



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA



PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

OTIMIZAÇÃO GEOMÉTRICA E ANÁLISE
OPERACIONAL EM HIDROCICLONES
MODULARES UTILIZANDO FLUIDOS
NEWTONIANOS

DAVI BATISTA QUINTINO

UBERLÂNDIA – MG
2019



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA



PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

OTIMIZAÇÃO GEOMÉTRICA E ANÁLISE
OPERACIONAL EM HIDROCICLONES
MODULARES UTILIZANDO FLUIDOS
NEWTONIANOS

DAVI BATISTA QUINTINO

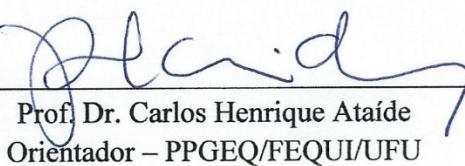
Tese de Doutorado apresentada ao Programa de
Pós-Graduação em Engenharia Química da
Universidade Federal de Uberlândia como parte
dos requisitos necessários à obtenção do título de
Doutor em Engenharia Química.

UBERLÂNDIA – MG
2019

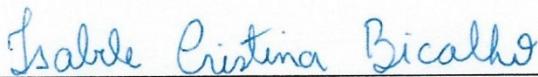
OTIMIZAÇÃO GEOMÉTRICA E ANÁLISE OPERACIONAL EM
HIDROCICLONES MODULARES UTILIZANDO FLUIDOS
NEWTONIANOS

Tese de doutorado submetida ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia como parte dos requisitos necessários para obtenção do título de Doutor em Engenharia Química em 28 de Junho de 2019.

BANCA EXAMINADORA



Prof. Dr. Carlos Henrique Ataíde
Orientador – PPGEQ/FEQUI/UFU



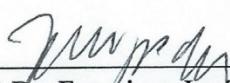
Profª. Drª. Isabele Cristina Bicalho
Coorientadora – DEG/UFLA



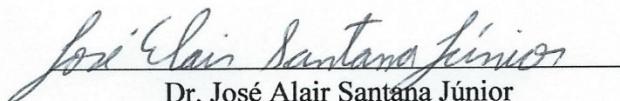
Prof. Dr. Cláudio Roberto Duarte
PPGEQ/FEQUI/UFU



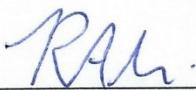
Prof. Dr. Euclides Antônio Pereira de Lima
PPGEQ-MP/UNIUBE



Prof. Dr. Francisco José de Souza
FEMEC/UFU



Dr. José Alair Santana Júnior



Prof. Dr. Ricardo Amâncio Malagoni
FEQUI/UFU

Ficha Catalográfica Online do Sistema de Bibliotecas da UFU
com dados informados pelo(a) próprio(a) autor(a).

Q7	Quintino, Davi Batista, 1988-
2019	Otimização geométrica e análise operacional em hidrociclones modulares utilizando fluidos newtonianos [recurso eletrônico] : / Davi Batista Quintino. - 2019.
	Orientador: Carlos Henrique Ataíde.
	Coorientadora: Isabele Cristina Bicalho.
	Tese (Doutorado) - Universidade Federal de Uberlândia, Pós-graduação em Engenharia Química.
	Modo de acesso: Internet.
	Disponível em: http://dx.doi.org/10.14393/ufu.te.2019.2092
	Inclui bibliografia.
	Inclui ilustrações.
	1. Engenharia química. I. Henrique Ataíde, Carlos, 1956-, (Orient.). II. Cristina Bicalho, Isabele, 1986-, (Coorient.). III. Universidade Federal de Uberlândia. Pós-graduação em Engenharia Química. IV. Título.
	CDU: 66.0

Bibliotecários responsáveis pela estrutura de acordo com o AACR2:

Gizele Cristine Nunes do Couto - CRB6/2091

Nelson Marcos Ferreira - CRB6/3074

Dedico este trabalho à pessoa que em todas as situações
está sempre ao meu lado: minha esposa, Tatyane.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus, Aquele que me deu vida, sustentou e proporcionou que todo este trabalho fosse realizado.

