54
40	<i>Distribuição granulométrica do ponto 7.</i>	55
41	<i>Sedimento proveniente do ponto 7 in natura.</i>	56
42	<i>Diagrama de Shepard para o ponto 7.</i>	56
43	<i>Argila em condição inicial no elutriador 1.</i>	57
44	<i>Argila em condição inicial no elutriador 2.</i>	58
45	<i>Teste de refinamento da geometria do elutriador 1.</i>	59
46	<i>Erro absoluto de cada ponto do teste de refinamento do elutriador 1.</i>	59
47	<i>Teste de refinamento de malha da geometria do elutriador 2.</i>	60
48	<i>Erro absoluto de cada ponto do teste de refinamento do elutriador 2.</i>	60
49	<i>Validação do modelo: elutriador 1, modelos de Gidaspow (1992) e Symlal-O'Brien (1993)</i>	62
50	<i>Validação do modelo: elutriador 2 e modelo de Gidaspow (1992)</i>	63

Lista de Tabelas

1	Parâmetros para as constantes de Ferguson e Church	13
2	Dimensão dos elutriadores	28
3	Modelos utilizados na teoria cinética granular	31
4	Diâmetro das fases.	31
5	Caracterização física do sedimento proveniente do ponto 0	36
6	Fator de forma de Corey (CSF) e fator de textura de Powers.	38
7	Diâmetros mais ocorrentes: análise de dispersão de laser.	39
8	Diâmetros mais frequentes: elutriador 1 e modelo de Stokes.	40
9	Diâmetros mais frequentes: elutriador 1 e modelo de Dietrich.	41
10	Diâmetros mais frequentes: elutriador 1 e modelo de Ferguson-Church.	42
11	Diâmetros mais frequentes: elutriador 2 e modelo de Stokes.	43
12	Diâmetros mais frequentes: elutriador 2 e modelo de Dietrich.	43
13	Diâmetros mais frequentes: elutriador 2 e modelo de Ferguson-Church.	44
14	Características do sedimento proveniente do ponto 0	46
15	Concentração de carbono total no ponto 0	48
16	Características do sedimento proveniente do ponto 4	49
17	Análise de carbono total: ponto 4	50
18	Características do sedimento proveniente do ponto 5	51
19	Análise de carbono total: ponto 5	52
20	Características do sedimento proveniente do ponto 6	53
21	Análise de carbono total: ponto 6	54
22	Características do sedimento proveniente do ponto 7.	55
23	Análise de carbono total: ponto 7	56
24	Condições iniciais e de contorno do modelo numérico.	57
25	Comparação entre as discretizações.	61
26	Comparação dos modelos de arraste para o elutriador 1	62

Lista de Símbolos

v_l	Velocidade do líquido	L/T
Q	Vazão do líquido	L ³ /T
A	Área transversal do elutriador	L ²
v_t	Velocidade terminal	L/T
g	Gravidade	L/T ²
D_p	Diâmetro da partícula	L
ρ_l	Massa específica do líquido	M/T ³
ρ_p	Massa específica da partícula	M/T ³
μ_l	Viscosidade dinâmica do líquido	M/(T.L)
v_t^*	Velocidade terminal adimensional	-
ν	Viscosidade cinemática do líquido	L ² /T
D_p^*	Diâmetro adimensional da partícula	-
R_1	Constante de diâmetro de Dietrich	-
R_2	Constante de forma de Dietrich	-
R_3	Constante de textura de Dietrich	-
CSF	Fator de forma de Corey	-
a	Maior diâmetro perpendicular da partícula	L
b	Diâmetro intermediário da partícula	L
c	Menor diâmetro perpendicular da partícula	L
P	Fator de textura de Powers	-
C_1	Primeira constante de Ferguson-Church	-
C_2	Segunda constante de Ferguson-Church	-
R	Massa específica submersa da partícula	-
V_q	Volume da fase q	L ³
α_q	Fração volumétrica da fase q	-
\dot{m}_{pq}	Transferência de massa da fase p para a fase q	M/T
\dot{m}_{qp}	Transferência de massa da fase q para a fase p	M/T
S_q	Geração ou sumidouro de massa na fase q	M/T
∇P	Gradiente de pressão compartilhada	M/(L ² T ²)
$\bar{\tau}_q$	Tensor tensão da fase q	-
\vec{R}	Troca de movimento entre as fases	L/T
\vec{v}_{pq}	Velocidade de interfase de transferência de massa	L/T
F_q	Forças de corpo externas à fase q	M.L/T ²
$F_{sust,q}$	Forças de sustentação da fase q	M.L/T ²
$F_{mv,q}$	Forças de massa virtual da fase q	M.L/T ²
$\nabla \vec{v}_q^T$	Gradiente de velocidade transposta	1/T
μ_q	Viscosidade dinâmica da fase q	M/(T.L)

λ	Cisalhamento da fase q	M.L/T ²
\bar{I}	Tensor identidade	-
m_i	Massa da partícula	M
\vec{v}_i	Velocidade da partícula i	L/T
$\vec{F}_{i,fluxo}$	Forças de fluxo	M.L/T ²
$\vec{F}_{i,externas}$	Forças externas	M.L/T ²
$\vec{F}_{i,colises}$	Forças de colisão	M.L/T ²
K_{sf}	Coefficiente de troca de momento entre fases	-
\vec{v}_s	Velocidade do sólido	L/T
α_s	Fração volumétrica da fase sólida	-
α_l	Fração volumétrica da fase líquida	-
Cd	Coefficiente de arraste	-
Re_s	Número de Reynolds de partícula	-
A	Constante A do modelo de arraste de Symalal-O'Brien	-
B	Constante B do modelo de arraste de Symalal-O'Brien	-
θ_S	Temperatura granular do sólido	L ² /T ²
v'_s	Flutuação de velocidade do sólido	L ² /T ²
$k_{\theta,s}$	Coefficiente de difusão de energia	-
γ_{θ}	Dissipação de energia através de colisões	-
Θ	Troca de energia entre as fases	-
$e_{s,s}$	Fator de restituição	-
$g_{0,ss}$	Função de distribuição radial	-
$v_{1,n}$	Velocidade antes da colisão com a parede	L/T
$v_{2,n}$	Velocidade após a colisão com a parede	L/T
$\alpha_{s,max}$	Fração volumétrica na condição de leito empacotado	-
p_s	Pressão dos sólidos	M/(L.T ²)
$\mu_{s,col}$	Viscosidade colisional dos sólidos	L ² /T
$\mu_{s,fric}$	Viscosidade fricional dos sólidos	L ² /T
$\mu_{s,cin}$	Viscosidade cinética dos sólidos	L ² /T
ϕ	Ângulo de fricção interna	-
I_{2D}	Segunda invariante da tensão deviatórica	-
λ_s	Viscosidade bulk	L ² /T
MO_{Czuber}	Moda de Czuber	-
L_i	Limite inferior da classe	-
f_{ant}	Frequência anterior à classe modal	-
f_{modal}	Frequência da classe modal	-
f_{post}	Frequência posterior à classe modal	-
A_1	Área transversal da entrada do elutriador	L ²
A_2	Área transversal do elutriador	L ²
v_1	Velocidade do fluido na entrada do elutriador	L/T
v_2	Velocidade do fluido no interior do elutriador	L/T
D_1	Diâmetro modal 1 do particulado	L
D_2	Diâmetro modal 2 do particulado	L
D	Diâmetro médio do particulado	L
$D_{exp,i}$	Diâmetro experimental via elutriação daquele ponto	L
$D_{disp,i}$	Diâmetro experimental via dispersão daquele ponto	L
m_{num}	Massa no interior do elutriador no modelo numérico	M
m_{exp}	Massa no interior do elutriador experimental	M

Lista de Símbolos

EPE	Empresa de Pesquisa Energética
CCM	Célula Combustível Microbiana
IBAMA	Instituto Brasileiro de Meio Ambiente Recursos Naturais Renováveis
CFD	Fluidodinâmica Computacional, do inglês <i>Computational Fluid Dynamics</i>
TDH	Altura de Desprendimento de Transporte, do inglês <i>Total Disengaging Height</i>

1 Introdução

O crescimento da demanda energética mundial proveniente do aumento populacional e tecnológico exige a incrementação da produção de energia elétrica. Em contrapartida, os principais combustíveis utilizados na geração são, em sua maioria, grandes causadores de poluição atmosférica e efeito estufa. Por esse motivo, a busca pela diversificação da matriz energética tornou-se uma necessidade emergente no atual cenário mundial.

Estudos realizados no Brasil apontam uma projeção para o crescimento do consumo de energia elétrica no período de 2012-2022 de 5,8% ao ano na classe comercial, 4,3% ao ano na classe residencial e 3,4% ao ano na classe industrial (Empresa de Pesquisa Energética - EPE, 2012). Junto a esta problemática, a emissão de dióxido de carbono por processos de geração de energia teve um crescimento de 73,3% no período de 1995-2010. Em 2010, a geração de energia foi responsável por 32% das emissões de CO₂ no Brasil, o dobro quando comparado ao ano de 2005 (Ministério da Ciência, 2013). Este cenário, juntamente com o aumento da rigidez das leis ambientais, obrigam pesquisadores a estudarem e implementarem novos processos de produção de energias renováveis.

A geração de eletricidade através de células combustíveis microbianas (CCM) começou a ser estudada a partir da década de 1990 como uma nova fonte de energia renovável. Na CCM, micro-organismos oxidam a matéria orgânica, produzindo elétrons e metabólitos que são transportados para um terminal acceptor que se reduz (Logan, 2008). A principal vantagem da CCM é a possibilidade de empregar diversos compostos orgânicos como substrato, tais como efluentes industriais, efluentes domésticos (Teleken, 2013) e sedimentos provenientes de estuários.

Outro desafio existente na atualidade, enfrentado por portos de todo o mundo é a disposição final dos sedimentos retirados no processo de dragagem. O processo de dragagem tem por objetivo aumentar ou manter o calado dos canais de acesso de um porto. A partir dele são retirados grandes volumes de sedimento marinho. No processo de dragagem que foi realizado no Porto do Rio Grande entre dezembro de 2013 a janeiro de 2014, foram retirados aproximadamente $1,6 \times 10^6$ m³ de sedimento que foram lançados, com autorização prévia do Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais Renováveis (IBAMA), em uma área a 15 km dos molhes da barra (Porto do Rio Grande, 2014).

O sedimento proveniente do processo de dragagem do Porto do Rio Grande é uma mistura composta basicamente por água e frações de argila, silte e areia em proporções que dependem do ponto de amostragem (Calliari et al., 2009). A concentração de matéria orgânica é distribuída com as composições. Por isso, para disponibilizar substrato a uma célula combustível microbiana, objetivando maiores taxas de conversão, deve-se separar as frações de sólidos que contém maior concentração de matéria orgânica. Tal separação pode ser realizada por sistema de elutriação ou hidrociclonagem. Esta segunda quando comparada à elutriação apresenta uma separação menos sensível e com

maior custo energético (Chu et al., 2000), fazendo com que o uso de elutriadores seja vantajoso e barato.

O sistema de elutriação consiste em um equipamento de separação no qual um fluxo ascendente de fluido (na maioria das vezes ar ou água) passa através de um leito de partículas de diâmetro e/ou massa específica diferentes. As partículas que apresentarem uma velocidade terminal menor ou igual à velocidade do fluido serão arrastadas (Hettler et al., 2011). O sedimento proveniente da dragagem é introduzido no elutriador e sofre uma separação entre suas respectivas frações.

Uma ferramenta que tem mostrado grande potencial na solução de problemas de escoamento fluido-sólido é a fluidodinâmica computacional (CFD) (Tarpagkou and Pantokratoras, 2013); (Coroneo et al., 2011); (Safikhani et al., 2011). Esta é usada na realização de projetos de engenharia em paralelo com procedimentos experimentais. O CFD vem se tornando cada vez mais robusto e capaz de resolver modelos físicos com uma grande quantidade de equações que reproduzem com precisão o fenômeno real, com um custo inferior e menos tempo de processamento quando comparado ao procedimento experimental (Hwang et al., 2013).

Desta maneira, este trabalho tem como objetivo analisar experimentalmente um sistema de separação composto por elutriador e fazer uso da fluidodinâmica computacional como ferramenta para modelagem e simulação de um sistema multifásico sólido-líquido. Também objetiva-se a análise dos parâmetros operacionais do equipamento, objetivando uma alta eficiência de separação. Para isso foi necessário caracterizar fisicamente o sedimento proveniente de diferentes pontos da dragagem do Porto do Rio Grande, analisando quais frações de sólido apresentam a maior concentração de matéria orgânica.

2 Objetivos

2.1 Objetivo Geral

Analisar experimentalmente e através da fluidodinâmica computacional, um sistema de separação sólido-sólido composto por unidade de elutriação.

2.2 Objetivos Específicos

- Realizar ensaios de elutriação avaliando a influência da escolha dos modelos matemáticos e dimensão do equipamento;
- Modelar e simular através da fluidodinâmica computacional o elutriador, comparando diferentes modelos de transferência de movimento entre a fase particulada e líquida;
- Caracterizar o sedimento proveniente de cada ponto da dragagem fisicamente, avaliando parâmetros de tamanho, forma e textura e químicamente, através da concentração de matéria orgânica nos sólidos.

3 Revisão Bibliográfica

3.1 A matriz energética mundial

Desde a década de 1990 a comunidade internacional está cada vez mais preocupada acerca das mudanças causadas pelo aquecimento global. Um dos mais importantes motivos destas mudanças é o aumento das emissões de gás de efeito estufa, principalmente CO₂, este que colabora com 80% das emissões (Zhang et al., 2014). Se a taxa de crescimento de CO₂ na atmosfera se manter constante e nenhuma ação for realizada para reduzi-la, a concentração de carbono crescerá até 800-1000 ppm na virada do século (Tripathi et al., 2014). Em um contexto mundial, do carbono emitido para a atmosfera, 65% é originado de plantas de geração de energia. A Figura 1a apresenta a porcentagem de emissões de carbono no Brasil no ano de 2005 e a Figura 1b referente ao ano de 2010. Nota-se que, embora as plantas de geração de energia brasileiras não tenham um impacto tão grande quanto a nível mundial, há um grande aumento quando comparado a 2010. A Figura 2 que apresenta as emissões brasileiras no período de 1990-2010 corrobora tal crescimento.

Frente a este crescimento, é cada vez mais urgente o estudo e implementação de uma mudança na matriz energética, sendo necessário o avanço em tecnologias limpas que unam, além do crescimento em emissões de gases de efeito estufa, mas também o uso de combustíveis sustentáveis.

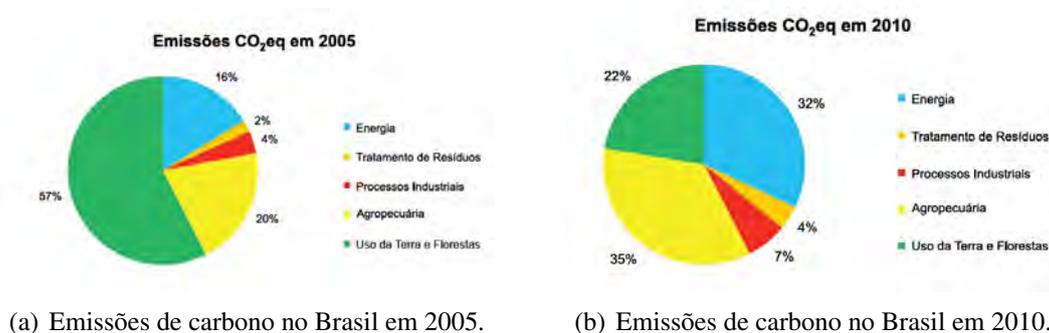


Figura 1: Emissões de carbono no Brasil. Fonte: (EPE, 2012)

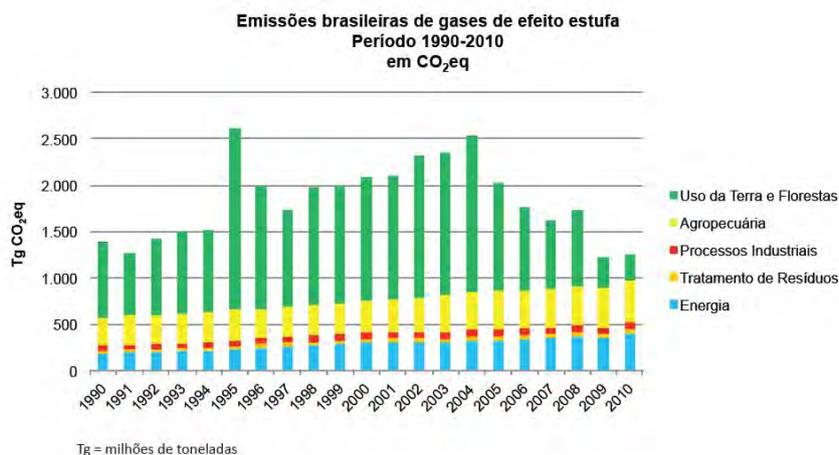


Figura 2: *Emissões brasileiras de gases de efeito estufa. Fonte: (MCTI, 2013)*

3.2 A Lagoa dos Patos

A Lagoa dos Patos está localizada na planície costeira do Rio Grande do Sul, no extremo sul do Brasil (31°0'0"S, 51°16'0"W). Ela é um importante ecossistema que tem influência ecológica, social e econômica nas variadas cidades que estão situadas ao seu redor. Constituinte a maior área lagunar da América Latina, a Lagoa dos Patos tem cerca de 250 km de extensão e 40 km de largura média (Burgueño, 2009), (Filho et al., 2012).

Pesquisas na área de sedimentologia demonstram que a Lagoa dos Patos é uma significativa fonte de sedimentos finos para a plataforma continental na região do Atlântico sul. Esse depósito de sedimento é resultante de efeitos antropogênicos como dragagem, desmatamento e agricultura e, principalmente, da bacia de drenagem da lagoa que tem uma área maior que 2×10^6 km² (Calliari et al., 2009).

No baixo estuário da Lagoa dos Patos está localizado o Porto do Rio Grande. Segundo Alfredini (2005) o Porto do Rio Grande é considerado um porto interior e artificial (devido a constantes necessidades de melhoria), porém o mesmo autor o inclui na lista de portos brasileiros que têm condições de se tornarem concentradores de carga geral, solta e containerizada. O Porto do Rio Grande está localizado na margem esquerda do Canal do Norte, sendo este o principal caminho de escoamento de todo estuário, devido a este fato, objetivando manter ou aumentar a profundidade deste canal de acesso, processos de dragagem devem ser aplicados. A posição geográfica do canal de acesso frente à Lagoa dos Patos e o continente pode ser observado na Figura 3.

Nos últimos 20 anos, aproximadamente 30×10^6 m³ foram dragados do canal, a maior parte deste sedimento é composta por areia siltosa, porém uma grande fração de sedimento fino também é encontrado (Calliari et al., 2009). Devido a esta grande área da

bacia de dragagem, muito material orgânico é arrastado juntamente com o sedimento, porém é distribuído de maneira heterôgenea nestas frações sólidas; isto justifica um processo de separação quando se objetiva o uso deste material orgânico.