Agradeço e dedico este trabalho à minha amada esposa Tatyane, seu amor, carinho e cuidado me motivam e fortalecem, te amo cada dia mais! Aos meus pais, Silas e Vera, meus irmãos Lucas e Lídia, meus cunhados Estêvão, Isabel, Dayane, ao meu amigo Fábio, e meus sogros Carlos e Zélia, obrigado por fazerem parte da minha vida, me incentivando e apoiando, a companhia de todos vocês é sempre muito prazerosa.

Sou grato também aos meus amigos de laboratório que tanto colaboraram no dia a dia e me auxiliaram nas mais diversas tarefas: José Alair Santana Júnior, Felipe Thalles Moreira Silva, Giovani Aud Lourenço, Irineu Petri Júnior, Daniel Gomide Alves e Jéssica Terra Teodoro da Silva. Também agradeço aos técnicos Rafael Ramos Heilbuth e Ulysses Guilherme Ferreira.

Aos professores que contribuíram com sugestões e colaboraram para a elaboração da tese: Prof. Dr. Cláudio Roberto Duarte no ensino e auxílio em CFD, ao Prof. Dr. João Jorge Ribeiro Damasceno que contribuiu na mudança da linha de pesquisa, Prof^a. Dr^a. Marina Seixas Pereira com auxílio nos equipamentos e processos.

Agradeço grandemente à Prof^a. Dr^a. Isabele Cristina Bicalho na orientação deste trabalho, no auxílio sempre presente, nos esclarecimentos e condução das etapas, sua ajuda foi fundamental.

Por fim, a meu orientador e companheiro Prof. Dr. Carlos Henrique Ataíde, que com suas explicações, ideias, sugestões, correções e enorme dedicação possibilitaram que o trabalho fosse concluído. Muito obrigado!

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABELAS	iv
SIMBOLOGIA	vi
RESUMO	x
ABSTRACT	xi
INTRODUÇÃO.....	12
1.1 – Objetivos de estudo	14
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	16
2.1 – Hidrociclone	16
2.1.1 – Aplicação industrial e áreas de estudo.....	16
2.1.2 – Famílias de hidrociclos	16
2.1.3 – Hidrociclos concentradores e clarificadores	17
2.2 – Princípio de funcionamento.....	18
2.2.1 – Configuração da entrada.....	20
2.2.2 – Configuração de <i>underflow</i>	21
2.2.3 – Fluxo de curto-circuito	22
2.2.4 – Escoamento de recirculação	23
2.3 – Grupos adimensionais aplicados a hidrociclos	23
2.4 – Padrões de escoamento.....	24
2.4.1 – Velocidade radial.....	24
2.4.2 – Velocidade tangencial.....	25
2.4.3 – Velocidade axial ou vertical	26
2.5 – Variáveis associadas ao estudo de hidrociclos	27
2.5.1 – Vazões volumétricas.....	27
2.5.2 – Concentrações volumétricas	28

2.5.3 – Razão de líquido	29
2.5.4 – Eficiência total de separação	29
2.5.5 – Eficiência de separação reduzida.....	29
2.5.6 – Eficiência granulométrica.....	30
2.5.7 – Eficiência granulométrica reduzida	31
2.5.8 – Efeito <i>fish-hook</i>	31
2.6 – Teorias clássicas de separação em hidrociclonas	32
2.6.1 – Teoria de órbita de equilíbrio	32
2.6.2 – Teoria de balanço populacional	33
2.6.3 – Teoria do escoamento bifásico turbilhonar	33
2.6.4 – Teoria do tempo de residência.....	34
2.7 – Reologia.....	36
2.7.1 – Viscosidade.....	36
2.7.2 – Viscosidade de líquidos	37
2.7.3 – Efeito da viscosidade em parâmetros da hidrocyclonagem.....	38
2.7.3.1 – Efeito da viscosidade no diâmetro de corte	38
2.7.3.2 – Efeito da viscosidade na queda de pressão e eficiência de separação	39
2.8 – Trabalhos com unidades ou configurações semelhantes	40
2.9 – Fluidodinâmica computacional (CFD)	41
2.9.1 – Regime turbulento e sua modelagem.....	42
2.9.1.1 – Modelo dos Tensores de Reynolds (RSM).....	44
2.9.2 – Modelagem de escoamentos multifásicos	46
2.9.3 – Métodos numéricos	46
MATERIAIS E MÉTODOS	49
3.1 – Unidade experimental.....	49
3.1.1 – Hidrociclone utilizado	51
3.2 – Material particulado.....	53
3.3 – Experimentos em hidrociclonas	54
3.3.1 – Configuração de separação	55