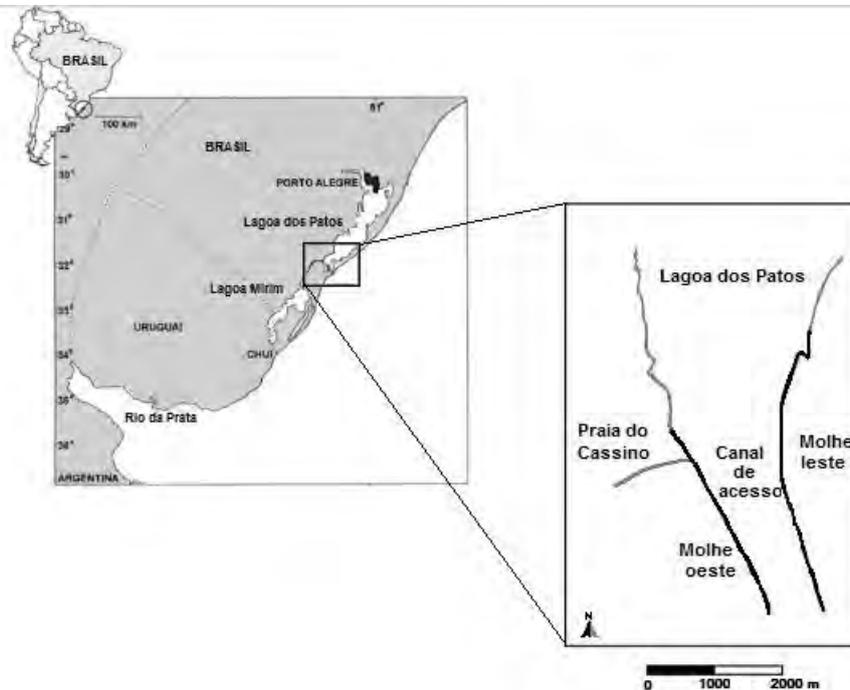


Figura 3: Posição do canal de acesso. Fonte: (Adaptado de Calliari et al., 2009)

3.3 Processo de elutriação

Elutriação é uma operação unitária de separação sólido-sólido que se baseia no princípio da diferença de velocidades terminais. Um universo de partículas com diferentes diâmetros e massa específica apresenta uma distribuição de velocidades terminais e essa diferença é usada como fator determinante na separação das frações de sólido. Uma corrente de fluido ascendente com velocidade constante fluidiza o leito de sólidos, aquelas partículas que apresentam velocidades terminais menor que a velocidade do fluido são arrastadas, sendo assim separadas das partículas maiores.

3.3.1 Elutriação em batelada

A operação de elutriação em batelada consiste em um único equipamento onde, objetivando a separação das variadas frações, deve-se parar o processo e alterar a vazão

de entrada. A entrada pode ser na parte inferior do sistema, como mostra a Figura 4 e saída sempre na parte superior. Uma vantagem desta operação é a possibilidade de modificar livremente a vazão (e conseqüentemente a velocidade) de acordo com a necessidade de separação, em contrapartida tem como desvantagem a necessidade de filtração ou centrifugação para a separação nos casos onde o fluido ascendente se trata de um líquido.

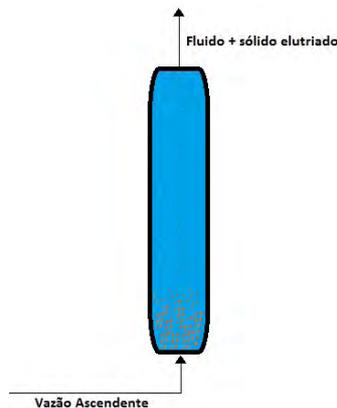


Figura 4: *Elutriador em operação em batelada.*

3.3.2 Elutriação contínua

A operação de elutriação contínua é composta de um conjunto de elutriadores de diferentes diâmetros em ordem crescente e uma vazão de fluido constante. Para cada diâmetro do elutriador, tem-se uma área de seção transversal diferente, gerando diferentes velocidades, quanto maior o diâmetro do elutriador, menor a velocidade, de acordo com a Equação 1.

$$v_l = \frac{Q}{A} \quad (1)$$

Onde Q é a vazão na entrada do elutriador, v_l é a velocidade e A é a área transversal na entrada do equipamento.

Uma vantagem deste operação é a facilidade em mensurar a massa de sólido retida em cada elutriador, porém as velocidades dos elutriadores terão sempre a mesma razão quando comparadas uma com as outras, apenas dependendo da vazão. Um exemplo de elutriação continua pode ser observada na Figura 5.

O diâmetro $D > D_1$ refere-se a todas as partículas que têm velocidade terminal maior que a maior velocidade oferecida pelo sistema, o diâmetro D_1 é o diâmetro das partículas que apresentam a velocidade terminal oferecida no equipamento 1, da mesma forma ocorre no equipamento 2 e 3. O diâmetro $D < D_3$ se refere àquelas partículas que têm velocidade terminal menor que a menor velocidade.

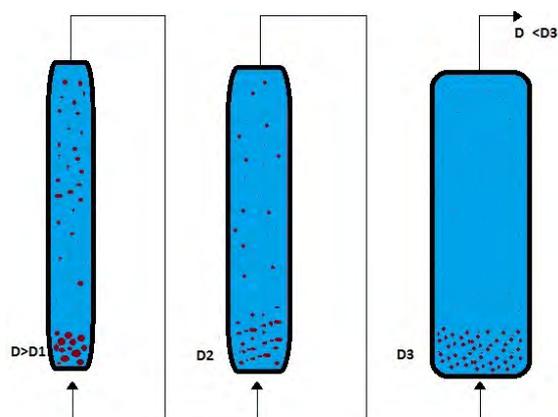


Figura 5: *Elutriador em operação contínua.*

3.3.3 Regiões características de elutriação

A interação fluido-sólido em uma operação de elutriação gera diferentes zona. Tais regiões podem ser caracterizadas de acordo com as diferentes massas específicas e movimentos dos sólidos. Existem três diferentes regiões, além do leito compactado de partículas (Massarani, 2001), como pode ser observado na Figura 6.

- **Região de respingo:** é a região logo acima do leito. As partículas maiores são arrastadas pelo fluido, porém, devido a sua massa específica ou tamanho, a força peso se torna maior que a força de arraste, fazendo com que as mesmas retornem;
- **Região de desprendimento:** é a região logo acima da região de respingo e caracteriza-se por apresentar um gradiente de concentração do material particulado e um movimento intenso de circulação das partículas no leito;
- **Região de transporte diluído:** é a zona de menor densidade de sólidos. Nela ocorre o desprendimento e o transporte pneumático ou hidráulico ascendente das partículas;
- **Vão livre:** é considerado toda a região do elutriador em que a massa específica do conjunto diminui de forma inversamente proporcional com o acréscimo de altura (Kunii et al., 1991). Quando o arraste se torna constante, ou varia muito pouco, a massa específica também não irá variar. Esta região é conhecida como TDH (do inglês *total disengaging height*). TDH, então, é a altura que as partículas que têm velocidade terminal maior que a do fluido necessitam para retornar ao leito (Stojkovski and Kostic, 2003). O projeto da altura do vão livre é um fator determinante na distribuição granulométrica do sólido que será arrastado, pois

quanto menor a altura do elutriador, maior será a densidade de sólidos grossos que serão arrastadas, ou seja, diminuirá a efetividade da separação via elutriação.

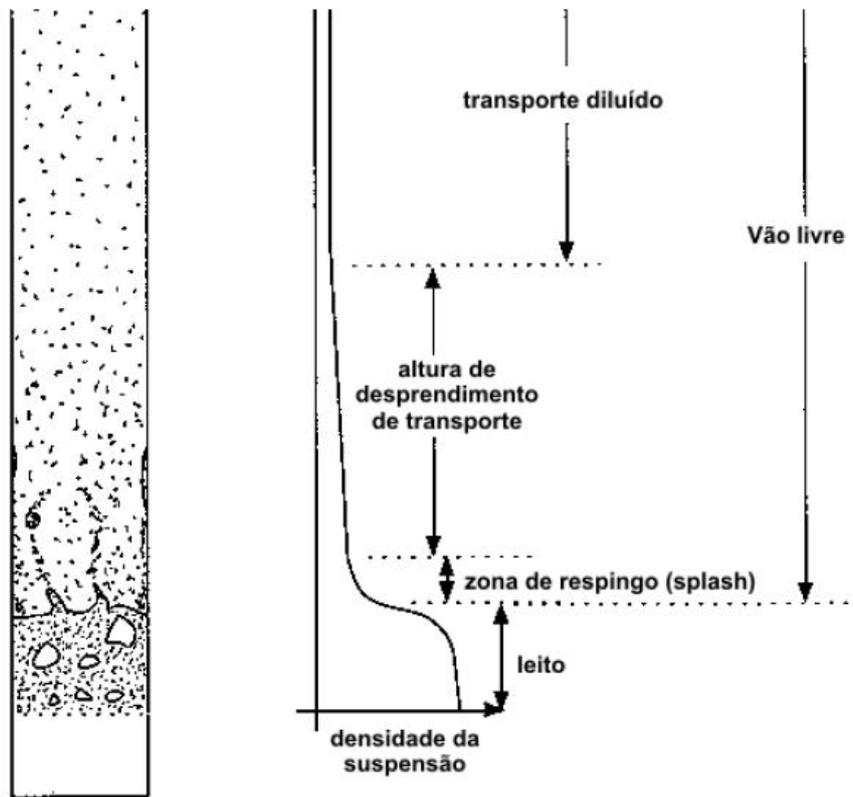


Figura 6: *Regiões Características de Elutriação.* Fonte: (Melo, 2008)

3.4 Velocidade Terminal

A velocidade terminal é a velocidade constante atingida pela partícula quando lançada no fluido inicialmente em repouso (Massarani, 2001), em outras palavras, é uma aplicação direta da segunda lei de Newton, pois para a velocidade se tornar constante a soma de forças que agem sobre a partícula (forças de campo, empuxo e arraste) deve ser zero, como mostra a Figura 7.

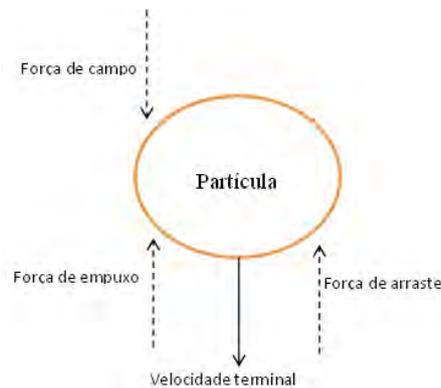


Figura 7: *Velocidade Terminal: Equilíbrio de forças.*

Como o processo de elutriação usa como princípio físico para a separação dos sólidos as diferenças de velocidades terminais, deve-se transformar uma distribuição granulométrica em diferentes velocidades terminais. A velocidade terminal de uma partícula pode ser dependente de seu diâmetro, massa específica, forma e textura, e é geralmente aplicada para sólidos decantando em líquidos, onde a massa específica e a viscosidade deste líquido também influencia. Nas últimas décadas, vários modelos tentaram estimar a correta relação entre essas características intrínsecas à partícula e ao fluido com a velocidade terminal, os mais relevantes são: modelo de Stokes (Stokes, 1850), modelo de Dietrich (Dietrich, 1982) e modelo de Ferguson e Church (Ferguson and Church, 2004).

3.4.1 Modelo de Stokes

O modelo de Stokes (Stokes, 1850), em sua definição, descreve o movimento de um fluido viscoso ao redor de uma esfera, porém o inverso também é válido: o movimento lento de uma esfera em fluido viscoso onde, longe desta esfera, o fluido é estacionário (Zanini, 2008). Segundo Ferguson and Church (2004), a equação proposta por Stokes é aplicada apenas a números pequenos de Reynolds, apresentando seu melhor desempenho na região abaixo de 1,0. O modelo de Stokes é apresentado através da Equação

2.

$$v_t = \frac{gD_p^2(\rho_p - \rho_l)}{18\mu_l} \quad (2)$$

Onde g é a aceleração da gravidade, D_p é o diâmetro da partícula, ρ_p e ρ_l são a massa específica da partícula e do líquido, respectivamente, e μ_l é a viscosidade dinâmica do líquido.

O modelo de Stokes (Stokes, 1850) para velocidade terminal é aplicado apenas para partículas pequenas e totalmente esféricas. À medida que o diâmetro do sólido aumenta, a inércia cresce e o escoamento ao redor do mesmo torna-se turbulento, a Equação 2 não leva em consideração essa situação, fazendo com que aumente o desvio do modelo. Para a verificação do número de Reynolds antes do cálculo da velocidade terminal (PERRY et al., 2008) apresenta a Equação 3, se o valor de $CdRe^2$ for menor ou igual que 27,2, tal partícula encontra-se em regime laminar, podendo, então, o uso do modelo de Stokes (1850) para o cálculo da velocidade terminal.

$$CdRe^2 = \frac{4gD_p^3(\rho_p - \rho_l)}{3\mu_l^2} \quad (3)$$

3.4.2 Modelo de Dietrich

Dietrich (1982) baseou-se em experimentos para formular equações empíricas que descrevem a velocidade terminal de sedimentos naturais como função das características da partícula, como massa específica, fatores de forma e de textura. Este modelo vem de encontro ao modelo de Stokes (1850), pois é aplicado principalmente em faixas de Reynolds de partícula elevado, devido a sua origem empírica no uso de partículas grandes e rugosas. Este modelo insere o conceito de velocidade terminal adimensional (v_t^*) e diâmetro de partícula adimensional (D_p^*). Ambos são dependentes das características físicas do sólido e do fluido, como pode ser observado nas Equações 4 e 5.

$$v_t^* = \frac{\rho_l v_t^3}{(\rho_s - \rho_l) g \nu} \quad (4)$$

$$D_p^* = \frac{(\rho_s - \rho_l) g D_p^3}{\rho \nu^2} \quad (5)$$

A velocidade terminal adimensional será função de três constantes (R_1 , R_2 e R_3) através da Equação 6.

$$v_{t*} = R_3 10^{R_2 + R_1} \quad (6)$$

A constante R_1 insere na Equação 6 a influência do diâmetro adimensional da partícula. Ela é definida como um polinômio de quarto grau, como mostra a Equação 7.

$$R_1 = -3,76715 + 1,92944(\log D_p^*) - 0,09815(\log D_p^*)^2 - 0,00575(\log D_p^*)^3 + 0,00056(\log D_p^*)^4 \quad (7)$$

A forma da partícula é levada em consideração na constante R_2 através do fator de forma de Corey (CSF) (Corey, 1949). Este fator varia de maior que 0 até 1 e consiste na razão entre a área de sessão transversal de uma esfera pela maior área transversal de um elipsóide, como pode ser observado na Equação 8. Quanto menor o CSF, mais plana e desviada de uma esfera é a partícula.

$$CSF = \frac{c}{\sqrt{ab}} \quad (8)$$

Na Equação 8 a , b e c são o maior, intermediário e menor diâmetro perpendicular da partícula. Segundo Dietrich quanto menor o CSF, menos esférica é a partícula e, conseqüentemente, menor a velocidade terminal.

E R_2 , então, é definido pela Equação 9.

$$R_2 = \left(\log \left(1 - \frac{1 - CSF}{0,85} \right) \right) - (1 - CSF)^{2,3} \tanh(\log D_p^* - 4,6) + 0,3 + (0,5 - CSF)(1 - CSF)^2 (\log D_p^* - 4,6) \quad (9)$$

A textura da partícula é inserida na equação através de R_3 através do fator de Powers (P) (Powers, 1953). Este fator é geralmente definido através de microscopia, sendo um fator 1 uma partícula muito angular e o fator 6, perfeitamente circular, como mostra a Figura 8. O parâmetro P é muito subjetivo, Dietrich afirma que a medida pode variar em ± 1 , devido a isso, novas técnicas devem ser estudas e implementadas para a caracterização da textura de particulados.

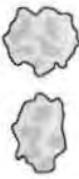
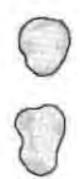
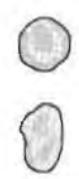
CLASSE 1	CLASSE 2	CLASSE 3	CLASSE 4	CLASSE 5	CLASSE 6
Muito Angular	Angular	Sub - Angular	Sub - Arredondado	Arredondado	Muito arredondado
					

Figura 8: Escala de Powers. Fonte: (Adaptado de CoolGeography, 2014)

A constante R_3 é definida através da Equação 10.

$$R_3 = \left[0,65 - \left(\frac{CSF}{2,83} \tanh(\log D_{p^*} - 4,6) \right) \right]^{(1 + \frac{3,5 - P}{2,5})} \quad (10)$$

3.4.3 Modelo de Ferguson e Church

O modelo de Ferguson e Church (Ferguson and Church, 2004) surgiu como uma simplificação do modelo de Dietrich. Nele a velocidade terminal das partículas são calculadas com apenas uma equação. Esta abordagem demandou o uso de dois adimensionais (C_1 e C_2) que variam de acordo com a natureza do particulado em estudo e o número Reynolds de partícula da operação. A velocidade terminal é calculada através da Equação 11.

$$v_t = \frac{RgD_p^2}{C_1 + \sqrt{0,75C_2RgD_p^3}} \quad (11)$$

Na Equação 11, R é conhecido como massa específica submersa da partícula e é definido pela Equação 12 e (C_1 e C_2) são definidos através da Tabela 1 segundo Hettler (Hettler et al., 2011).

$$R = \frac{\rho_p - \rho_l}{\rho_l} \quad (12)$$

Tabela 1: Parâmetros para as constantes de Ferguson e Church

Partícula	C_1	C_2
Esferas Lisas	18	0,4
Grãos Angulares	24	1,2

3.5 Utilização da técnica de elutriação para sedimento

Na literatura há uma série de trabalhos que tratam de sistemas de elutriação como ferramenta para a separação, classificação e caracterização de sólidos, sejam eles provenientes de esgoto doméstico, efluentes pluviais, sedimentos de rios, entre outros. Alguns exemplos são os trabalhos de Follmer and Beavers (1973), Walling and Woodward (1993), Krishnappan et al. (2004) e Hettler et al. (2011).

- **Follmer and Beavers (1973):** neste trabalho foi utilizada uma corrente ascendente de água para analisar as frações de silte provenientes de uma mistura de areia, silte e argila, a fim de analisar a distribuição granulométrica. A argila foi separada pelo método da pipeta e a areia por peneiramento. O aparato consistia em três cilindros contínuos de vidro, por onde entrava a mistura de sólido e água. Neste trabalho, os resultados foram avaliados segundo sua reprodutibilidade, eficiência e também comparando com o método da pipeta. Os autores concluíram que o processo de elutriação foi eficiente e demanda atenção do operador apenas em seu início e no fim. Também concluíram que o experimento teve boa reprodutibilidade e aceitável recuperação de dados quando comparado com o método da pipeta.
- **Walling and Woodward (1993):** uma análise *in situ* da distribuição granulométrica foi aplicada através do uso de um sistema de elutriação contínuo com quatro cilindros. A análise foi aplicada ao sedimento fluvial que estava em transporte no Rio Exe em Devon, Reino Unido. Para validar seus resultados, uma comparação foi realizada entre os resultados da elutriação (separados por classes de tamanho) e um tubo de Owen. Foi concluído que o equipamento teve boa performance e fácil operação.
- **Krishnappan et al. (2004):** um equipamento de elutriação foi proposto para medir a velocidade terminal de correntes combinadas de esgoto. Uma vez que o objetivo era a velocidade terminal, não foi necessário o uso de modelos para determinar a relação entre diâmetro e velocidade. O aparato foi projetado como uma série de cilindros interconectados onde a amostra de esgoto fluiu devido à ação de uma bomba peristáltica. Os autores também avaliaram a influência da adição de um polímero para flocular os sólidos e a distribuição química em cada fração. Foi concluído que o sistema teve uma boa performance quando comparado com colunas de decantação porque simula melhor a dinâmica do fenômeno e permite uma melhor avaliação química. Também foi concluído que a inserção do polímero aumenta a velocidade terminal e melhora o aprisionamento químico.
- **Hettler et al. (2011)** neste trabalho o uso de um sistema de separação foi utilizado para analisar a distribuição granular em escoamentos pluviais urbanos. O aparato consistiu em uma série de dois e três cilindros, com uma bomba variando a vazão

de acordo com a série. A eficiência do processo foi avaliada através da comparação com resultados obtidos em dispersão a laser (Multisizer 3). A influência do perfil de velocidade também foi estudada através do uso de duas diferentes abordagens: perfil de velocidade uniforme e perfil de velocidade laminar totalmente desenvolvido. Os autores concluíram que não havia relevante diferença quando o perfil de velocidade era alterado e que o sistema de elutrição teve uma boa performance quando comparados os valores da análise instrumental.

3.6 Modelagem e simulação em CFD

Fluidodinâmica computacional (CFD, do inglês *Computational Fluid Dynamics*) é a análise de sistemas que envolvem, entre outros fenômenos, escoamentos de fluidos, transferência de calor, transferência de massa e reações químicas através de simulação computacional. Inicialmente era utilizada em problemas físicos a nível de investigação científica, porém com um impressionante crescimento em seu uso nos últimos anos, passou a ser importante ferramenta em problemas aplicados à engenharia, abrangendo uma grande variedade de áreas, sejam elas industriais ou não, tais como (Versteeg e Malalasekera, 2007), (Maliska, 2014):

- aerodinâmica de espaçonaves e veículos;
- combustão em motores e turbinas;
- processos de separação, mistura e bombeamento;
- dissipação de poluentes e efluentes;
- previsão do tempo e
- fluxo sanguíneo através de veias e artérias.