3.3.1.1 – Função objetivo	56
3.3.2 – Planejamento Composto Central (PCC).....	57
3.4 – Procedimento experimental	59
3.4.1 – Preparo da solução.....	60
3.4.2 – Concentração mássica.....	60
3.5 – Validação metodológica	61
3.6 – Simulações numéricas	62
3.6.1 – Condições de contorno e parâmetros de simulação.....	63
 RESULTADOS E DISCUSSÃO	65
4.1 – Utilização da sacarose como modificador de viscosidade	65
4.2 – Configuração otimizada de separação	66
4.2.1 – Eficiência global de separação (η).....	67
4.2.2 – Razão de líquido (RL).....	69
4.2.3 – Relação entre razão de líquido e eficiência total	71
4.2.4 – Corroboração estatística	71
4.2.5 – Função objetivo	74
4.3 – Planejamento Composto Central (PCC).....	75
4.3.1 – Eficiência de separação (η).....	76
4.3.2 – Razão de líquido (RL).....	79
4.3.3 – Eficiência reduzida (η')	81
4.3.4 – Número de Euler (Eu)	85
4.3.5 – Capacidade (Q)	87
4.3.6 – Diâmetro de corte (d_{50}).....	90
4.3.7 – Reprodutibilidade nos pontos centrais.....	93
4.4 – Simulação fluidodinâmica	93
4.4.1 – Teste de independência de malha	93
4.4.2 – Resultados de simulação para análise da influência da viscosidade	95

CONCLUSÃO.....	99
5.1 – Conclusão	99
5.1.1 – Configuração geométrica otimizada	99
5.1.2 – Planejamento Composto Central	100
5.1.3 – Simulações fluidodinâmicas	101
5.2 – Sugestões para futuros trabalhos	101
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	103
APÊNDICE A – INTERFACE GRÁFICA E DIAGRAMA DE BLOCOS DO SISTEMA DE CONTROLE.....	109
APÊNDICE B – CERTIFICADOS DE ANÁLISE.....	111
APÊNDICE C – DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DA ROCHA FOSFÁTICA ...	114
APÊNDICE D – RESULTADOS PARA A MELHOR CONFIGURAÇÃO GEOMÉTRICA DE SEPARAÇÃO	115
APÊNDICE E – RESULTADOS DO PLANEJAMENTO COMPOSTO CENTRAL	117
APÊNDICE F – RESULTADOS DOS TESTES COM SOLUÇÕES DE SACAROSE.....	118