Quando comparada a procedimentos experimentais, a CFD mostra-se vantajosa por necessitar de menos tempo para o projeto do equipamento e para seu desenvolvimento. Ela também pode simular condições operacionais inviáveis experimentalmente, como por exemplo simulações de acidentes nucleares; gerando resultados ainda mais detalhados, pois elimina-se a problemática de aquisição de dados, com uma relação custo-benefício menor e utilizando menos energia elétrica (Fletcher, 1991).

Para a resolução de cada modelo fluidodinâmico, um algoritmo específico deve ser construído, com as equações que definem o sistema e um conjunto de métodos numéricos para que a solução seja obtida. Uma outra maneira é a utilização de *softwares* comerciais como FLUENT® e o CFX® da empresa ANSYS®, o COMSOL Multiphysics®

da empresa Comsol® e o *software* de código aberto OPENFOAM.

A técnica de CFD foca principalmente na construção e na solução das equações, então outra vantagem é a possibilidade de estudar termos específicos destas equações mais detalhadamente (Tu et al., 2008).

De acordo com Versteeg e Malalasekera (2007) e Tu et al. (2008) um código para a resolução de um modelo através da fluidodinâmica computacional tem três principais etapas:

- A) pré-processamento;
- B) resolução e
- C) pós-processamento.

3.6.1 Pré-Processamento

É a etapa de inserção do modelo em um *software* de fluidodinâmica computacional. É nesta etapa que ocorre a definição da geometria da região de interesse (domínio computacional). Então a malha deve ser gerada, onde toda a geometria é dividida em volumes discretos, geralmente quanto maior o número de volumes, maior a precisão da solução, porém maior vai ser a exigência de hardware e tempo de iteração. Após a geração dos volumes discretos, deve-se fazer a seleção dos fenômenos físicos e químicos que serão modelados, a definição das propriedades do fluido e a especificação das condições de contorno.

3.6.2 Resolução

Para a resolução do sistema de equações diferenciais gerado pelo modelo, o *software* utiliza o método dos volumes finitos ou dos elementos finitos. Primeiramente as equações são integradas em todos os volumes de controle finitos do domínio, então são discretizadas para cada volume, ou seja, são transformadas em um sistema de equações algébricas e, finalmente, resolvidas numericamente por métodos iterativos.

3.6.3 Pós-processamento

Após a resolução do sistema de equações proveniente do modelo, os dados podem ser avaliados através de gráficos, vetores, contornos com linhas, contorno com sombras, superfícies, trajetória das partículas e animações.

3.7 Sistemas de escoamento multifásico

Sistemas com escoamento multifásico estão presentes na maioria das operações industriais de hoje em dia e seu estudo utilizando técnicas de modelagem computacional é amplamente abordado. Eles se caracterizam pela presença de, pelo menos, duas fases distintas, como gás-sólido, líquido-sólido e líquido-gás, e apresentam maior complexidade quando comparados a sistemas monofásicos, devido à dificuldade de prever as interações entre as fases. Pode-se citar como exemplos de modelos multifásicos o escoamento óleo e água (de Boer and Bahri, 2015), (Shang et al., 2015), (Silva and Lage, 2011), leitos fluidizados (Liu et al., 2015), (Li, 2015), (Hamzehei, 2011), (Coroneo et al., 2011) e risers (Abdulkadir et al., 2015). Porém, a maior parte do estudo de sistemas multifásicos tem como meio contínuo gás, sendo, na literatura, água utilizada em poucos casos (Roy and Dudukovic, 2001), (Cheng and Zhu, 2005), (Cornelissen et al., 2007).

Existem duas abordagens para a resolução de modelos multifásicos: a descrição Euleriana-Euleriana e a descrição Euleriana-Lagrangeana.

3.7.1 Formulação Euleriana-Euleriana

A abordagem Euleriana-Euleriana trata todas as fases como contínuas e interpenetrantes, ou seja, são consideradas fluidos, e podem ser líquidas, gasosas ou granulares. O número de fases secundárias é limitado apenas pela memória do computador e pelo comportamento da convergência. Nesta descrição uma única pressão é compartilhada por todas as fases, porém as equações de continuidade e de momento são resolvidas para cada fase. Para se tornar possível a descrição de um sistema através da formulação Euleriana-Euleriana, deve-se introduzir o conceito de fração volumétrica (α_q) que é o volume ocupado pela fase q . Então o volume da fase q (V_q) pode ser definido pelas Equação 13 e 14.

$$V_q = \int_V \alpha_q dV \quad (13)$$

$$\sum_{q=1}^n \alpha_q = 1 \quad (14)$$

As equações empregadas são generalizações das equações de Navier Stokes para as interações do contínuo. A equação da continuidade para conservação da massa é definida como a Equação 15:

$$\frac{\partial (\alpha_q \rho_q)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = \sum_{p=1}^n (\dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp}) + S_q \quad (15)$$

onde \dot{m}_{pq} é a transferência de massa da fase p para a fase q e \dot{m}_{qp} é o inverso, já o termo S_q é a geração ou sumidouro de massa (Ishii and Hibiki, 2006). A Equação 16 define a equação para a conservação de momento para a fase q .

$$\frac{\partial (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = -\alpha_q \nabla P + \nabla \cdot \bar{\bar{\tau}}_q + \alpha_q \rho_q \vec{g} + \sum_{p=1}^n \left(\vec{R}_{pq} + \dot{m}_{pq} \vec{v}_{pq} - \dot{m}_{qp} \vec{v}_{qp} \right) + \left(\vec{F}_q + \vec{F}_{sust,q} + \vec{F}_{mv,q} \right) \quad (16)$$

onde $\bar{\bar{\tau}}_q$ é o tensor tensão da fase q e é definido pela Equação 17.

$$\bar{\bar{\tau}}_q = \alpha_q \mu_q (\nabla \vec{v}_q + \nabla \vec{v}_q^T) + \alpha_q \left(\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q \right) \nabla \cdot \vec{v}_q \bar{\bar{I}} \quad (17)$$

onde μ_q e λ_q são a viscosidade e o cisalhamento da fase, o termo F_q são as forças de corpo externas, $F_{sust,q}$ é a força de sustentação (para bolhas e sólidos) e $F_{mv,q}$ é a força proveniente da massa virtual. O arraste entre as fases é considerado no termo R_{pq} e P é a pressão compartilhada por todas as fases. Se uma das fases contínuas for a representação contínua de um sólido particulado, há a necessidade do modelo Euleriano de leis adicionais para descrever a reologia das partículas fluidizadas.

3.7.2 Transferência de momento entre as fases

Na abordagem Euleriana-Euleriana, transferência de momento entre as fases (\vec{R}), também chamada de arraste é calculado através da Equação 18.

$$\vec{R} = K_{sf} (\vec{v}_s - \vec{v}_l) \quad (18)$$

onde o parâmetro K_{sf} é o coeficiente de troca de momento entre as fases. Vários modelos para o cálculo deste coeficiente foram propostos, porém os mais utilizados e disponíveis nos principais *software* de CFD são: Syamlal-O'Brien (Syamlal et al., 1993), Wen-Yu (Wen and Yu, 1966) e Gidaspow (Gidaspow et al., 1992).

Modelo de Syamlal - O'Brien: para calcular o coeficiente de troca de momentos entre as fases, Syamlal-O'Brien propôs um modelo no qual se baseia na medida da velocidade terminal dos sólidos ($v_{t,s}$) em um leito fluidizado ou em um ensaio de decantação, (Duangkhamchan et al., 2010) que pode ser observado de acordo com a Equação 19.

$$K_{sf} = \frac{3\alpha_s \alpha_l \rho_l}{4v_{t,s}^2 d_p} C_D \left(\frac{Re_s}{v_t} \right) |\vec{v}_s - \vec{v}_l| \quad (19)$$

onde Re_s é o número de Reynolds relativo às partículas é definido por (Richardson and Zaki, 1954), através da Equação 20.

$$Re_s = \frac{\rho_l d_p |\vec{v}_s - \vec{v}_l|}{\mu_l} \quad (20)$$

e C_D é o coeficiente de arraste apresentado por (Dalla Valle, 1948) através da Equação 21.

$$C_D = \left(0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{\frac{Re_s}{v_t}}} \right)^2 \quad (21)$$

A velocidade terminal (v_t) é definida (Garside and Al-Dibouni, 1977) pela Equação 22.

$$v_{t,s} = 0,5 \left(A - 0,06Re_s + \sqrt{(0,06Re_s)^2 + 0,12Re_s(2B - A) + A^2} \right) \quad (22)$$

onde A e B são constantes e dependentes unicamente da fração volumétrica do líquido (α_l) através das Equação 23, 24 (para $\alpha_l \leq 0,85$) e 25 (para $\alpha_l > 0,85$).

$$A = \alpha_l^{4,44} \quad (23)$$

$$B = 0,8\alpha_l^{1,28} \quad (24)$$

$$B = \alpha_l^{2,65} \quad (25)$$

Modelo de Wen-Yu: o modelo para o coeficiente de transferência de momento entre as fases de Wen-Yu (Wen and Yu, 1966) é aplicado apenas para sistemas diluídos, com $\alpha_l > 0,8$. O coeficiente K_{sf} é definido através da Equação 26.

$$K_{sf} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_l \rho_l |\vec{v}_s - \vec{v}_l|}{D_p} \alpha_l^{-2,65} \quad (26)$$

O número de Reynolds (Re_s) relativo às partículas é definido pela Equação 20, e o coeficiente de arraste (C_D) segue a Equação 27.

$$C_D = \frac{24}{\alpha_l Re_s} [1 + 0.15 (\alpha_l Re_s)^{0,687}] \quad (27)$$

Modelo de Gidaspow: o modelo proposto por Gidaspow (Gidaspow et al., 1992) é uma combinação do modelo de Wen-Yu (Wen and Yu, 1966) e o modelo de Ergun (Ergun, 1952). O primeiro, como pode ser visto na Equação 26 é usado para sistemas diluídos com $\alpha_l > 0,8$. Para sistemas densos, com $\alpha_l \leq 0,8$, este utiliza o modelo de Ergun através da Equação 28

$$K_{sl} = 150 \frac{\alpha_s (1 - \alpha_l) \mu_l}{\alpha_l D_p^2} + 1,75 \frac{\rho_l \alpha_s |\vec{v}_s - \vec{v}_l|}{D_p} \quad (28)$$

3.7.3 Formulação Euleriana-Lagrangeana

Na abordagem Euleriana-Lagrangeana a fase fluida é tratada através da abordagem euleriana, sendo resolvida através das equações de Navier-Stokes e para fase dispersa são calculadas a trajetória para cada partícula. Para uma partícula discreta i , sua trajetória é calculada através da integração da segunda lei de Newton, onde são levadas em consideração todas as forças que agem sobre a partícula, como mostra a Equação 29.

$$m_i \frac{dv_i}{dt} = F_{i,fluxo} + F_{i,externa} + F_{i,colisoes} \quad (29)$$

No termo das forças de fluxo ($F_{i,fluxo}$) são englobadas as forças de arraste, de sustentação e de massa virtual, já a gravidade e outras forças como campo magnético e elétrico são consideradas nas forças externa ($F_{i,externa}$) e as colisões entre partícula-partícula e partícula-parede correspondem às forças de colisão ($F_{i,colisoes}$) (Chiesa et al., 2005). As equações de colisões são regidas pela conservação do momento linear, momento angular e energia, e sua dissipação de energia é contemplada por meios de coeficientes de restituição e fricção empíricos (Marini, 2008). Então, para cada partícula um sistema de equações será gerado, por esse motivo essa abordagem apresenta um custo computacional muito alto.

3.8 Teoria Cinética Granular

A Teoria Cinética Granular é aplicada quando modelos contínuos (formulação Euleriana-Euleriana) são utilizadas. As equações proveniente desta teoria fornecem uma maior exatidão nas interações partícula-partícula de uma fase granular e nas tensões da fase sólida. Esta teoria foi apresentada por (Lun et al., 1984) e é baseada nos conceitos apresentados pela teoria dos gases densos (Chapman and Cowling, 1970).

3.8.1 Temperatura Granular

A temperatura granular (θ_s) é uma analogia à temperatura termodinâmica dos gases, esta é uma medida das flutuações de velocidade da partícula (v'_s) (Ding and Gidaspow,

1990), apresentada na Equação 30

$$\theta_s = \frac{1}{3} \left(v_s'^2 \right) \quad (30)$$

Como a magnitude das flutuações da velocidade das partículas influencia a tensão na fase sólida, um balanço de energia granular é requerido como equação suplementar às equações de continuidade e de balanço de momento. Este balanço é apresentado por (Syamlal et al., 1993) na Equação 31.

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial (\rho_s \alpha_s \theta_s)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_s \alpha_s \vec{v}_s \theta_s) \right] = \left(-\nabla P_s \bar{\bar{I}} + \bar{\bar{\tau}} \right) : \nabla \vec{v}_s + \nabla \cdot (k_{\theta_s} \nabla \theta_s) - \gamma_s + \Phi \quad (31)$$

onde $\left(-\nabla P_s \bar{\bar{I}} + \bar{\bar{\tau}} \right) : \nabla \vec{v}_s$ é a geração de energia pela tensão de cisalhamento da fase sólida;

γ_s é a dissipação de energia por meio das colisões;

Φ é a troca de energia entre as fases, sejam elas líquidas, gasosas ou sólidas.

A troca de energia entre as fases (Φ) é definida pela Equação 32 por (Gidaspow et al., 1992).

$$\Phi = -3K_{st}\theta \quad (32)$$

A difusão de energia colisional (γ_s) é definida através da Equação 33 que é apresentada por (Lun et al., 1984).

$$\gamma_s = \frac{12(1 - e_{ss}^2)g_{0,ss}}{D_p\sqrt{\pi}}\rho_s^2\theta_s^{3/2} \quad (33)$$

onde e_{ss} é o fator de restituição e $g_{0,ss}$ é a função de distribuição radial. O fator de restituição (e_{ss}) é definido através da Equação 34 (Tabakoff and Wakeman, 1982)) e representa a quantidade de momento normal à parede que é retido pela partícula após colisionar com a fronteira.

$$e_{ss} = \frac{v_{2,n}}{v_{1,n}} \quad (34)$$

onde v_n é a velocidade normal à parede. O subscrito 2 significa após o impacto e o subscrito 1, antes.

3.8.2 Função de Distribuição Radial

A função de distribuição radial (g_0) é um fator de correção que modifica a probabilidade de colisão entre grãos quando a fase granular se torna densa. A função de distribuição radial pode ser considerada uma analogia ao fator χ da Teoria dos Gases Não-Uniformes (Chapman and Cowling, 1970). Onde χ é igual a 1 para um gás rarefeito e aumenta de acordo com a proximidade das moléculas, sendo infinito quando o

movimento das mesmas não for possível. Existem inúmeras equações que objetivam modelar esta função, as mais comuns e também disponíveis nos *softwares* de fluidodinâmica computacional são: Modelo de Lun-et-al, proposta por (Ogawa et al., 1980) e modificada por (Lun et al., 1984); Modelo de Ma-Ahmadi (Ahmadi and Ma, 1990) e Modelo de Syamlal-O'brien (Syamlal et al., 1993).

Modelo de Lun-et-al: o modelo de Lun-et-al (Ogawa et al., 1980); (Lun et al., 1984) é uma função empírica apresentada na Equação 35.

$$g_0 = \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,\max}} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1} \quad (35)$$

onde $\alpha_{s,\max}$ é a fração volumétrica máxima, ou seja, na condição de leito empacotado.

Modelo de Ma-Ahmadi: o modelo de Ma-Ahmadi (Ahmadi and Ma, 1990) é proposto através da Equação 36 e pode ser aplicado para N fases sólidas. Obtendo resultados satisfatórios quando comparados a procedimentos experimentais de (Alder and Wainwright, 1960).

$$g_{0,ll} = \frac{1 + 2.5\alpha_s + 4.59\alpha_s^2 + 4.52\alpha_s^3}{\left(1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,\max}} \right)^3 \right)^{0.678}} + \frac{1}{2} d_l \sum_{k=1}^N \frac{\alpha_k}{D_k} \quad (36)$$

Modelo de Syamlal-O'Brian: o modelo de Syamlal-O'Brian (Syamlal et al., 1993) é derivado dos estudos experimentais de (Carnahan, 1969) através da Equação 37.

$$g_{0,kl} = \frac{1}{(1 - \alpha_s)} + \frac{3 \left(\sum_{k=1}^N \frac{\alpha_k}{d_k} \right)}{(1 - \alpha_s)^2 (D_j + D_k)} D_k D_l \quad (37)$$

3.8.3 Pressão dos Sólidos

A pressão dos sólidos é levada em consideração no termo ∇p_s dos balanços de momento das fases granulares, quando o fluxo de sólidos está em regime compressível, ou seja, quando a fração volumétrica do sólido é menor que uma fração volumétrica máxima ($\alpha < \alpha_{s,\max}$). O modelo mais usado é o modelo de Lun-et-al (Lun et al., 1984), porém o modelo de Syamlal-O'brien (Syamlal et al., 1993) e Ma-Ahmadi (Ahmadi and Ma, 1990) também são amplamente estudados e disponíveis nos *softwares* de CFD.

Modelo de Lun-et-al: o Modelo de Lun-et-al (Lun et al., 1984) apresentado na Equação 38 contém dois termos, o primeiro é composto pelo termo cinético e o segundo provém das colisões entre as partículas. A temperatura granular é acrescida na equação devido ao fato de uma distribuição Maxwellian de velocidade ser usada.

$$p_s = \alpha_s \rho_s \theta_s + 2\rho_s(1 + e_{ss})\alpha_s^2 g_{0,ss} \theta_s \quad (38)$$

Modelo de Syamlal-O'brien: o modelo de Syamlal-O'brien (Syamlal et al., 1993) desconsidera o termo cinético da Equação 38, tornando a pressão dos sólidos unicamente dependente das colisões entre as partículas, como mostra a Equação 39.

$$p_s = 2\rho_s(1 + e_{ss})\alpha_s^2 g_{0,ss} \theta_s \quad (39)$$

Modelo de Ma-Ahmadi: o modelo de Ma-Ahmadi (Ahmadi and Ma, 1990) leva em consideração a viscosidade de fricção (μ_{fric}), porém este modelo não permite que a fase sólida considere a presença de outras fases sólidas. Uma aproximação é considerar que todas as fases granulares têm as mesmas características física e, para fim de cálculo da pressão de sólidos, podem ser consideradas uma única fase. O modelo é representado pela Equação 40.

$$p_s = \alpha_s \rho_s \theta_s [(1 + 4\alpha_s g_{0,ss}) + \frac{1}{2}[(1 + e_{ss})(1 - e_{ss} + 2\mu_{fric})]] \quad (40)$$

3.8.4 Tensão de cisalhamento da fase particulada

A tensão de cisalhamento da fase particulada, como vista na Equação 17, é dependente da viscosidade molecular e da viscosidade *bulk* de transferência de momento proveniente da translação e colisões. A equação para a viscosidade dos sólidos (μ_s) pode ser vista na Equação 41.

$$\mu_s = \mu_{s,col} + \mu_{s,cin} + \mu_{s,fr} \quad (41)$$

Na Equação 41 os termos de viscosidade são:

Viscosidade friccional: o termo da viscosidade friccional (μ_{fric}) é inserido na Equação 41 quando a fração de sólidos excede um valor máximo. Nesta situação as partículas mantêm um contato constante, tornando desprezíveis as contribuições cinéticas e de colisão, pois a fase passa para um estado viscoso-plástico onde o termo que terá mais importância será o de fricção. O modelo mais utilizado para o termo de viscosidade friccional é o modelo de Schaeffer (Schaeffer, 1987) visto na Equação 42, porém há possibilidade de uso do modelo de Johnson e Jackson (Johnson and Jackson, 2006) e o modelo de Syamlal O'Brien (Syamlal et al., 1993).

$$\mu_{fric} = \frac{P_s \sin \phi}{2\sqrt{I_{2D}}} \quad (42)$$

Viscosidade colisional: a viscosidade colisional é modelada por (Gidaspow et al., 1992) e (Syamlal et al., 1993) através da Equação 43.