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Exemplificação do design de hidrociclones classificadores (A) e hidrociclones concentradores (B) (SVAROVSKY, 2000)	18
Figura 2.2 – Seções do hidrociclone (NAPIER-MUNN <i>et al.</i> , 1996).....	19
Figura 2.3 – Diferentes configurações de entrada do fluido (MARTHINUSSEN, 2011).....	21
Figura 2.4 – Fluxo de curto-circuito e escoamento de recirculação em um hidrociclone (SVAROVSKY, 2000)	22
Figura 2.5 – Distribuição de velocidade radial (SVAROVSKY, 2000).....	25
Figura 2.6 – Distribuição de velocidade tangencial (SVAROVSKY, 2000)	26
Figura 2.7 – Distribuição de velocidade axial (vertical) (SVAROVSKY, 2000)	27
Figura 2.8 – Efeito <i>fish-hook</i> observado para partículas esféricas de alumínio em diferentes velocidades (ABDOLLAHZADEH <i>et al.</i> , 2015)	32
Figura 2.9 – Vista superior de um hidrociclone na qual é demonstrada a partícula na posição de coleta d_{50}	35
Figura 2.10 – Tensão de cisalhamento por taxa de formação (BIRD <i>et al.</i> , 2004)	37
Figura 3.1 – Unidade experimental de hidrocyclonagem.....	49
Figura 3.2 – Tanque de alimentação, A – solução de sacarose; B – suspensão de rocha fosfática.	51
Figura 3.3 – Representação tridimensional dos módulos do hidrociclone, em que: 1 – <i>overflow</i> ; 2 – <i>vortex finder</i> ; 3 – alimentação; 4 – região cônica; 5 – <i>underflow</i>	51
Figura 3.4 – Representação em corte transversal do hidrociclone modular.....	52
Figura 3.5 – Distribuição granulométrica da rocha fosfática.	54
Figura 3.6 – Módulos intercambiáveis de região cônica (θ) e diâmetro de <i>underflow</i> (D_u) utilizados para obtenção da melhor configuração de separação	56
Figura 3.7 – Detalhes da malha computacional desenvolvida: visão geral e lateral	63
Figura 4.1 – Níveis de viscosidades utilizados no PCC em função da taxa de cisalhamento ..	65
Figura 4.2 – Eficiência global e reduzida de separação mediante variação de D_u e θ	67
Figura 4.3 – Superfície de resposta para eficiência global de separação.....	68
Figura 4.4 – Razão de líquido mediante variação de D_u e θ	69
Figura 4.5 – Superfície de resposta para razão de líquido.....	70
Figura 4.6 – Eficiência de separação da rocha fosfática em função da razão de líquido.	71

Figura 4.7 – Eficiência de separação predita e eficiência de separação experimental	72
Figura 4.8 – RL predita e RL experimental	72
Figura 4.9 – Histograma de resíduos para a resposta eficiência global de separação.....	73
Figura 4.10 – Histograma de resíduos para a resposta razão de líquido.....	73
Figura 4.11 – Distribuição dos resíduos para a resposta razão de líquido.....	74
Figura 4.12 – Distribuição dos resíduos para a resposta eficiência de separação.....	74
Figura 4.13 – Função Objetivo (FO) para as configurações geométricas testadas.	75
Figura 4.14 – Distribuição de resíduos para a resposta de eficiência de separação	78
Figura 4.15 – Eficiências preditas e eficiências obtidas experimentalmente	78
Figura 4.16 – Superfície de resposta da eficiência global de separação mediante variação de P e μ	79
Figura 4.17 – Valores de razão de líquido para os experimentos do PCC.....	80
Figura 4.18 – Superfície de resposta para RL mediante variação da viscosidade e pressão.	81
Figura 4.19 – Eficiência global e reduzida nos experimentos do PCC.....	82
Figura 4.20 – Distribuição de resíduos para a resposta eficiência reduzida de separação	83
Figura 4.21 – Eficiências reduzidas preditas e obtidas experimentalmente	83
Figura 4.22 – Superfície de resposta da eficiência reduzida de separação mediante variação da pressão e viscosidade da solução.....	84
Figura 4.23 – Número de Euler para os hidrociclos dos experimentos do PCC.....	85
Figura 4.24 – Distribuição de resíduos para número de Euler.	86
Figura 4.25 – Valores de Eu preditos e valores de Eu obtidos.....	86
Figura 4.26 – Superfície de resposta para Eu mediante variação da pressão e viscosidade.	87
Figura 4.27 – Capacidade de processamento para os hidrociclos do PCC.....	88
Figura 4.28 – Distribuição de resíduos para capacidade de processamento.....	88
Figura 4.29 – Capacidades de operação preditas e obtidas experimentalmente.....	89
Figura 4.30 – Superfície de resposta para Q ($m^3.h^{-1}$) mediante variação da pressão e viscosidade da solução	89
Figura 4.31 – Diâmetro de corte para os hidrociclos do PCC.....	90
Figura 4.32 – Distribuição de resíduos para diâmetro de corte.....	91
Figura 4.33 – Valores preditos e valores obtidos para diâmetro de corte.....	91
Figura 4.34 – Superfície de resposta para d_{50} (μm) mediante variação da pressão e viscosidade da solução.....	92