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} \alpha_s \rho_s d_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \left(\frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (43)$$

Viscosidade cinética: a viscosidade cinética pode ser modelada através do modelo proposto por Syamal-O'Brien (Syamlal et al., 1993) segundo a Equação 44.

$$\mu_{s,cin} = \frac{\alpha_s D_s \rho_s \sqrt{\theta_s \phi}}{6(3 - e_{ss})} \left[1 + \frac{2}{5} (1 + e_{ss}) (3e_{ss} - 1) \alpha_s g_{0,ss} \right] \quad (44)$$

3.8.5 Viscosidade Bulk

A viscosidade *bulk* é a resistência da fase granular de expandir ou comprimir. Seu modelo foi proposto por (Lun et al., 1984) e apresentado através da Equação 45.

$$\lambda_s = \frac{4}{3} \alpha_s \rho_s D_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \left(\frac{\theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (45)$$

4 Materiais e Métodos

4.1 Procedimentos Experimentais

4.1.1 Pontos de amostragem de sedimento

Toda a zona de dragagem do Porto do Rio Grande é classificada em diferentes pontos para amostragem e posterior análise. Como pode ser observado na Figura 9 esta área abrange desde o estuário da Lagoa dos Patos até a desembocadura do Canal do Norte. Neste trabalho foram utilizados 5 pontos para estudo, amostras estas que foram retiradas no mês de outubro de 2015.

- **Ponto 0.** localizado nas coordenadas 32°01'34.7"S 52°05'54.4"W, na Lagoa dos Patos próximo ao Porto Velho da cidade de Rio Grande.
- **Ponto 4.** localizado nas coordenadas 32°09'30.9"S 52°05'27.2"W, no começo do desaguadouro do Canal do Norte, entre o molhe leste e o molhe oeste.
- **Ponto 5.** localizado nas coordenadas 32°06'20.5"S 52°05'21.5"W, na Barra do Rio Grande, entre a Bacia 1 e Bacia 2.
- **Ponto 6.** localizado nas coordenadas 32°04'10.7"S 52°04'12.9"W, na Barra do Rio Grande, próximo ao Píer da Braskem.
- **Ponto 7.** localizado nas coordenadas 32°02'28.3"S 52°03'27.7"W, na Lagoa dos Patos, próximo ao Comando do 5º Distrito Naval.



Figura 9: Pontos de amostragem do sedimento.

4.1.2 Caracterização do sedimento

Concentração de sólidos. Para a realização da análise de concentração de sólidos na amostra de sedimento foram realizados ensaios de sólidos totais. Coloca-se o sedimento em repouso até que o mesmo alcance a temperatura ambiente, então agita-se para que ocorra uma homogeneização do meio, após isso uma alíquota de 10 mL é retirada e transbordada para uma placa de Petri com massa conhecida. A amostra é seca em estufa sem circulação de ar forçado com temperatura controlada de 105 °C por 24 h. O sedimento seco é pesado e a concentração de sólidos na amostra é definida em g/mL (NBR-10664, 1989). Realizou-se o procedimento em triplicata.

Massa específica do sólido. O ensaio de picnometria tem como objetivo a determinação da massa específica do sedimento seco. Utilizou-se um picnomêtro de 50 mL com massa conhecida e calibrado com água à temperatura ambiente. A massa do picnometro com água é medida, então, após esvaziado, coloca-se uma massa conhecida de sólido (normalmente de 1 g) e preenche-se o espaço vazio com água. A diferença entre

o volume de água calibrado e o volume de água inserido na segunda etapa do procedimento, é o volume do próprio sólido. Com a massa conhecida e o volume determinado, obtém-se a massa específica em g/mL (NBR-6508, 1984).

Porosidade do leito. Para a determinação da porosidade do leito na sua condição empacotada foi realizado um ensaio de proveta. O sólido com massa conhecida foi adicionado a uma proveta contendo 10 mL, o conjunto foi agitado até que houvesse a perfeita homogeneização e então é deixado em repouso por 24h. Neste período todo o sólido foi decantado, fazendo com que a porosidade do leito fosse máxima e possibilitou sua medida através do volume ocupado pelos sólidos.

Fatores de forma e textura. O fator de forma de Corey e fator de Powers foram obtidos através do uso de análises em um microscópio de varredura eletrônica (MEV) utilizando um equipamento JEOL®JSM 6610 LV que opera entre 10 e 20 kV. As amostras foram depositadas em um *stub* sobre uma fita de carbono dupla face e posteriormente recobertas com carbono utilizando o equipamento Dentun Vacuum (Desk V)®, onde as amostras ficaram expostas por 240 s a uma corrente de 50 mA. Utilizou-se aproximações na escala entre 400x e 12000x. As análises foram realizadas no Centro de Microscopia Eletrônica da Zona Sul (CEME-Sul, FURG).

Concentração de matéria orgânica. A concentração de matéria orgânica nas frações elutriadas foi determinada através de uma análise de carbono total (TOC) realizada no equipamento Shimadzu TOC-V CPN® em seu módulo sólido SSM - 5000A, onde a amostra de aproximadamente 300 mg foi submetida a uma temperatura de 900°C em uma fornalha e analisada. Foram feitas análises de carbono total nos diâmetros mais frequentes nas distribuições e um diâmetro intermediário.

Caracterização de Shepard. A caracterização através do diagrama de Shepard consiste em um triângulo onde, de acordo com as frações de argila, silte e areia, o sólido é classificado em diferentes regiões características. Esta análise foi realizada através do software SysGran® 3.0. Software este de código livre, programado com o objetivo de analisar solos e sedimentos.

Distribuição granulométrica

- **Distribuição granulométrica a laser.**

Tal procedimento foi realizado em um equipamento Cilas 1190L®, modo líquido, no Laboratório 1101, na Universidade Federal do Pampa (Unipampa) em Bagé-RS. O preparo da amostra consistiu no peneiramento do sólido seco em peneira

Mesh 14 (diâmetro passante de 1,14 mm). Tal procedimento consiste na exposição da amostra a feixes de laser que irão atravessar e colidir com as partículas, a luz, então, interage com os elétrons que refletem o laser, espalhando o mesmo que será detectados por placas no plano posterior.

Tal procedimento resulta em uma distribuição granulométrica completa que pode ser demonstrada através de uma função densidade de probabilidade ou uma função da distribuição acumulada.

- **Elutriação experimental.**

Operações de elutriação também foram usadas para a análise de distribuição granulométrica de uma amostra de frações sólidas. Para isso deve-se variar a vazão ascendente de fluido em intervalos estreitos e medir a massa na corrente de saída.

4.1.3 Processo de elutriação

Para realizar o procedimento de separação sólido-sólido utilizou-se dois elutriadores, cujas dimensões são apresentadas na Tabela 2. Na parte inferior do equipamento havia uma zona porosa por onde água à temperatura ambiente em fluxo ascendente escorre perpendicularmente. Tal corrente fluidiza o leito de sólido, elutriando as partículas que apresentam velocidade terminal menor ou igual à velocidade do fluido. O escoamento foi causado devido à ação de uma bomba peristáltica. Na parte superior há a saída da mistura líquido-sólido que pode ter como destino um béquer para armazenamento ou balão kitasato.

Foram utilizadas vazões de (mL/min): 5, 10, 20, 50, 100, 200, 300, 400, 500 e 600.

Tabela 2: Dimensão dos elutriadores

Elutriador	Material	Altura (cm)	Diâmetro (cm)	Volume de sedimento (mL)
1	Vidro	25	2,5	15
2	Vidro	97	2	30

A Figura 10 mostra o esquema de elutriação utilizado em laboratório.

- 1) A água utilizada na elutriação é armazenada em um recipiente de 5 litros à temperatura ambiente. Toda a tubulação do processo consiste em mangueiras de silicone;
- 2) O fluxo do fluido é ocasionado pelo uso de uma bomba peristáltica com vazão regulável Tecnopon® DMC-100. O equipamento tem uma vazão mínima de 4,5 mL e máxima de 700 mL;
- 3) Uma alíquota de 15 mL de sedimento para o elutriador 1 e de 30 mL de sedimento para o elutriador 2 foi inserida no sistema. O fluido então penetra o elutriador de

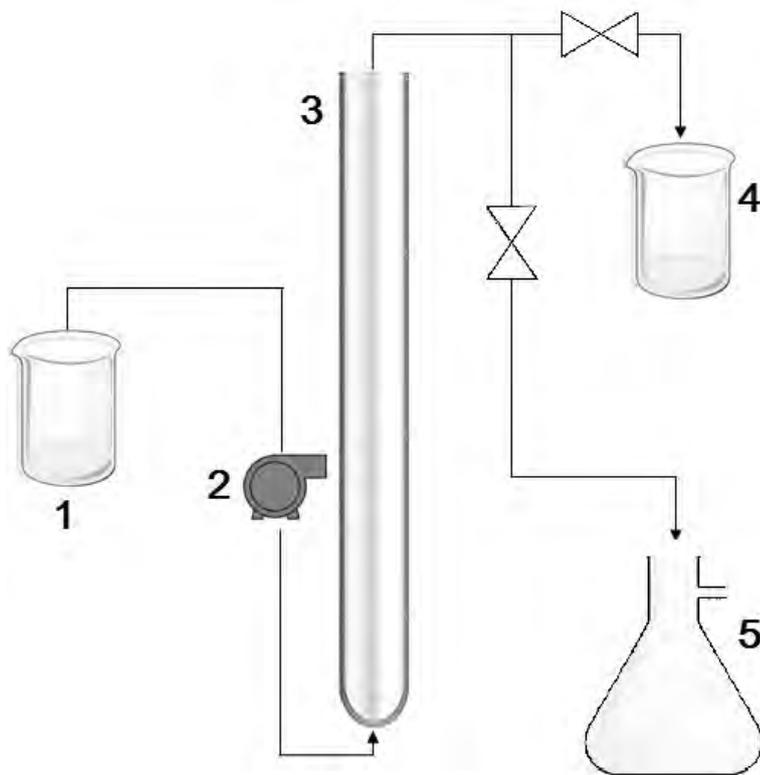


Figura 10: Sistema de elutriação utilizado em laboratório.

maneira ascendente, arrastando os sólidos de acordo com a velocidade terminal dos mesmos. A vazão da entrada foi variada, ocasionando, então, uma elutriação em batelada;

- 4) Quando a granulometria do sólido elutriado é pequena (diâmetro de argila e silte fino), a mistura sólido-líquido segue para um recipiente de armazenamento para ser posteriormente centrifugado em centrífuga refrigerada de alta velocidade Hitachi® CR22GII;
- 5) Quando a granulometria do sólido elutriado é maior (silte grosso e areia), a mistura sólido-líquido segue para um sistema de filtração à vácuo.

Análise de parâmetros do processo de elutriação. A análise da distribuição granulométrica proveniente de elutriação pode ser um fator de comparação para avaliar a eficiência do processo. Para isso foi utilizado sedimento de dragagem do ponto 0, separados no elutriador 1 e no elutriador 2, para cada vazão foi aplicada a Equação 1 e

ajustados os modelos de Stokes (Stokes, 1850), modelo de Dietrich (Dietrich, 1982) e modelo de Ferguson e Church (Ferguson and Church, 2004). Não variou-se a abordagem do perfil de velocidade (parabólico ou linear) pois segundo Hettler et al. (2011) tal alteração não influencia na dinâmica de separação. Para cada combinação de elutriador e modelo de velocidade terminal foi plotada a distribuição granulométrica através das frequências para cada classe de diâmetro, calculado os diâmetros mais incidentes através da moda de Czuber, visto na Equação 46 e comparados com a distribuição granulométrica proveniente da dispersão a laser.

$$M_{O_{czuber}} = L_i + \left[c \frac{f_{modal} - f_{ant}}{(2f_{modal}) - (f_{ant} + f_{post})} \right] \quad (46)$$

onde L_i é o limite inferior da classe modal, c é a amplitude da classe, f_{ant} é a frequência da classe anterior, f_{modal} é a frequência da classe modal e f_{post} é a frequência da classe posterior.

A Figura 9a mostra o equipamento utilizado como elutriador 1 e a Figura 9b o elutriador 2.



Figura 11: Elutriadores utilizados nas elutriações.

4.2 Procedimentos Numéricos

4.2.1 Implementação do modelo numérico

O modelo numérico foi implementado no software FLUENT® 14.5. Foi usada a abordagem Euleriana-Euleriana com uma fase contínua e três fases sólidas (argila, silte e areia) utilizando as equações da teoria cinética granular. Para esta etapa do trabalho, utilizou-se os valores referentes ao sedimento proveniente do ponto 0 de amostragem. Os modelos utilizados são descritos na Tabela 3.

Tabela 3: Modelos utilizados na teoria cinética granular

Propriedade	Fases sólidas	Referência
Tipo	Granular	-
Viscosidade granular	Syamlal - O'brien	(Cornelissen et al., 2007)
Viscosidade bulk	Lun et al.	(Roy and Dudukovic, 2001)
Viscosidade friccional	Schaeffer	(Cornelissen et al., 2007)
Ângulo interno de fricção	30°	(Cornelissen et al., 2007)
Módulo friccional	derivativo	-
Condutividade granular	Syamlal - O'brien	(Roy and Dudukovic, 2001)
Pressão de sólidos	Lun et al.	(Cornelissen et al., 2007)
Distribuição radial	Lun et al.	(Roy and Dudukovic, 2001)

Já os diâmetros de cada fase foram provenientes da classificação de Wentworth (Wentworth, 1922), e são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4: Diâmetro das fases.

Fase sólida	Diâmetro (cm)
Argila	0.0003999
Silte	0.00625
Areia	0.0125

O coeficiente de troca de momento entre as fases sólida e líquida foi calculado através do modelo de Gidaspow et al. (1992) (Liu et al., 2015) e também foi comparado com o modelo de Syamlal et al. (1993) na sua forma original (Roy and Dudukovic, 2001). Foi analisado neste trabalho a alteração do termo da velocidade terminal no coeficiente de arraste de Syamlal et al. (1993) pelo modelo que melhor se ajustou na elutriação experimental.

A troca de momento entre as fases sólidas foi calculada pelo modelo simétrico de Syamlal-O'brien (Syamlal et al., 1993). Já o fator de restituição foi considerado 0,90 (Huang, 2011) para todas as fases.

4.2.2 Domínio computacional

Para a discretização do domínio usado na simulação computacional, utilizou-se o software GAMBIT®2.4.6 (ANSYS). A malha computacional foi baseada nas dimensões do elutriador 1 (altura de 25 cm, diâmetro de 2,5 cm e entrada de fluido de 1 cm) e do elutriador 2 (97 cm de altura, diâmetro de 2 cm entrada de fluido de 0,5 cm), como pode ser observado na Figura 12. O domínio computacional foi descrito em duas dimensões e foi discretizado com faces quadradas, como mostra a Figura 13.

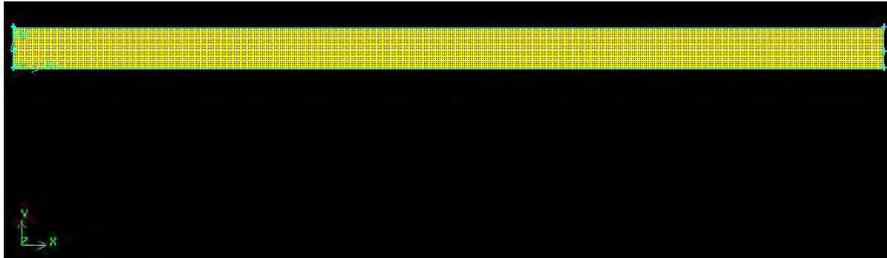


Figura 12: *Geometria utilizada para a simulação.*

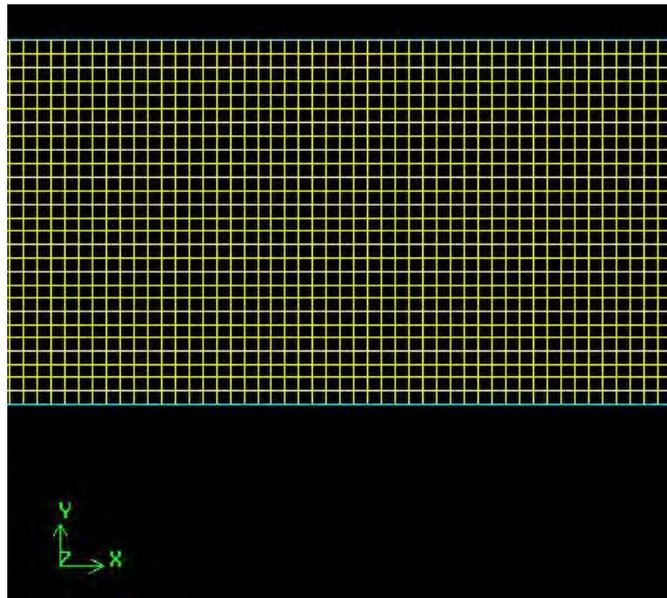


Figura 13: *Discretização aproximada da geometria.*

4.2.3 Condições de contorno

As condições de contorno utilizadas no modelo são apresentadas na Figura 14. Na entrada de fluido, a fração volumétrica dos sólidos é zero. Devido ao uso de axissimetria, o eixo x e y devem ser invertidos, adaptando então a gravidade para $-9,81i$.

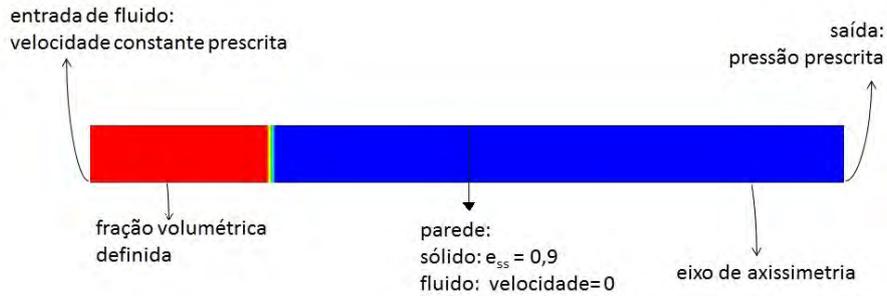


Figura 14: *Condições de contorno do modelo.*

Velocidade de entrada do fluido. O primeiro cálculo que foi feito a fim de modelar o sistema de elutriação é o da velocidade de entrada do fluido. Esta velocidade é proveniente dos resultados experimentais de otimização do processo de elutriação, pois foi escolhida a velocidade que apresente uma massa de separação vantajosa, porém também apresente uma fração de material orgânico com potencial de posterior uso em células combustíveis microbianas. Uma vez definida tal velocidade, adaptou-se a velocidade de entrada do fluido de acordo com a área de entrada do equipamento, pois a condição de contorno é definida na entrada, e a velocidade que se objetiva é em todo o equipamento. Para isso, a velocidade de entrada foi calculada através da equação 47.

$$A_1.v_1 = A_2.v_2 \quad (47)$$

A Figura 15 apresenta as respectivas áreas citadas na Equação 47.



Figura 15: *Área de entrada e área de saída do elutriador*

Altura inicial do leito e fração volumétrica inicial. A altura inicial do leito será definida como a altura observada nas elutriações usando tanto o elutriador 1 e o elutriador 2. Uma vez definido este parâmetro, as frações volumétricas de cada componente são calculadas através da caracterização física do sedimento acerca da concentração de cada fração, massa específica e porosidade do leito compactado.

4.2.4 Solução numérica do modelo

O software utilizado para a solução do modelo fez uso do método dos volumes finitos para a resolução. O acoplamento pressão-velocidade foi definido através do algoritmo *coupled*, já as equações do volume de controle (momento, fração volumétrica e temperatura granular) foram discretizadas através do método *upwind* de 1ª ordem (Cooper and Coronella, 2005). O critério de convergência utilizado foi de 10^{-4} para a equação de continuidade e de 10^{-3} para as outras equações e os fatores de relaxação variaram entre 0,2 e 0,5 e passo de tempo de 0,0005.

O modelo apresentou escoamento incompressível e laminar (nenhum modelo de turbulência é aplicado). Para a fase 1, 2, 3 e 4 foram solucionadas as equações da continuidade (Equação 15) e da conservação de movimento (Equação 16). Como as fases de argila (2), silte (3) e areia (4) apresentam abordagem euleriana, o balanço de temperatura granular (Equação 31) também foram resolvido.