Figura 4.35 – Eficiência granulométrica para os experimentos 9 e 10 do PCC.....	93
Figura 4.36 – Perfil de velocidade tangencial em diferentes viscosidades.....	96
Figura 4.37 – Perfil de velocidade axial em diferentes viscosidades.....	97
Figura 4.38 – Contorno de pressão estática para solução de 26,12 cP.....	98
Figura A1 – Interface gráfica do sistema de controle, <i>software LABVIEW® 14.</i>	109
Figura A2 – Diagrama de blocos do sistema de controle, <i>software LABVIEW® 14.</i>	110
Figura B1 – Certificado de calibração e rastreabilidade das nanoesferas do <i>Mastersizer 2000</i>	112
Figura B2 – Distribuição granulométrica das nanoesferas padrão.....	113

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Razões geométricas para algumas das principais famílias de hidrociclones (SVAROVSKY, 1984)	17
Tabela 3.1 – Medidas do hidrociclone modular.	52
Tabela 3.2 – Níveis dos fatores que compõem o primeiro planejamento de experimentos.	55
Tabela 3.3 – Matriz codificada do Planejamento Composto Central.	58
Tabela 3.4 – Correspondência entre os fatores e suas formas modificadas.	59
Tabela 3.5 – Sacarose adicionada para obtenção da viscosidade, soluções a 25°C.	60
Tabela 3.6 – Validação metodológica da separação de rocha fosfática em solução de sacarose em diferentes viscosidades.	62
Tabela 3.7 – Resumo das condições de contorno e parâmetros de simulação computacional.....	64
Tabela 4.1 – Eficiência, razão de líquido, eficiência reduzida e valor da função objetivo para as diferentes configurações de hidrociclone.	66
Tabela 4.2 – Razão de líquido, eficiências de separação, Euler, capacidade de processamento e diâmetro de corte para os experimentos do PCC.	76
Tabela 4.3 – Resultados da regressão múltipla para a resposta razão de líquido	80
Tabela 4.4 – Parâmetros e condições de contorno no teste de independência de malha	94
Tabela 4.5 – Pressão de entrada e razão de líquido no teste de independência de malha.....	94
Tabela B1 – Comparação entre os valores de viscosidade com fluido padrão e viscosidade de referência em diferentes temperaturas.....	111
Tabela C1 – Distribuição granulométrica da rocha fosfática.	114
Tabela D1 – Resultados obtidos nos experimentos de determinação da melhor configuração geométrica de separação.....	115
Tabela E1 – Resultados obtidos nos experimentos do Planejamento Composto Central.	117
Tabela F1 – Teste preliminar às simulações fluidodinâmicas com soluções de sacarose, na viscosidade de 9,88 cP.....	118
Tabela F2 – Teste preliminar às simulações fluidodinâmicas com soluções de sacarose, na viscosidade de 12,0 cP.....	119
Tabela F3 – Teste preliminar às simulações fluidodinâmicas com soluções de sacarose, na viscosidade de 18,0 cP.....	119

Tabela F4 – Teste preliminar às simulações fluidodinâmicas com soluções de sacarose, na viscosidade de 24,0 cP.....	120
Tabela F5 – Teste preliminar às simulações fluidodinâmicas com soluções de sacarose, na viscosidade de 26,12 cP.....	120

SIMBOLOGIA

c	- Função de Reynolds associada a velocidade tangencial	$M^0 L^0 T^0$
c_v	- Concentração volumétrica de sólidos na alimentação	$M^0 L^0 T^0$
c_{vu}	- Concentração volumétrica de sólidos no <i>underflow</i>	$M^0 L^0 T^0$
c_w	- Concentração mássica de sólidos na alimentação	$M^0 L^0 T^0$
c_{wu}	- Concentração mássica de sólidos no <i>underflow</i>	$M^0 L^0 T^0$
d_p	- Diâmetro da partícula	$M^0 L^1 T^0$
d_{50}	- Diâmetro de corte	$M^0 L^1 T^0$
d'_{50}	- Diâmetro de corte reduzido	$M^0 L^1 T^0$
d^*	- Parâmetro dos modelos de distribuição granulométrica	$M^0 L^1 T^0$
D_c	- Diâmetro da parte cilíndrica do hidrociclone	$M^0 L^1 T^0$
D_i	- Diâmetro do duto de alimentação	$M^0 L^1 T^0$
D_o	- Diâmetro do <i>overflow</i> do hidrociclone codificado	$M^0 L^1 T^0$
D_u	- Diâmetro do <i>underflow</i>	$M^0 L^1 T^0$
D_x	- Diâmetro do <i>vortex finder</i>	$M^0 L^1 T^0$
Eu	- Número de Euler	$M^0 L^0 T^0$
F_c	- Força centrífuga	$M^1 L^{-1} T^{-2}$
F_d	- Força de arraste	$M^1 L^{-1} T^{-2}$
FO	- Função objetivo	$M^0 L^0 T^0$
F_{RL}	- Função auxiliar para razão de líquido	$M^0 L^0 T^0$
F_η	- Função auxiliar para eficiência total	$M^0 L^0 T^0$
g	- Aceleração gravitacional	$M^0 L^1 T^{-2}$

$G(d_p)$	– Eficiência granulométrica individual da partícula de diâmetro d_p	$M^0 L^0 T^0$
$G'(d_p)$	– Eficiência granulométrica reduzida da partícula de diâmetro d_p	$M^0 L^0 T^0$
H	– Altura total do hidrociclone	$M^0 L^1 T^0$
K_1	– Constante dimensional associada ao diâmetro de corte	$M^0 L^1 T^0$
L	– Comprimento do hidrociclone	$M^0 L^1 T^0$
L_c	– Comprimento da parte cilíndrica do hidrociclone	$M^0 L^1 T^0$
M_b	– Massa do béquer	$M^1 L^0 T^0$
M_{b+s}	– Massa do béquer massa do béquer com sólido seco	$M^1 L^0 T^0$
M_{b+su}	– Massa do béquer com suspensão	$M^1 L^0 T^0$
M_s	– Massa do sólido seco	$M^1 L^0 T^0$
M_{su}	– Massa de suspensão	$M^1 L^0 T^0$
n	– Parâmetro dos modelos de distribuição granulométrica	$M^0 L^0 T^0$
N	– Constante empírica associada a velocidade tangencial	$M^0 L^0 T^0$
Q	– Vazão volumétrica de alimentação do hidrociclone	$M^0 L^3 T^{-1}$
Q_o	– Vazão volumétrica do <i>overflow</i>	$M^0 L^3 T^{-1}$
Q_u	– Vazão volumétrica do <i>underflow</i> do hidrociclone	$M^0 L^3 T^{-1}$
r	– Raio da parte cilíndrica do hidrociclone	$M^0 L^1 T^0$
Re	– Número de Reynolds	$M^0 L^0 T^0$
RL	– Razão de líquido	$M^0 L^0 T^0$
RL^{\max}	– Maior valor de razão de líquido nos experimentos de otimização	$M^0 L^0 T^0$
RL^{\min}	– Menor valor de razão de líquido nos experimentos de otimização	$M^0 L^0 T^0$
rpm	– Rotações por minuto	$M^0 L^0 T^{-1}$
S_{tk50}	– Número de Stokes	$M^0 L^0 T^0$
u_c	– Velocidade superficial no corpo cilíndrico do hidrociclone	$M^0 L^1 T^{-1}$