As iterações para a solução do modelo proveniente da geometria 1 foram resolvidas em um computador com processador Intel®Core i5 de 2 núcleos com 6 GB de memória RAM. Já para a geometria 2, foi utilizado um computador com processador Intel®Core i7 com 16 GB de memória RAM.

4.2.5 Teste de refinamento de malha

Para a verificação da independência de malha, utilizou-se um passo de tempo de 0,0005 s e analisou-se a massa de sólido no interior do elutriador como uma função do tempo. Para cada malha do elutriador 1, simulou-se 30 s; utilizando-se domínios com os seguintes números de células: 13250, 13650, 15228 e 16492. Já para a geometria do elutriador 2, foram simulados 150 s, e foram utilizados o seguintes números de células: 38800, 42000, 45606 e 47342. As discretizações foram comparadas através do erro relativo, visto na Equação 48.

$$Erro = \frac{|m_{num} - m_{exp}|}{m_{num}} \quad (48)$$

4.2.6 Validação do modelo

A validação do modelo foi realizada através da comparação da massa de sólido no interior do elutriador como uma função do tempo. Para a validação do modelo referente

ao elutriador 1 foi simulado 30 s de elutriação e para cada segundo foi armazenado a massa de saída de cada fase e, por consequência, a massa remanescente no elutriador. Em laboratório, o elutriador com mesmas dimensões, massa de sólido e velocidade, também foi operado por 30 s e armazenada uma alíquota por 2s a cada intervalo. A massa da alíquota foi determinada por gravimetria em estufa à 105° C. Para a validação do modelo referente ao elutriador 2 foram armazenados as massas provenientes do procedimento numérico e do procedimento experimental em um intervalo de 150 s.

5 Resultados e discussão

5.1 Etapa experimental

Os resultados da etapa experimental serão apresentados e discutidos na seguinte ordem: em uma primeira etapa serão expostos e analisados os resultados provenientes da análise do processo de elutriação (caracterização física e influência dos modelos de velocidade e dimensão do elutriador); logo após serão apresentados os resultados da distribuição granulométrica dos pontos estudados e a caracterização química.

5.1.1 Análise do processo de elutriação

Caracterização física: Os resultados de caracterização física do ponto 0 são apresentados na Tabela 5.

Tabela 5: Caracterização física do sedimento proveniente do ponto 0

Propriedade	Média	Desvio Padrão
Concentração de sólido total(%)	47,91	4,11
Massa específica (g/ml)	2,29	0,03
Porosidade (%)	32,59	2,32

O fator de forma de Corey (CSF) e o fator de textura de Powers foram obtido através da observação das Figuras 16, 17 e 18. A Figura 16 apresenta uma partícula de argila de granulometria maior com uma outra partícula de argila de granulometria menor. Nota-se que a morfologia da argila consiste em placas sobrepostas, dando um aspecto rugoso e com pouca circularidade. Uma partícula de silte com partículas de argila aderidas em sua superfície são apresentadas na Figura 17. Nota-se que, uma vez que a granulometria do particulado é maior, a morfologia perde seu aspecto de placas sobrepostas tornando a partícula mais esférica, porém, ainda apresenta textura rugosa. Na Figura 18 são apresentadas os diferentes grãos presentes no sedimento, observa-se que quando maior o diâmetro principal de cada partícula, mais esférica é a mesma, porém a textura permanece sempre rugosa e heterogênea.

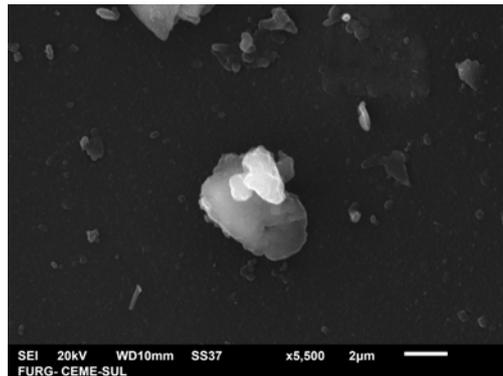


Figura 16: *Partícula de argila.*

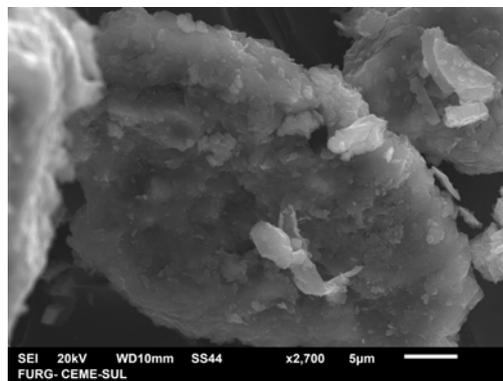


Figura 17: *Partícula de silte e partícula de argila.*

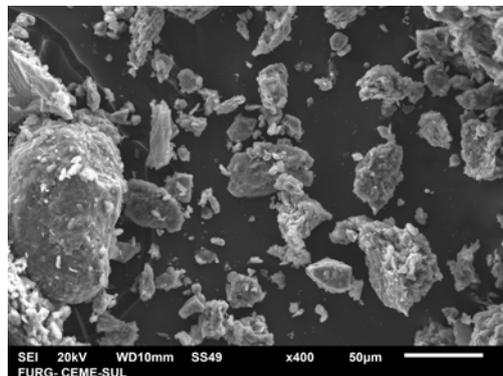


Figura 18: *Partículas de argila, silte e areia.*

Os valores de CSF e fator de textura de Powers são apresentados na Tabela 6, observando as Figuras 16, 17 e 18 nota-se que o CSF varia como uma função do diâmetro, porém essa variação não é significativa quando o parâmetro é inserido no modelo de

Dietrich (1982), por esse motivo foi utilizada a média dos fatores de forma. Para caracterização da textura, foi determinado o fator mais rugoso para todos os diâmetros de sólidos.

Tabela 6: Fator de forma de Corey (CSF) e fator de textura de Powers.

Componente	CSF	Fator de Powers
Sedimento de dragagem, ponto 0	$0,43 \pm 0,09$	1

A distribuição granulométrica proveniente da análise de dispersão de laser pode ser observada na Figura 19. Nota-se que a distribuição de frequência apresenta claramente um perfil bimodal, onde, segundo Wentworth (1922), o primeiro diâmetro mais ocorrente se encontra na faixa de silte fino e o segundo na faixa de areia.

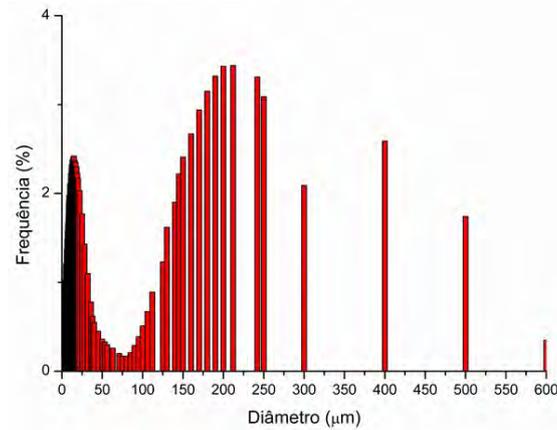


Figura 19: Distribuição granulométrica via dispersão a laser do sedimento proveniente do ponto 0.

Os diâmetros modais são apresentados na Tabela 7.

Tabela 7: Diâmetros mais ocorrentes: análise de dispersão de laser.

Tipo	D_1 (μm)	D_2 (μm)
Dispersão de laser	14,17	200,85

5.1.2 Comparação dos parâmetros

Elutriador 1 e modelo de Stokes. A Figura 20 apresenta a distribuição de frequências de diâmetros obtida pela elutriação do sedimento proveniente do ponto 0 no elutriador 1 e aplicado o modelo de Stokes (1850).

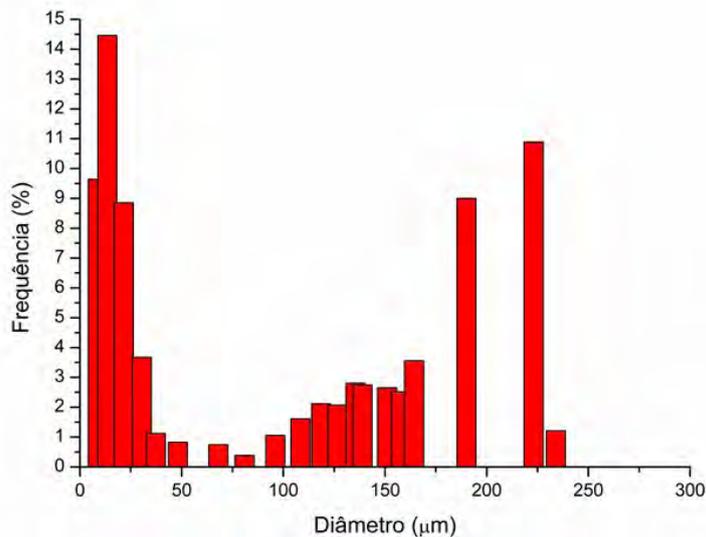


Figura 20: Distribuição granulométrica via elutriador 1 e modelo de Stokes.

Nota-se que a distribuição também apresenta duas modas, porém deslocadas quando comparadas à distribuição proveniente da análise de dispersão de laser. Os valores dos diâmetros mais frequentes e seus respectivos erros quando comparados à análise de dispersão são apresentados na Tabela 8.

Os desvios apresentados nesta etapa, definidos na Equação 49, são provenientes de dois fatores; primeiramente devido ao modelo escolhido que considera as partículas totalmente esféricas, também não levando em consideração a turbulência que ocorre ao redor do particulado com o aumento de seu diâmetro. O segundo fator que acumula

desvio é a baixa altura do elutriador que não permite o desenvolvimento total do escoamento, fazendo com que sólidos sejam arrastados de forma indevida.

$$Erro = \frac{D_{exp,i} - D_{disp,i}}{D_{disp,i}} \quad (49)$$

Tabela 8: Diâmetros mais frequentes: elutriador 1 e modelo de Stokes.

Tipo	D_1	D_2
Diâmetro (μm)	10,99	194,33
Erro (%)	22,42	3,25

Elutriador 1 e modelo de Dietrich. A distribuição apresentada na Figura 21 representa as frequências de diâmetros obtidas através da elutriação no equipamento 1, quando aplicado o modelo de Dietrich (1982).

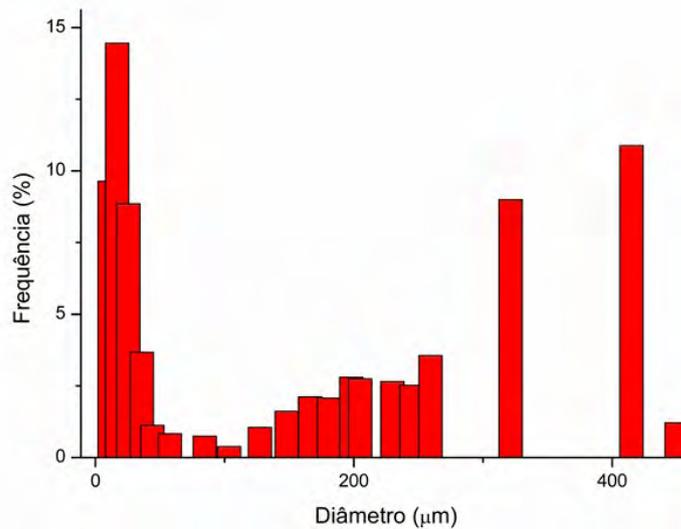


Figura 21: Distribuição granulométrica via elutriador 1 e modelo de Dietrich.

Os valores dos diâmetros mais frequentes são apresentados na Tabela 9, também são apresentados os respectivos erros. Nesta análise, além do erro acrescentado pela pequena altura do elutriador, também existe o erro proveniente do modelo matemático; embora Dietrich (1982) tenha estudado o máximo de variáveis possíveis como função da velocidade terminal, seu estudo foi empírico e perfeitamente adequado apenas para

as partículas estudadas, isso abre a possibilidade para maior somatório de erro, uma vez que as partículas são heterogêneas e ainda não existem ferramentas perfeitas para caracterizar textura e forma.

Tabela 9: Diâmetros mais frequentes: elutriador 1 e modelo de Dietrich.

Tipo	D_1	D_2
Diâmetro (μm)	13,67	332,97
Erro (%)	3,51	65,78

Elutriador 1 e modelo de Ferguson-Church. A distribuição apresentada na Figura 22 representa as frequências de diâmetros obtidas através da elutriação no equipamento 1, quando aplicado o modelo de Ferguson and Church (2004).

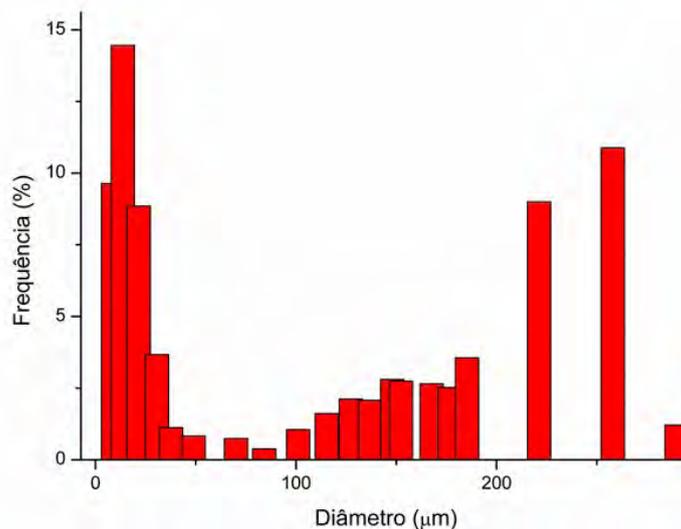


Figura 22: Distribuição granulométrica via elutriador 1 e modelo de Ferguson-Church.

Quando aplicado tal modelo chegou-se também a uma distribuição granulométrica bimodal, onde os diâmetros e seus respectivos erros quando comparados a distribuição por dispersão a laser são apresentadas na Tabela 10.

O modelo de Ferguson and Church (2004) apresenta um somatório de erro maior que o do modelo de Stokes (1850), isso não é um resultado satisfatório, pois o modelo de Ferguson and Church (2004) apresenta parâmetros de ajustes que deveriam ocasionar em uma discrepância menor. Conclui-se então que o elevado erro atribuído a este

modelo é proveniente da geometria do equipamento que apresenta pequena altura efetiva para elutriação, porém isto deve ser corroborada quando este mesmo modelo for aplicado ao elutriador 2.

Tabela 10: Diâmetros mais frequentes: elutriador 1 e modelo de Ferguson-Church.

Tipo	D_1	D_2
Diâmetro (μm)	11,07	227,67
Erro (%)	21,84	13,35

Elutriador 2 e modelo de Stokes. Quando utilizado o elutriador 2, aplicado o modelo de Stokes (1850) o sedimento apresentou a distribuição apresentada na Figura 23.

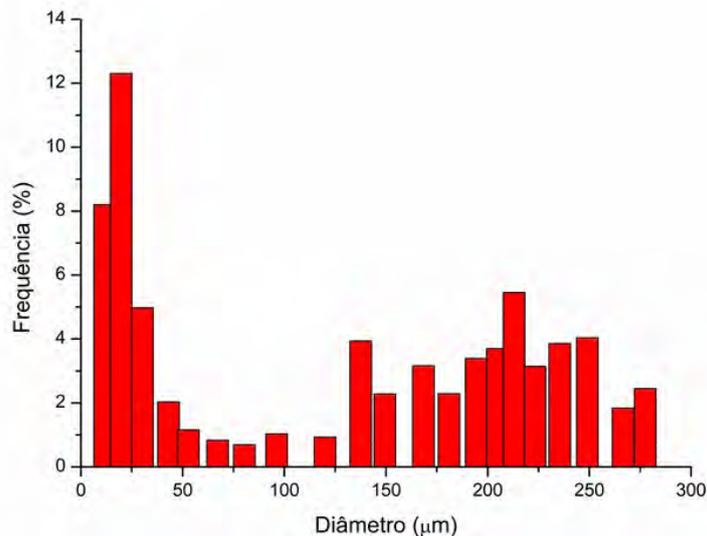


Figura 23: Distribuição granulométrica via elutriador 2 e modelo de Stokes.

A relação de diâmetros modais e seus respectivos erros são apresentados na Tabela 11. Nota-se que, como esperado, mesmo alterando as dimensões do elutriador, obteve-se uma distribuição bimodal.

Ao mudar as dimensões do elutriador aplicando o modelo de Stokes (1850) não se obteve diferença considerável na porcentagem de erro dos diâmetros, embora seja ligeiramente menor quando usado o elutriador 2.

Tabela 11: Diâmetros mais frequentes: elutriador 2 e modelo de Stokes.

Tipo	D_1	D_2
Diâmetro (μm)	14,54	235,40
Erro (%)	2,64	17,20

Elutriador 2 e modelo de Dietrich. Uma vez aplicado o modelo de Dietrich ao elutriador 2, tem-se um elevado desvio dos diâmetros quando comparado aos obtidos via dispersão a laser. A distribuição granulométrica é apresentada na Figura 24.

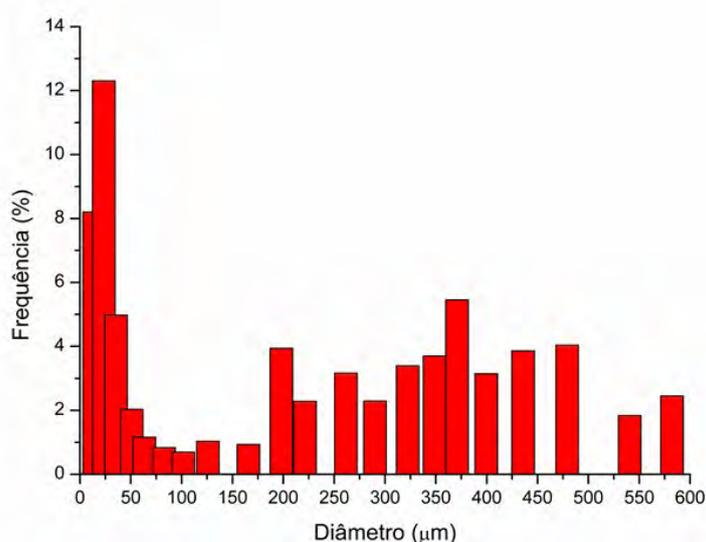


Figura 24: Distribuição granulométrica via elutriador 2 e modelo de Dietrich.

Os desvios associados a cada diâmetro são apresentados na Tabela 12.

Tabela 12: Diâmetros mais frequentes: elutriador 2 e modelo de Dietrich.

Tipo	D_1	D_2
Diâmetro (μm)	17,39	370,82
Erro (%)	22,74	84,63

O modelo de Dietrich (1982) apresenta tamanho desvio quando comparado à distribuição granulométrica proveniente da dispersão a laser que, mesmo mudando a dimensão do elutriador, não se tem uma vantagem visível em sua eficiência. Observando esta tendência, elimina-se tal modelo neste estudo.

Elutriador 2 e modelo de Ferguson-Church. A distribuição granulométrica obtida através da aplicação do modelo de Ferguson and Church (2004) em uma elutriação realizada no elutriador 2 é apresentada na Figura 25.

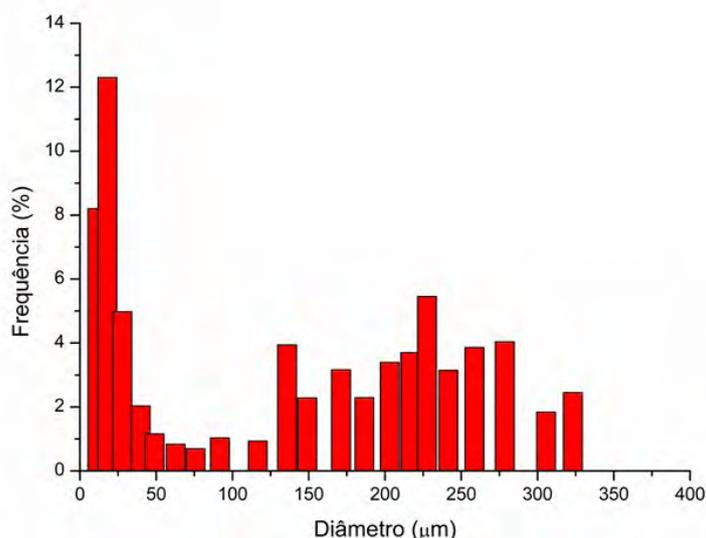


Figura 25: Distribuição granulométrica via elutriador 2 e modelo de Ferguson-Church.