u_i	– Velocidade de entrada do fluido	$M^0 L^1 T^{-1}$
u_θ	– Velocidade tangencial	$M^0 L^1 T^{-1}$
u_z	– Velocidade axial do fluido	$M^0 L^1 T^{-1}$
v_a	– Velocidade da partícula na direção vertical.	$M^0 L^1 T^{-1}$
v_r	– Velocidade da partícula na direção radial	$M^0 L^1 T^{-1}$
v_t	– Velocidade da partícula na direção tangencial	$M^0 L^1 T^{-1}$
W	– Taxa mássica da alimentação	$M^1 L^0 T^{-1}$
W_s	– Taxa mássica de sólidos na alimentação	$M^1 L^0 T^{-1}$
W_{su}	– Taxa mássica de sólidos no <i>underflow</i>	$M^1 L^0 T^{-1}$
W_u	– Taxa mássica do <i>underflow</i>	$M^1 L^0 T^{-1}$
W_o	– Taxa mássica do <i>overflow</i>	$M^1 L^0 T^{-1}$
x_C	– Variável codificada relacionada com a concentração	$M^0 L^0 T^0$
x_P	– Variável codificada relacionada com a pressão.	$M^0 L^0 T^0$
x_μ	– Variável codificada relacionada com a viscosidade	$M^0 L^0 T^0$
X	– Fração mássica da partícula na alimentação menor que certo diâmetro analisado	$M^0 L^0 T^0$
X_u	– Fração mássica da partícula no <i>underflow</i> menor que certo diâmetro analisado	$M^0 L^0 T^0$
ρ	– Densidade da suspensão da alimentação	$M^1 L^{-3} T^0$
ρ_s	– Densidade da partícula	$M^1 L^{-3} T^0$
ρ_{H_2O}	– Densidade da água	$M^1 L^{-3} T^0$
ρ_u	– Densidade da suspensão do <i>underflow</i>	$M^1 L^{-3} T^0$
θ	– Ângulo do tronco de cone do hidrociclone codificado	$M^0 L^0 T^0$
μ	– Viscosidade da suspensão	$M^1 L^{-1} T^{-1}$

η	– Eficiência total	$M^0 L^0 T^0$
η^{\max}	– Maior valor de eficiência de separação nos experimentos de otimização .	$M^0 L^0 T^0$
η^{\min}	– Menor valor de eficiência de separação nos experimentos de otimização .	$M^0 L^0 T^0$
η'	– Eficiência total reduzida	$M^0 L^0 T^0$
τ	– Tensão exercida sobre um fluido	$M^1 L^{-1} T^{-2}$
τ_0	– Tensão crítica de escoamento	$M^1 L^{-1} T^{-2}$
ΔP	– Queda de pressão do hidrociclone codificada	$M^0 L^0 T^0$
$\Delta \rho$	– Diferença entre as densidades do líquido e do sólido	$M^1 L^{-3} T^0$

RESUMO

A separação de partículas sólidas presentes em misturas fluidas de alta viscosidade é requerida em várias operações industriais, como nas produções de petróleo, alimentos e beneficiamento de minérios. Nas indústrias de petróleo, além da preocupação ambiental, há a necessidade de remoção de partículas sólidas da fase fluida para eliminar interferências no funcionamento de equipamentos e controles. A viscosidade da suspensão é uma variável operacional não muito abordada no processo de separação por hidrociclos, e estudos envolvendo sólidos em fluidos newtonianos são comumente limitados às suspensões sólido-água. A fim de contribuir com o conhecimento da influência da reologia do fluido aplicado ao processo de separação em hidrociclos, objetivou-se, neste trabalho, realizar a separação de partículas em soluções de sacarose com diferentes viscosidades via hidrocyclonagem. Para tanto, avaliou-se primeiramente a melhor configuração que, concomitantemente, produzisse elevada taxa de coleta de sólidos e reduzida perda de líquido pelo *underflow*. Neste primeiro estudo, analisaram-se duas variáveis geométricas, diâmetro de *underflow* e angulação da região cônica, que foram avaliadas em cinco níveis, totalizando 25 experimentos. Através de regressões múltiplas das respostas obtidas para eficiência de separação e razão de líquido, obteve-se correlações empíricas e foram geradas superfícies de respostas. Após seleção da melhor configuração de separação, esta geometria foi utilizada em um Planejamento Composto Central (PCC) constituído de 17 experimentos, os quais visavam analisar a influência de três variáveis: viscosidade, pressão e concentração de sólidos. Os níveis de viscosidade estudados variaram de 9,88 a 26,12 cP, os valores de pressão de 19,18 a 40,82 psi, para níveis de concentração de sólido na suspensão, de 1,65 a 4,35% em volume. Neste segundo planejamento, foram obtidos altos valores de eficiência global de separação (73,1 a 93,3%), mantendo-se ainda, baixas razões de líquido (valor médio de 19,8%). Foram também avaliados a capacidade de operação, eficiência reduzida de separação, número de Euler e diâmetro de corte. Por meio de análise estatística, constatou-se que a maximização da separação foi associada às altas pressões e menores valores de viscosidade, sendo esta última variável, a mais significativa nas respostas analisadas. Por fim, foram aplicadas técnicas de CFD com o intuito de simular o escoamento interno do hidrociclo utilizado no PCC. Nas simulações, foram analisados os perfis de velocidade tangencial e axial em quatro posições do separador, nas quais pôde-se observar alta influência da viscosidade no perfil de velocidade tangencial.