Os diâmetros modais e seus respectivos desvios podem ser observados na Tabela 13.

Tabela 13: Diâmetros mais frequentes: elutriador 2 e modelo de Ferguson-Church.

Tipo	D_1	D_2
Diâmetro (μm)	13,82	219,24
Erro (%)	2,64	9,16

Ao observar a Tabela 13 observa-se um desvio já bem reduzido quando comparado aos outros modelos e também ao elutriador 1. Esta maior precisão no cálculo dos diâmetros ocorre devido ao fato de que este modelo apresenta um intervalo de incidência maior, ou seja, ele pode ser aplicado tanto a diâmetros pequenos, como a diâmetros maiores. E, como sugerido anteriormente, o aumento na altura do elutriador melhorou a eficiência no arraste das partículas, dando espaço para o escoamento de desenvolver, menos partículas indevidas foram arrastadas, gerando assim um distribuição muito próxima da realidade. Esta situação com o elutriador 2 e modelo de velocidade terminal de Ferguson and Church (2004) apresentou as melhores eficiências de separação quando comparados com a distribuição granulométrica obtida via dispersão a laser.

A Figura 26 apresenta a comparação entre a distribuição acumulada da elutriação com os parâmetros que apresentaram melhor eficiência e a distribuição acumulada da distribuição via dispersão a laser.

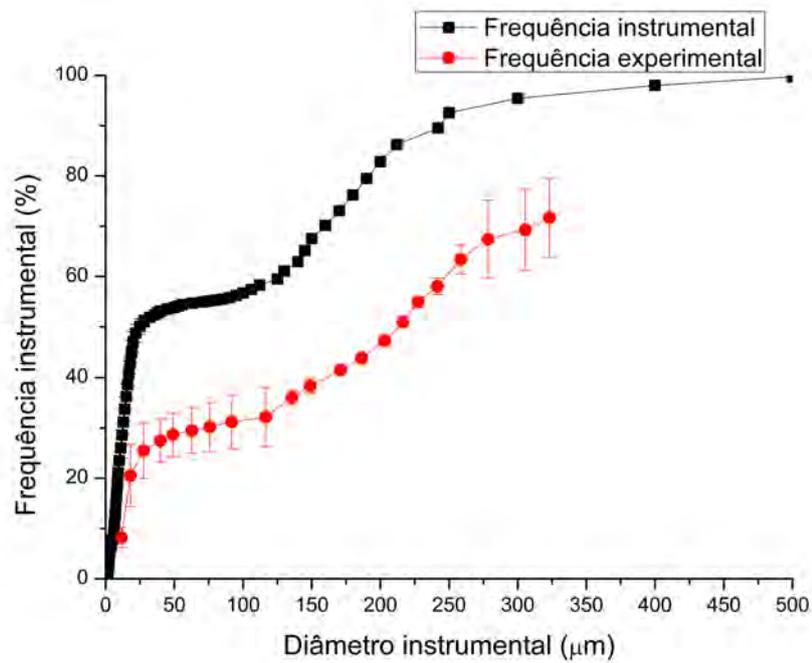


Figura 26: Comparação da distribuição de frequência acumulada de diâmetros

5.1.3 Distribuição granulométrica dos pontos de amostragem

Ponto 0. O ponto zero foi a amostra utilizada como base para toda a otimização dos parâmetros observados no item anterior. Por isso, sua distribuição granulométrica proveniente da elutriação foi, por consequência, a própria distribuição granulométrica. Diferencia-se apenas o acréscimo de barras de desvio padrão, como pode ser observado na Figura 27, uma vez que na etapa de caracterização dos pontos, o procedimento foi realizado em triplicata.

O sedimento oriundo do ponto 0 tem composição predominante de areia siltica, como pode ser observado na Figura 28, e com aspecto viscoso, como pode ser visto na Figura 29. Seus diâmetros modais e porcentagem de sólidos totais são apresentados na Tabela 14.

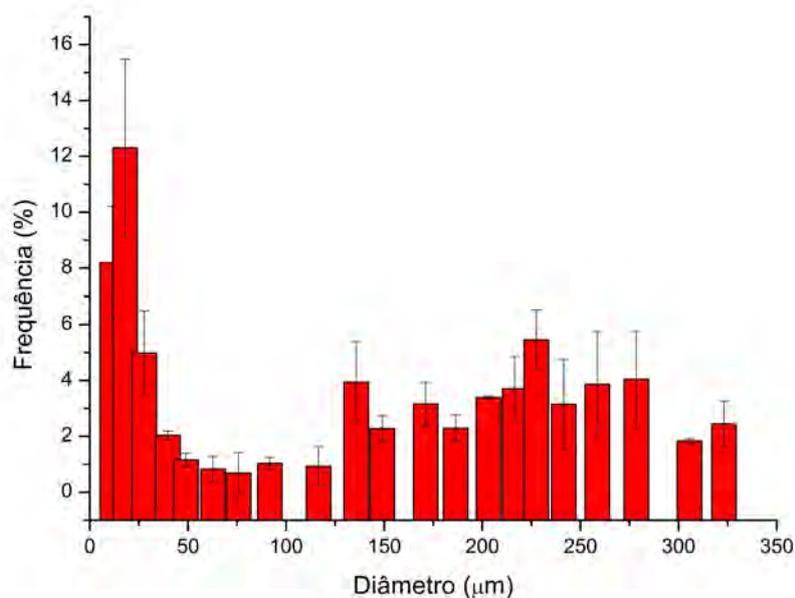


Figura 27: Distribuição granulométrica do ponto 0

Tabela 14: Características do sedimento proveniente do ponto 0

% Sólidos Totais	Distribuição	D_1	D_2
47,91% ± 3,75%	Bimodal	13,82 μm	219,24 μm

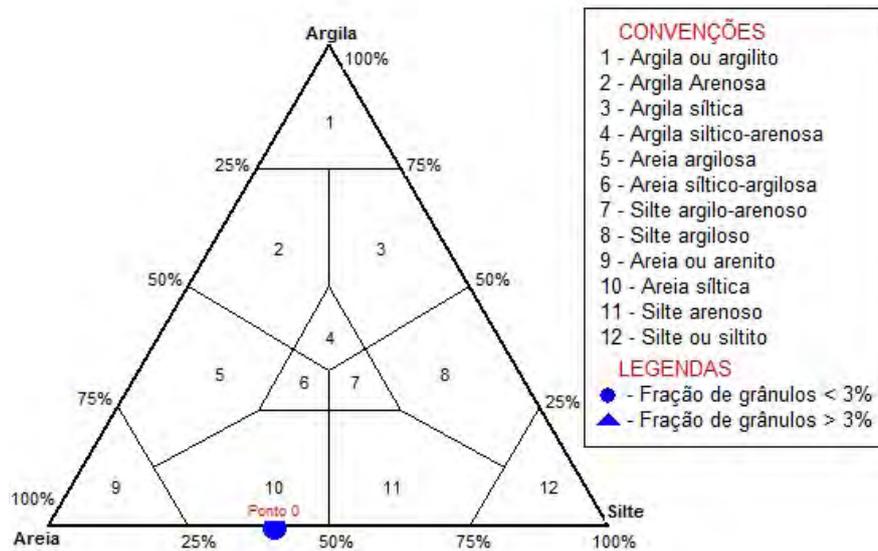


Figura 28: Diagrama de Shepard para o ponto 0



Figura 29: Sedimento proveniente do ponto 0 in natura.

A análise de carbono total proveniente da amostra do ponto 0 é apresentada na Tabela 15 e as respectivas regiões que foram analisadas na Figura 30.

Tabela 15: Concentração de carbono total no ponto 0

Região	%C
Total	1,13% ± 0,059%
A	2,59% ± 0,13%
B	2,39% ± 0,03%
C	2,47% ± 0,01%
D	0,13% ± 0,02%
E	0,14% ± 0,02%

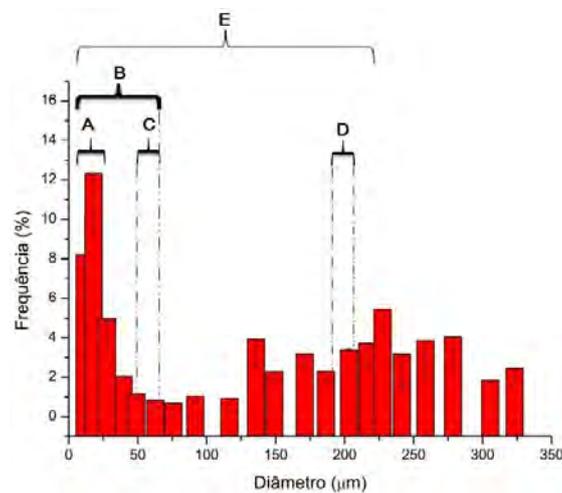


Figura 30: Análise de carbono total: regiões analisadas do ponto 0.

Observando as análises de carbono total, nota-se que as três frações mais vantajosas para separação são as regiões A, B, C. A região C é descartada pois para ocorrer este tipo de separação deveriam ser realizadas duas elutriações, uma onde toda a região B é separada e outra onde a região B é separada da região C.

Quando compara-se as regiões B e C nota-se que as mesmas têm concentrações de carbono relativamente parecidas, porém levando-se em consideração a quantidade de massa de sólido que será separada para as duas regiões, a zona B se torna mais favorável à separação (fração superior em 7,52%), satisfazendo a quantidade de carbono e quantidade de massa.

Ponto 4. A Figura 31 apresenta a distribuição da granulométrica do ponto 4. Ao observá-la, nota-se que o ponto 4 se diferencia do ponto 0 em dois principais fato-

res: primeiramente, sua distribuição apresenta claramente apenas uma diâmetro modal e este diâmetro, mesmo sendo o mais frequente desta amostra, é superior ao tamanho do diâmetro superior das amostras bimodais, como pode ser visto na Tabela 16. Esta característica é decorrente do fato que este sedimento é proveniente de um ponto relativamente afastado do estuário, contendo então menos particulado fino. A Figura 32 corrobora este fato pois apresenta um sedimento *in natura* com areia grossa e conchas maceradas. Através do diagrama de Shepard, na Figura 33, este ponto é classificado como areia ou arenito. E analisando a Tabela 17, pode-se observar a concentração de carbono total no ponto 4 no sedimento total e no seu diâmetro mais frequente.

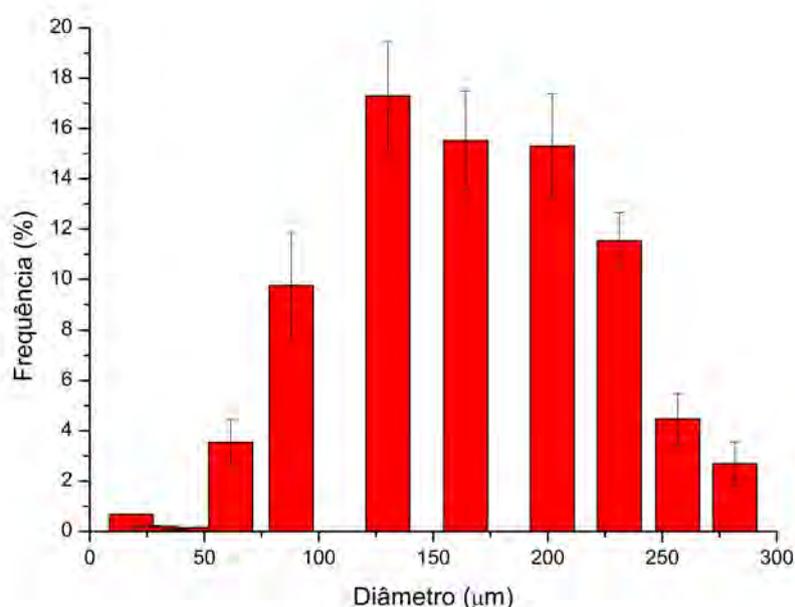


Figura 31: *Distribuição granulométrica do ponto 4*

Tabela 16: Características do sedimento proveniente do ponto 4

% Sólidos Totais	Distribuição	<i>D</i>
75,16% ± 10,42%	Unimodal	275,00 µm

A Tabela 17 apresenta a análise de carbonto total do ponto 4. Observa-se que, neste ponto, o processo de elutriação não tem impacto na quantidade de carbono. Por ser um ponto de amostragem muito arenoso, não apresenta quantidade considerável de carbono, não sendo vantajoso o seu uso em células combustíveis microbianas.



Figura 32: Sedimento proveniente do ponto 4 in natura.

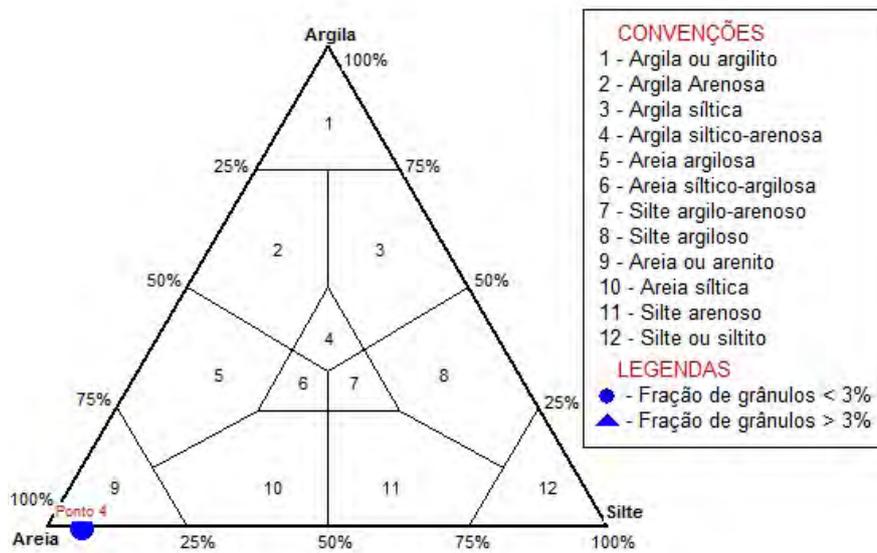


Figura 33: Diagrama de Shepard para o ponto 4

Tabela 17: Análise de carbono total: ponto 4

% Fração	Carbono total
Total	0,1562%
D1	0,032%

Ponto 5. O sedimento proveniente do ponto 5 apresenta uma distribuição intermediária bimodal entre a areia e a argila, ou seja, ele consiste basicamente em silte fino, tal distribuição pode ser observada na Figura 34. Assim como o ponto 0, segundo o diagrama de Shepard que pode ser visto na Figura 36, este ponto é considerado como areia siltica, semelhança essa que pode ser vista através da Figura 35. A concentração de sólido total e os respectivos diâmetros modais deste ponto de amostragem estão apresentados na Tabela 18. Já a Tabela 19 apresenta o percentual de carbono total nos diâmetros mais frequentes do ponto 5 e na sua forma sem separação

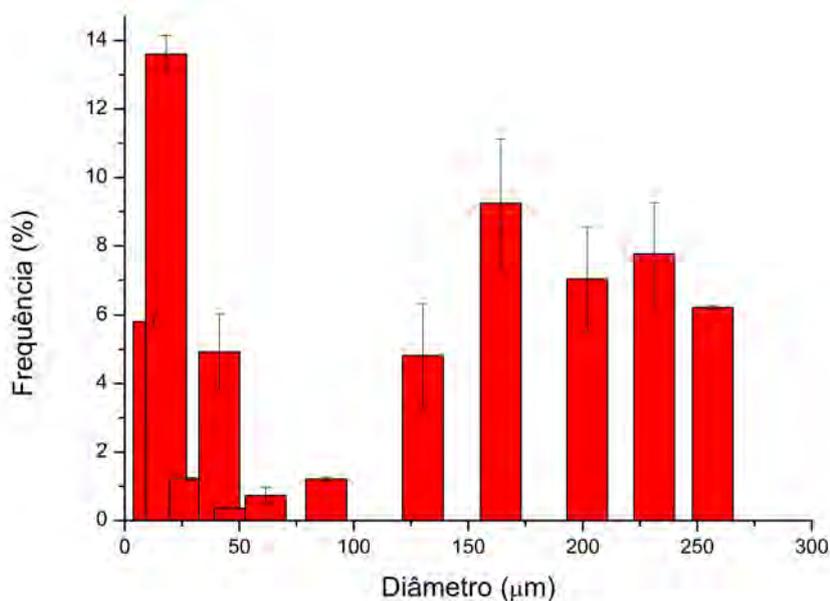


Figura 34: *Distribuição granulométrica do ponto 5*

Tabela 18: Características do sedimento proveniente do ponto 5

% Sólidos Totais	Distribuição	D_1	D_2
66,98% ± 5,91%	Bimodal	21,11 μm	189,39 μm

Ao analisar a Tabela 19, nota-se que o processo de elutriação fez com que o percentual de carbono fosse concentrado no primeiro diâmetro frequente, tornando vantajosa tal operação no preparo do sedimento para o uso em células combustíveis microbianas.



Figura 35: Sedimento proveniente do ponto 5 in natura.

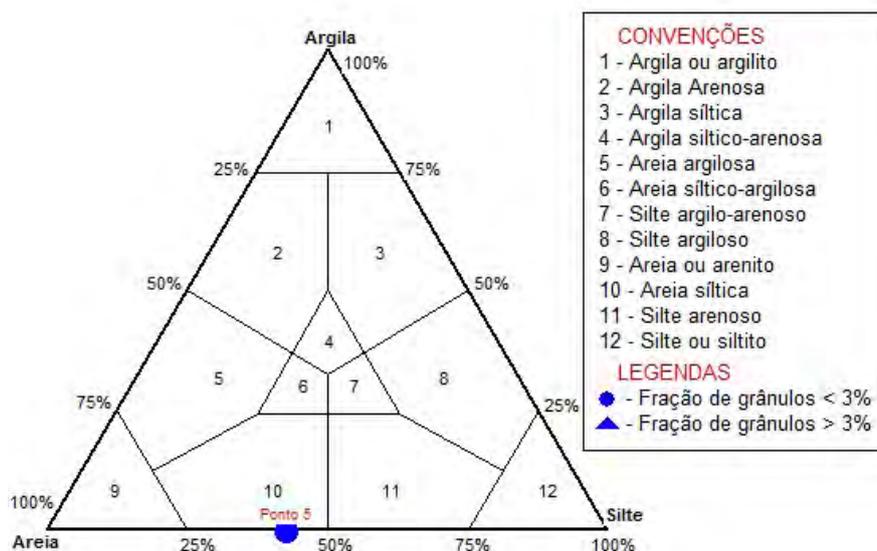


Figura 36: Diagrama de Shepard para o ponto 5

Tabela 19: Análise de carbono total: ponto 5

% Fração	Carbono total
Total	0,345%
D1	1,367%
D2	0,084%

Ponto 6. A Figura 37 apresenta a distribuição granulométrica do ponto 6. Pode-se observar que este ponto apresenta distribuição unimodal, e é composto basicamente de sólido fino, não apresentando frações de areia. Este ponto apresenta uma quantidade considerável de água e o sólido apresenta textura pastosa como pode ser observada na Figura 38. A Tabela 20 apresenta a porcentagem de sólidos totais e o diâmetro mais incidente. Já na Figura 39 pode ser observada sua classificação através do diagrama de Shepard em argila síltica. O percentual de carbono total proveniente do ponto 6, tanto na sua forma integral como no seu diâmetro mais frequente pode ser analisado na Tabela 21.

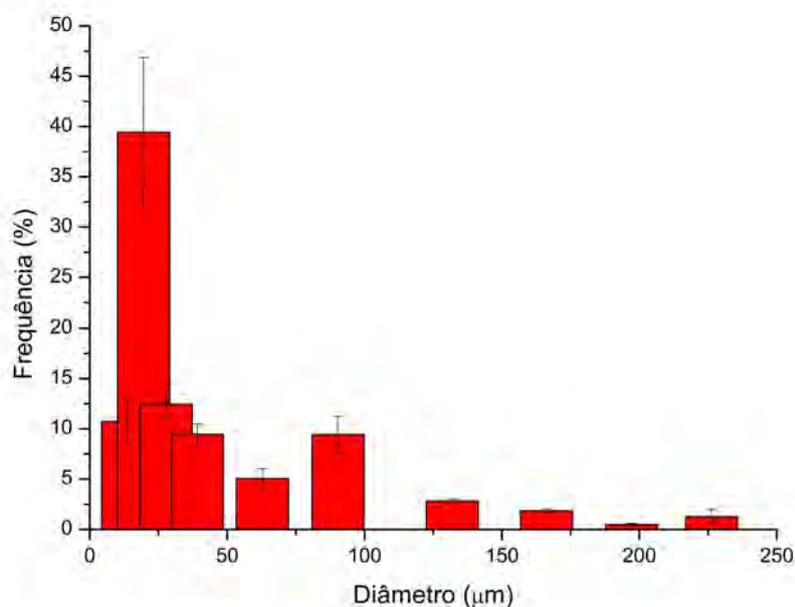


Figura 37: *Distribuição granulométrica do ponto 6*

Tabela 20: Características do sedimento proveniente do ponto 6

% Sólidos Totais	Distribuição	<i>D</i>
26,83% ± 1,56%	Unimodal	16,75 μm

Embora o processo de elutriação tenha aumentado o percentual de carbono presente no sedimento, por ser um sólido muito fino, tal acréscimo não apresenta vantagens quando aplicado ao ponto 6.



Figura 38: Sedimento proveniente do ponto 6 in natura.

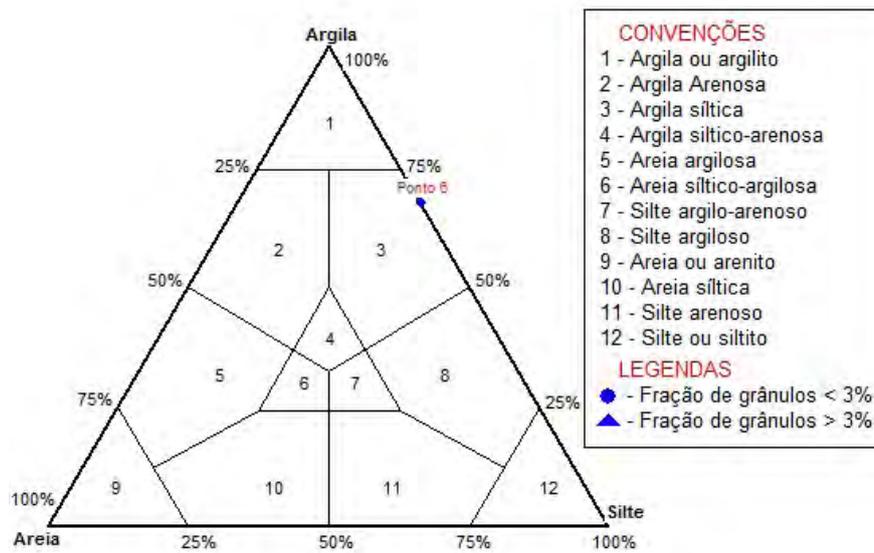


Figura 39: Diagrama de Shepard para o ponto 6

Tabela 21: Análise de carbono total: ponto 6

% Fração	Carbono total
Total	1,307%
DI	1,715%

Ponto 7. O sedimento proveniente do ponto 7 apresenta uma distribuição granulométrica com um amplo intervalo de diâmetros, como pode ser observado na Figura 40 e na Tabela 18. A diferença de diâmetro do D_1 para o D_2 é elevada, fazendo com que este sedimento tenha em abundância o silte fino e a areia, sendo também classificado em areia siltica no diagrama de Shepard apresentado na Figura 42. A visualização deste ponto através da Figura 41 mostra que tem o aspecto mais pastoso que os outros pontos abordados. O ponto 7 apresenta concentrações de carbono total apresentadas na Tabela 23.

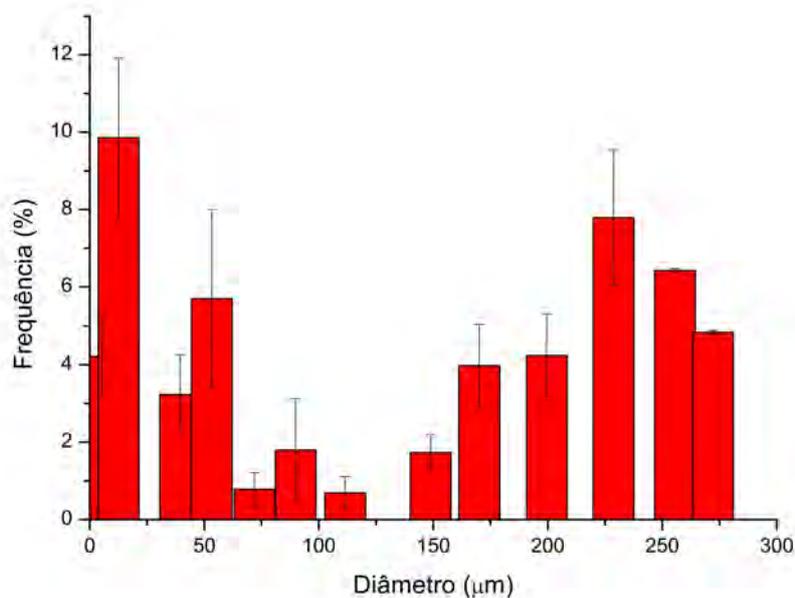


Figura 40: *Distribuição granulométrica do ponto 7.*

Tabela 22: Características do sedimento proveniente do ponto 7.

% Sólidos Totais	Distribuição	D_1	D_2
69,55% ± 3,64%	Bimodal	8,71 μm	220,7 μm

A separação via elutriação apresentou vantagem na concentração de carbono deste ponto. A concentração de carbono teve um aumento de 472,48%.



Figura 41: Sedimento proveniente do ponto 7 in natura.

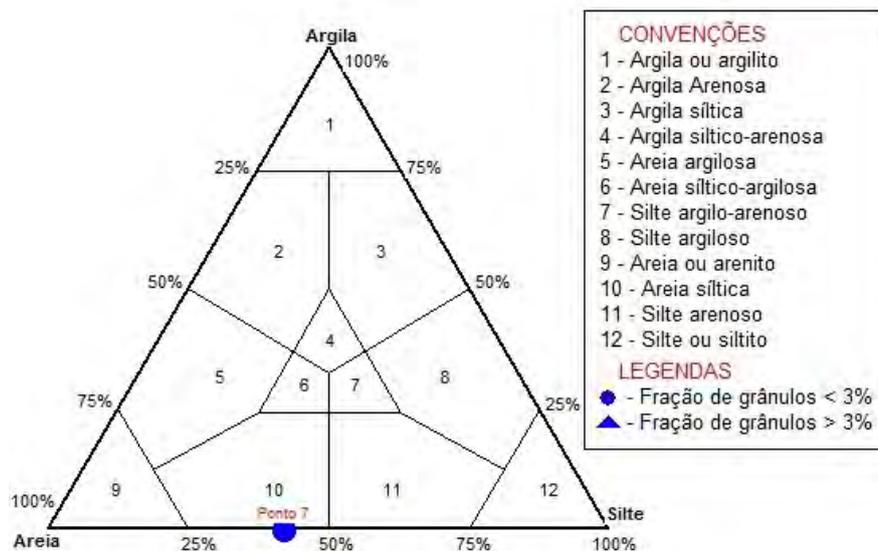


Figura 42: Diagrama de Shepard para o ponto 7.

Tabela 23: Análise de carbono total: ponto 7

% Fração	Carbono total
Total	0,3744%
D1	1,769%
D2	0,076%

5.2 Etapa numérica

5.2.1 Condições de contorno

Como visto na etapa experimental, quando analisado os parâmetros de elutriação referentes ao ponto 0, teve-se como melhor abordagem matemática de velocidade terminal o modelo de Ferguson e Church. Devido a isso, para o cálculo da velocidade de entrada do fluido no modelo, usou-se este modelo, aplicado ao melhor diâmetro de separação e ajustado à área de entrada. Na Tabela 24 pode ser observada tal velocidade, assim como a fração volumétrica de cada componente e a altura do leito compactado para os dois elutriadores.

Tabela 24: Condições iniciais e de contorno do modelo numérico.

Elutriador	Velocidade	%Argila	%Silte	%Areia	Altura do Leito
1	0,0658 m/s	7%	3%	22,3%	2,5 cm
2	0,1102 m/s	7%	3%	22,3%	5,66 cm

A condição zero dos modelos para a fase de argila pode ser observada através da Figura 43 e da Figura 44.

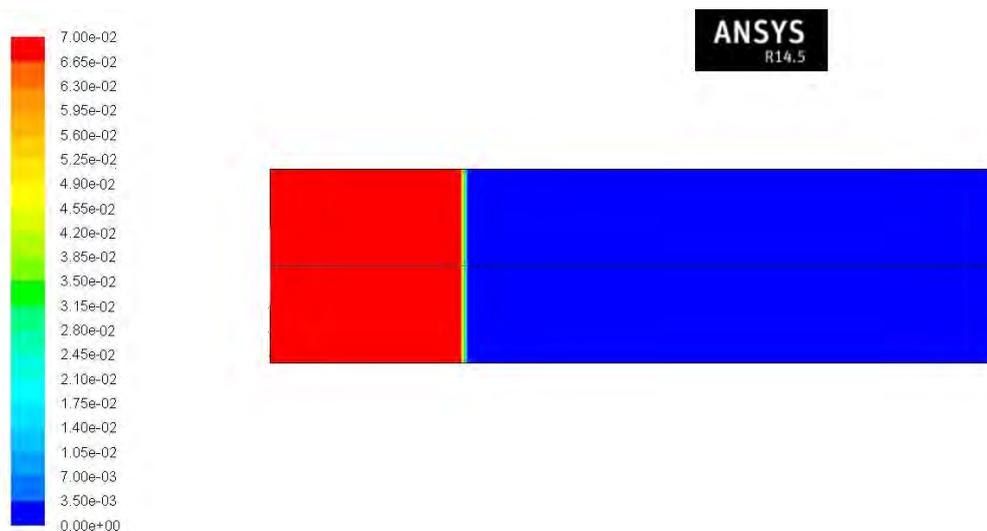


Figura 43: Argila em condição inicial no elutriador 1.

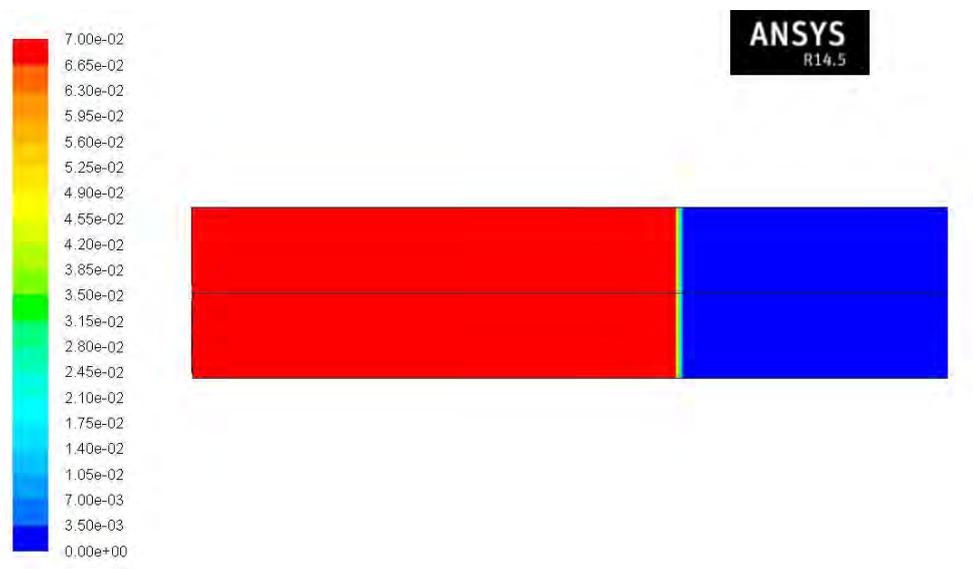


Figura 44: Argila em condição inicial no elutriador 2.

5.2.2 Teste de refinamento de malha

Elutriador 1. A Figura 45 apresenta o teste de refinamento de malha da geometria do elutriador 1 quando aplicado o modelo de transferência de velocidade entre fases de Gidaspow. Quando comparada a discretização que apresentou o número de 16492 células com a de 15228 células, teve-se um mínimo acréscimo de erro, sempre abaixo do 2% em módulo e sem tendência. Tal desvio pode ser observado através da Figura 46. Uma vez refinada a malha, a simulação de 30 s demorou, em média, 15 dias.

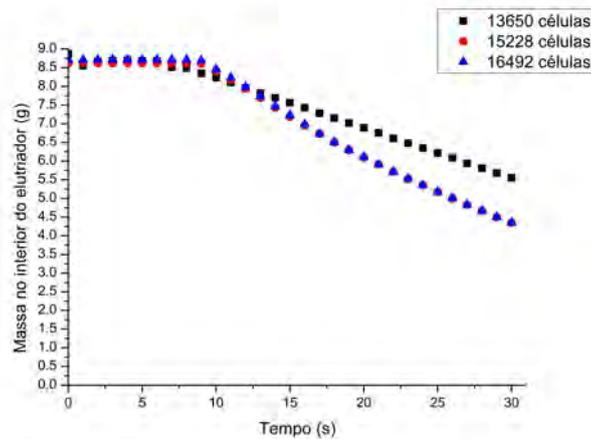


Figura 45: *Teste de refinamento da geometria do elutriador 1.*

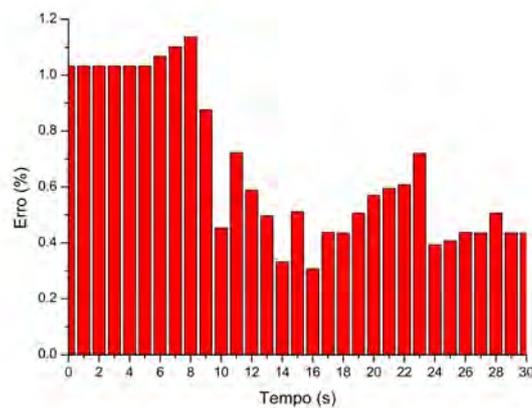


Figura 46: *Erro absoluto de cada ponto do teste de refinamento do elutriador 1.*

Elutriador 2. Para o teste de refinamento do elutriador 2 também foi aplicado o modelo de Gidaspow, como pode ser observado na Figura 47. A performance da discretização contendo 45606 células foi muito satisfatória, pois como pode ser visto na Figura 48, ao aumentarmos o número de células para 47342, teve-se erros mínimos, sempre abaixo de 1% com variação não tendenciosa. Uma vez refinada a malha, a simulação demorou, em média, 40 dias.

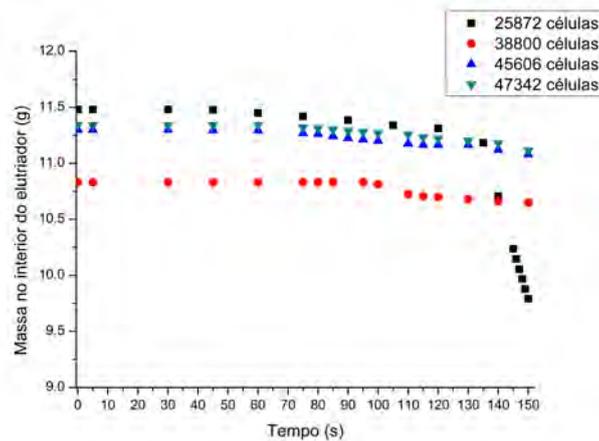


Figura 47: *Teste de refinamento de malha da geometria do elutriador 2.*

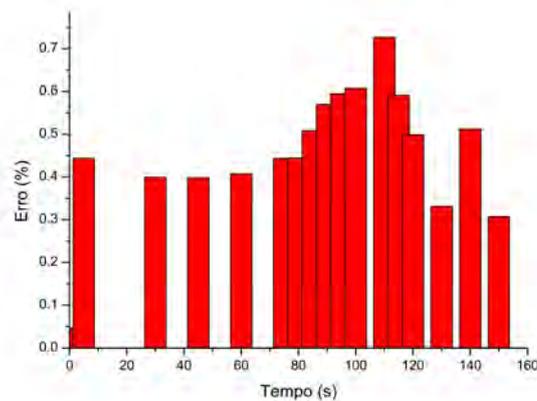


Figura 48: *Erro absoluto de cada ponto do teste de refinamento do elutriador 2.*

Comparação das discretizações. Se observando a Tabela 25, nota-se que a quantidade de células que tornou a discretização aceitável é proporcional à área transversal do elutriador. Ou seja, objetivando modelar e simular outras geometria intermediária às duas aqui estudadas, pode-se afirmar com uma tolerância de 12,2% a quantidade de células desejada, sem a necessidade de realizar um outro estudo de discretização.

Tabela 25: Comparação entre as discretizações.

Elutriador	Área longitudinal	células	Densidade de células
1	62,5 cm ²	16492 células	263,87 células/cm ²
2	194 cm ²	45606 células	235,08 células/cm ²

5.2.3 Influência do passo de tempo

Além do passo de tempo utilizado de 0,0005 s, foram testados outros dois valores: 0,001 s e 0,00025 s. No primeiro valor ocorreu a divergência do modelo ainda nas primeiras iterações, eliminando seu uso. No segundo, houve uma excessiva demora na solução de cada iteração, também não sendo possível sua aplicação. Porém, o uso do passo de tempo de 0,0005 s foi considerado satisfatório pois há convergência em todas as iterações, mesmo nas iniciais.

5.2.4 Validação do modelo

Elutriador 1. Para a validação do modelo aplicado à geometria 1 usou-se duas teorias de troca de momento entre fases (Gidaspow et al. (1992) e Syamlal et al. (1993)), como pode ser observado na Figura 49.

Observando a Figura 49 nota-se um desvio qualitativo e quantitativo entre os tempos 5 s e 10 s. Este erro é justificado pelo fato que o modelo aqui proposto não representa com realidade o universo de partículas que é encontrado no sedimento. Sabe-se que naturalmente o sedimento de dragagem pode apresentar partículas que apresentem diâmetro muito menor do que o diâmetro mínimo aqui considerado, por isso no procedimento experimental a massa retida no elutriador irá começar a diminuir em um tempo anterior ao modelo proposto. A partir do tempo 12 s para o procedimento experimental e do tempo 10 s para o procedimento numérico, ambas as curvas começam a ter uma inclinação praticamente constante. A diferença entre tal taxa de variação entre a curva experimental e a numérica é resultante do modelo de velocidade terminal de Ferguson e Church que foi aplicado no procedimento experimental, porém não foi considerado no procedimento numérico. Comparando os dois modelos de arraste, tem-se para o modelo de Gidaspow et al. (1992) e do modelo de Syamlal et al. (1993) através do somatório do erro quadrado na Tabela 26.

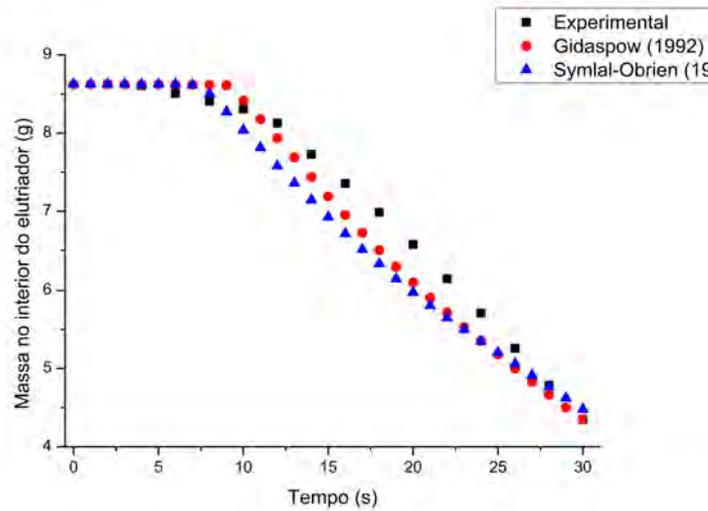


Figura 49: Validação do modelo: elutriador 1, modelos de Gidaspow (1992) e Symlal-O'Brien (1993)

Tabela 26: Comparação dos modelos de arraste para o elutriador 1

Modelo de arraste	Somatório do erro quadrado
Gidaspow et al. (1992)	1,2 g ²
Symlal et al. (1993)	2,38 g ²

Esta diferença no somatório do erro quadrado se dá devido à teoria que os dois modelos são baseados. O modelo de Gidaspow et al. (1992) consiste, na verdade, em duas equações que são usadas em um arranjo condicional onde, de acordo com a fração volumétrica do fluido, uma ou outra é usada; enquanto o modelo de Syamlal et al. (1993) desconsidera este fato e, além disso, usa uma equação de velocidade terminal diferente do modelo de Ferguson and Church (2004) como fator determinante neste cálculo. Devido a estes fatos, o modelo de Gidaspow et al. (1992) apresentou uma melhor performance.

Elutriador 2. Uma vez que foi concluído no modelo aplicado ao elutriador 1 que o modelo de Gidaspow et al. (1992) descreve melhor a validação experimental, e somado ao fato que o elutriador apresenta uma dificuldade maior em se simular devido a seu elevado número de células, decidiu-se, então, considerar para tal geometria apenas o modelo de Gidaspow et al. (1992). Tal comparação pode ser analisada através da Figura 50.

Observando a comparação entre o modelo de Gidaspow et al. (1992) e a validação experimental, nota-se as mesmas considerações que foram feitas no modelo 1, ou seja,

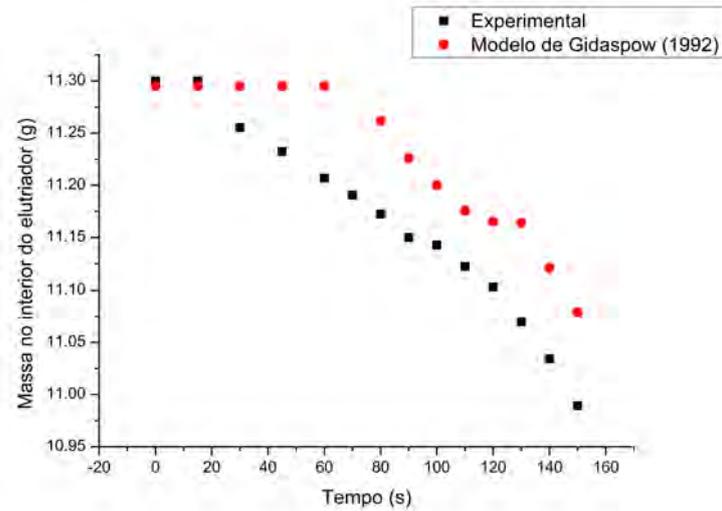


Figura 50: Validação do modelo: elutriador 2 e modelo de Gidaspow (1992)

mesmo aumentando a altura do equipamento, a fluidodinâmica do problema permanece igual, havendo desvios no começo da simulação devido ao diâmetro mínimo considerado e durante, devido a abordagem de velocidade terminal serem diferentes.

A primeira mudança de tendência na curva ocorre no momento em que o sólido começa a sair do equipamento, mudança esta que como já citado, não ocorre no procedimento experimental. Por volta dos 120 s ocorre outra mudança de tendência, isso acontece devido ao fato da mudança de sólido que está sendo arrastado, antes desse ponto argila é arrastada, após este somente silte.

Como ideia para trabalhos futuros, sugere-se a modificação do algoritmo que descreve o modelo de Syamlal et al. (1993), inserindo o modelo de velocidade terminal de Ferguson and Church (2004) e realizar a comparação com os dois modelos aqui abordados.

6 Conclusão

Através do trabalho aqui proposto acerca do sistema de separação via elutriação de sedimento de dragagem, conclui-se que é possível usar tal equipamento com este objetivo, necessitando-se apenas estudar as variáveis que cercam esta operação e as abordagens utilizadas.

Através da caracterização do sedimento primeiramente utilizado, concluiu-se que o mesmo apresenta uma massa específica de $2,29 \pm 0,03$ g/ml, concentração de sólido total de $47,91 \pm 4,11$ % e porosidade de $32,59 \pm 2,32$ %. Através de análise de microscópio eletrônico de varredura, concluiu-se que o sedimento em questão apresenta fator de textura de Powers de 1 e fator de forma de Corey de $0,43 \pm 0,09$. E através de análises de dispersão a laser, determinou-se que o particulado apresenta distribuição granulométrica bimodal com dois diâmetros mais frequentes: $14,17 \mu m$ e $200,85 \mu m$.

Concluiu-se que a melhor geometria de elutriador utilizado consiste em 97 cm de altura e 2 cm de diâmetro, usando como modelo matemático de velocidade terminal de Ferguson e Church. Tal condição gerou como diâmetros os seguintes valores: $13,82 \mu m$ e $219,24 \mu m$, desviando-se em 2,64% e 9,16%, respectivamente. Através deste esquema (geometria e abordagem matemática) passou-se, então, a caracterizar cada ponto de amostragem de sedimento de dragagem.

Determinou-se que o ponto 4 apresenta distribuição unimodal com diâmetro mais frequente de $275 \mu m$, aparência arenosa, com $75,16\% \pm 10,42\%$ de sólidos totais, encontrando-se na região de areia ou arenito no diagrama de Shepard. O ponto 5 tem aparência viscosa, com $66,58 \pm 5,91$ % de sólidos totais, apresenta distribuição bimodal com diâmetro inferior de $21,11 \mu m$ e superior de $189,39 \mu m$, localizado na região de areia siltica. Já o ponto 7 também apresenta distribuição bimodal na região de areia siltica, com concentração de sólido total de $69,55\% \pm 3,64\%$ e $8,71 \mu m$ e $220,7 \mu m$ de diâmetros inferior e superior, respectivamente.

Também concluiu-se que, no ponto 0, a melhor fração a ser separada abrange o diâmetro intermediário aos dois diâmetros mais frequentes até o menor diâmetro, esta conclusão é resultante de análises de carbono total, onde tal fração apresentou uma concentração de carbono total de $2,39\% \pm 0,03\%$. Porém, no ponto 4, o processo de elutriação não apresenta vantagens, por se tratar de um sólido arenoso e com baixa concentração de carbono: o sólido total apresentou $0,1562\%$ e o diâmetro mais frequente, $0,032\%$. Já no ponto 5 há vantagem em usar o processo de separação, o percentual de carbono subiu de $0,345\%$ no sólido total para $1,367\%$ no primeiro diâmetro mais frequente. Embora a elutriação tenha concentrado o percentual de carbono do ponto 6 de $1,307\%$ para $1,715\%$, não há a necessidade de separação, pois todo o sedimento é composto de sólido fino e relativamente rico em carbono. No sedimento proveniente do ponto 7, há enorme vantagem no uso da separação: o percentual de carbono no sólido subiu de $0,3744\%$ no sólido total para $1,769\%$ no primeiro diâmetro. Na etapa experimental deste trabalho, concluiu-se que a velocidade de entrada do fluido deve ser

de 0,0658 m/s para o menor elutriador e de 0,1102 m/s para o maior. Ambos devem apresentar 3%, 7% e 22,3% de argila, silte e areia, respectivamente, com altura de leito compactado de 2,5 cm para o elutriador 1 e 5,66 cm para o elutriador 2.

Concluiu-se que a melhor discretização para o elutriador 1 consiste em 15228 faces, onde acrescenta um erro inferior a 1%, já para a segunda geometria, definiu-se como 45606 faces a discretização que eleva o erro em menos de 1%. Também chegou-se a conclusão que o melhor modelo de arraste entre as fases é o modelo de Gidaspow et al. (1992).

Finalizando, conclui-se que a operação de elutriação tem potencial e eficiência para ser usada como sistema de separação de sedimento de dragagem e que o sólido presente de tal material tem concentração orgânica favorável ao seu uso em células combustíveis microbianas. Também se considerou satisfatório o uso da fluidodinâmica computacional como ferramenta para a otimização e aperfeiçoamento da técnica, tanto em escala de laboratório, como piloto e industrial.

7 Sugestões para trabalhos futuros

- Estudo da influência do uso de elutriadores contínuos na análise granulométrica;
- estudo da variação do fator de restituição no modelo computacional;
- modificação no algoritmo que apresenta o modelo de Symlal-O'brien, alterando a equação da velocidade terminal para a Eq. de Ferguson-Church;
- uso de modelos de balanço populacional para a fase sólida.

Referências

- Abdulkadir, M., Hernandez-Perez, V., Lo, S., Lowndes, I., and Azzopardi, B. (2015). Comparison of experimental and Computational Fluid Dynamics (CFD) studies of slug flow in a vertical riser. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 68:468–483.
- Ahmadi, G. and Ma, D. (1990). A thermodynamical formulation for dispersed multiphase turbulent flows—1. *International Journal of Multiphase Flow*, 16(2):323–340.
- Alder, B. J. and Wainwright, T. E. (1960). Studies in Molecular Dynamics. II. Behavior of a Small Number of Elastic Spheres. *The Journal of Chemical Physics*, 33(5):1439.
- Alfredini, P. (2005). *Obras e gestão de portos e costas: a técnica aliada ao enfoque logístico e ambiental*. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.
- Burgueño, L. (2009). *Estimativas da contaminação dos sedimentos dragados no porto de Rio Grande para disposição em solo*. PhD thesis, Universidade Federal do Rio Grande - FURG.
- Calliari, L., Winterwerp, J., Fernandes, E., Cuchiara, D., Vinzon, S., Sperle, M., and Holland, K. (2009). Fine grain sediment transport and deposition in the Patos Lagoon–Cassino beach sedimentary system. *Continental Shelf Research*, 29(3):515–529.
- Carnahan, N. F. (1969). Equation of State for Nonattracting Rigid Spheres. *The Journal of Chemical Physics*, 51(2):635.
- Chapman, S. and Cowling, T. G. (1970). *The Mathematical Theory of Non-Uniform Gases*. Cambridge University Press, Cambridge.

- Cheng, Y. and Zhu, J.-X. (2005). CFD Modelling and Simulation of Hydrodynamics in Liquid-Solid Circulating Fluidized Beds. pages 177–185.
- Chiesa, M., Mathiesen, V., Melheim, J. A., and Halvorsen, B. (2005). Numerical simulation of particulate flow by the Eulerian–Lagrangian and the Eulerian–Eulerian approach with application to a fluidized bed. *Computers & Chemical Engineering*, 29(2):291–304.
- Chu, L.-y., Chen, W.-m., and Lee, X.-z. (2000). Effect of structural modification on hydrocyclone performance. 21:71–86.
- Cooper, S. and Coronella, C. J. (2005). CFD simulations of particle mixing in a binary fluidized bed. *Powder Technology*, 151(1-3):27–36.
- Corey, A. (1949). *Influence of shape on the fall velocity of sand grains*. PhD thesis, Colorado Agricultural and Mechanical College.
- Cornelissen, J. T., Taghipour, F., Escudié, R., Ellis, N., and Grace, J. R. (2007). CFD modelling of a liquid–solid fluidized bed. *Chemical Engineering Science*, 62(22):6334–6348.
- Coroneo, M., Mazzei, L., Lettieri, P., Paglianti, a., and Montante, G. (2011). CFD prediction of segregating fluidized bidisperse mixtures of particles differing in size and density in gas–solid fluidized beds. *Chemical Engineering Science*, 66(11):2317–2327.
- Dalla Valle, J. M. (1948). *Micromeritics: The Technology of Fine Particles*. Londres, Inglaterra, 2^a edition.

- de Boer, K. and Bahri, P. A. (2015). Development and validation of a two phase CFD model for tubular biodiesel reactors. *Computers & Chemical Engineering*, 82:129–143.
- Dietrich, W. E. (1982). Settling velocity of natural particles. *Water Resources Research*, 18(6):1615–1626.
- Ding, J. and Gidaspow, D. (1990). A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow. *AIChE Journal*, 36(4):523–538.
- Duangkhamchan, W., Ronsse, F., Depypere, F., Dewettinck, K., and Pieters, J. (2010). Comparison and evaluation of interphase momentum exchange models for simulation of the solids volume fraction in tapered fluidised beds. *Chemical Engineering Science*, 65(10):3100–3112.
- Empresa de Pesquisa Energética - EPE (2012). Projeção da demanda de energia elétrica para os próximos 10 anos (2013-2022). Technical report, Rio de Janeiro.
- Ergun, S. (1952). Fluid Flow through Packed Columns. *Chem. Eng. Prog*, 48:89–94.
- Ferguson, R. and Church, M. (2004). A Simple Universal Equation for Grain Settling Velocity. *Journal of Sedimentary Research*, 74(6):933–937.
- Filho, P. J. S., da Luz, L. P., Betemps, G. R., and Caramão, E. B. (2012). Evaluation of surface sediment contamination by polycyclic aromatic hydrocarbons in the "Saco do Laranjal--(Patos Lagoon, Brazil). *Marine pollution bulletin*, 64(9):1933–7.
- Fletcher, C. A. J. (1991). *Computational Techniques for Fluid Dynamics 1: Fundamental and General Techniques*. Sidney, Australia, 2^o edição edition.

- Follmer, L. R. and Beavers, A. H. (1973). An elutriator method for particle-size analysis with quantitative silt fractionation. *Journal of Sedimentary Research*, 43(2):544–549.
- Garside, J. and Al-Dibouni, M. R. (1977). Velocity-Voidage Relationships for Fluidization and Sedimentation in Solid-Liquid Systems. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, 16(2):206–214.
- Gidaspow, D., Bezburuah, R., and Ding, J. (1992). Hydrodynamics of Circulating Fluidized Beds: Kinetic Theory Approach. In *7th Fluidizations Congress*, page 10, Chicago, EUA.
- Hamzehei, M. (2011). CFD Modeling and Simulation of Hydrodynamics in a Fluidized Bed Dryer with Experimental Validation. *ISRN Mechanical Engineering*, 2011:1–9.
- Hettler, E. N., Gulliver, J. S., and Kayhanian, M. (2011). An elutriation device to measure particle settling velocity in urban runoff. *Science of the Total Environment*, 409(24):5444–5453.
- Huang, X. (2011). CFD modeling of liquid-solid fluidization: Effect of drag correlation and added mass force. *Particuology*, 9(4):441–445.
- Hwang, K.-J., Hwang, Y.-W., and Yoshida, H. (2013). Design of novel hydrocyclone for improving fine particle separation using computational fluid dynamics. *Chemical Engineering Science*, 85:62–68.
- Ishii, M. and Hibiki, T. (2006). *Thermo-Fluid Dynamics of Two Phase Flow*. Nova Iorque, EUA.
- Johnson, P. C. and Jackson, R. (2006). Frictional–collisional constitutive relations for

- granular materials, with application to plane shearing. *Journal of Fluid Mechanics*, 176(-1):67.
- Krishnappan, B. G., Marsalek, J., Exall, K., Stephens, R. P., Rochfort, Q., and Seto, P. (2004). A water elutriation apparatus for measuring settling velocity distribution of suspended solids in combined sewer overflows. *Water Quality Research Journal of Canada*, 39(4):432–438.
- Kunii, D., Levenspiel, O., and Brenner, H. (1991). *Fluidization Engineering*. 2 edition.
- Li, T. (2015). Validation of a 2.5D CFD model for cylindrical gas-solids fluidized beds. *Powder Technology*, 286:817–827.
- Liu, H., Cattolica, R. J., Seiser, R., and Liao, C.-h. (2015). Three-dimensional full-loop simulation of a dual fluidized-bed biomass gasifier. *Applied Energy*, 160:489–501.
- Logan, B. E. (2008). *Microbial Fuel Cells*. John Wiley & Sons, Hoboken, New Jersey, 1º edition.
- Lun, B. C. K. K., Savage, S. B., and Jeffrey, D. J. (1984). Kinetic theories for granular flow : inelastic particles in Couette flow and slightly inelastic particles in a general flowfield. *Journal of Fluid Mechanics*, 140:223–256.
- Maliska, C. R. (2014). *Transferência de Calor e Mecânica dos Fluidos Computacionais*.
- Marini, F. (2008). *Simulação de um leito fluidizado aplicando a técnica CFD baseada na teoria cinética do escoamento granular*. Dissertação de mestrado, Universidade Estadual de Campinas.
- Massarani, G. (2001). *FLUIDODINÂMICA EM SISTEMAS PARTICULADOS*. Rio de Janeiro, 2ª edição edition.

- Ministério da Ciência, T. e. I. M. (2013). Estimativas anuais de emissões de gases de efeito estufa no Brasil. Technical report, Brasília.
- Ogawa, S., Umemura, A., and Oshima, N. (1980). On the Equation of Fully Fluidized Granular Materials. *Zeitschrift für angewandte Mathematik und Physik ZAMP*, 31(4):483–493.
- Porto do Rio Grande (2014). Dragagem no canal de acesso ao Porto do Rio Grande será finalizada nesta semana.
- Powers, M. C. (1953). A New Roundness Scale for Sedimentary Particles. *SEPM Journal of Sedimentary Research*, Vol. 23.
- Richardson, J. R. and Zaki, W. N. (1954). Sedimentation and Fluidization: Part I. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 32:35:53.
- Roy, S. and Dudukovic, M. P. (2001). Flow Mapping and Modeling of Liquid - Solid Risers. pages 5440–5454.
- Safikhani, H., Akhavan-Behabadi, M., Nariman-Zadeh, N., and Mahmood Abadi, M. (2011). Modeling and multi-objective optimization of square cyclones using CFD and neural networks. *Chemical Engineering Research and Design*, 89(3):301–309.
- Schaeffer, D. G. (1987). Instability in the evolution equations describing incompressible granular flow. *Journal of Differential Equations*, 66(1):19–50.
- Shang, Z., Lou, J., and Li, H. (2015). CFD analysis of bubble column reactor under gas–oil–water–solid four-phase flows using Lagrangian algebraic slip mixture model. *International Journal of Multiphase Flow*, 73:142–154.

- Silva, L. and Lage, P. (2011). Development and implementation of a polydispersed multiphase flow model in OpenFOAM. *Computers & Chemical Engineering*, 35(12):2653–2666.
- Stojkovski, V. and Kostic, Z. (2003). Empirical correlation for prediction of the elutriation rate constant. *Thermal Science*, 7(2):43–58.
- Stokes, S. G. G. (1850). On the effect of the internal friction of fluids on the motion of pendulums. *Transactions of the Cambridge Philosophical Society*, IX:8–94.
- Syamlal, M., Brien, T. J. O., and Rogers, W. (1993). MFIX Documentation Theory Guide Technical Note. Technical Report December, Morgantown Energy Technology Center, Morgantown, EUA.
- Tabakoff, W. and Wakeman, T. (1982). Measured particle rebound characteristics useful for erosion prediction. *ASME paper*, pages 82–170.
- Tarpagkou, R. and Pantokratoras, A. (2013). CFD methodology for sedimentation tanks: The effect of secondary phase on fluid phase using DPM coupled calculations. *Applied Mathematical Modelling*, 37(5):3478–3494.
- Teleken, J. T. (2013). *Modelagem matemática da geração de corrente elétrica em uma célula combustivel microbiana inoculada com micro-organismos marinhos*. Dissertação de mestrado, Universidade Federal de Santa Catarina - UFSC.
- Tripathi, N., Shekhar, R., and Nathanail, C. P. (2014). Science of the Total Environment Mine spoil acts as a sink of carbon dioxide in Indian dry tropical environment. *Science of the Total Environment*, The, 468-469:1162–1171.

- Tu, J., Yeoh, G. H., and Liu, C. (2008). *Computational Fluid Dynamics: A Practical Approach*. Burlington, Ma, 1^o edição edition.
- Walling, D. and Woodward, J. (1993). Use of a field-based water elutriation system for monitoring the in situ particle size characteristics of fluvial suspended sediment. *Water Research*, 27(9):1413–1421.
- Wen, C. Y. and Yu, Y. W. (1966). Mechanics of Fluidization. *Chem. Engng Prog. Symp. Ser.*
- Wentworth, C. K. (1922). A Scale of Grade and Class Terms for Clastic Sediments. *The Journal of Geology*, 30(5):377–392.
- Zanini, A. E. (2008). *Purificação e organofilização de argilas bentonitas para uso em nanocompósitos poliméricos*. Dissertação de mestrado, Universidade Federal de Campina Grande.
- Zhang, J., Wang, C.-m., Liu, L., Guo, H., Liu, G.-d., Li, Y.-w., and Deng, S.-h. (2014). Science of the Total Environment Investigation of carbon dioxide emission in China by primary component analysis. *Science of the Total Environment*, The, 472:239–247.