PALAVRAS-CHAVE: Hidrocyclonagem; Otimização; Planejamento de experimentos; Separação sólido-líquido; Viscosidade.

ABSTRACT

The separation of solid particles present in high viscous fluid mixtures is required in several industrial operations, such as in petroleum production, food and mineral processing. In the oil and gas industries, in addition to the environmental concern, there is also the need to remove solid particles from the fluid phase to eliminate interferences in the operation of equipment and controls. Suspension viscosity is an operational variable not widely addressed in the hydrocyclone separation process, and studies involving solids in Newtonian fluids are commonly limited to solid-water suspensions. In order to contribute to the knowledge of the rheology of the fluid applied to the separation process in hydrocyclones, the present work had the aim of separating particles of sucrose solutions with different viscosities by hydrocyclone. For this, the best configuration was firstly evaluated, which concomitantly produced a high rate of collection of solids and reduced loss of liquid by underflow. In this first part, two geometric variables, underflow diameter and angulation of the conical section, were analyzed in five levels, totalizing 25 trials. Through multiple regression of the responses obtained for separation efficiency and split ratio, empirical mathematical models and response surfaces were generated. After selecting the best separation configuration, this geometry was used in a Central Composite Design, consisting of 17 trials, which aimed to analyze the influence of three variables: viscosity, pressure and solids concentration. The viscosity levels studied ranged from 9.88 to 26.12 cP, the pressure values from 19.18 to 40.82 psi, and the suspension solid concentration levels from 1.65 to 4.35% in volume. With the accomplishment of the Central Composite Design, it was obtained high values of global separation efficiency (73.1 to 93.3%), still maintaining low split ratios (average value of 19.8%). The operating capacity, reduced efficiency, Euler number and cutting diameter were also evaluated. Through statistical analysis and model equations, the maximization of the separation was associated with high pressures and lower values of viscosity, the latter being the most significant variable in the analyzed responses. Lastly, CFD techniques were applied in order to simulate the internal flow of the "optimal" hydrocyclone. In the simulations, the tangential and axial velocity profiles were analyzed in four positions of the separator, in which a high influence of the viscosity could be observed in the tangential velocity profile.

KEYWORDS: Hydrocyclone; Optimization; Experimental design; Solid-liquid separation; Viscosity.

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

Diversas operações industriais requerem a separação de material sólido presente em misturas fluidas de alta viscosidade. Nestas condições, podem-se citar variados exemplos, como nas indústrias de petróleo, alimentícia e de mineração. A presença de partículas sólidas na produção de petróleo afeta o processo além do que tange à preocupação ambiental, problemas oriundos da presença de sólidos se intensificam com o tempo de operação de um poço de petróleo, criando uma variedade de dificuldades para a indústria petrolífera, dentre estas, pode-se destacar (MARTHINUSSEN, 2011):

- Os sólidos interferem no controle e nos instrumentos, reduzindo a segurança e confiabilidade do sistema;
- Entupimento de válvulas, reduzindo a capacidade operacional, segurança e confiabilidade;
- A erosão reduz a vida útil do equipamento;
- Riscos substanciais podem ocorrer pela combinação da erosão e corrosão;

Na mineração, a reologia de suspensões nos processos de beneficiamento de minérios é considerada uma importante variável em projetos, análise e otimização (SHI & NAPIER-MUNN, 1996). A separação de sólidos em fluidos viscosos na indústria alimentícia, pode ser encontrada no processo de concentração de polpas e separação de sementes (BERK, 2009).

Aplicado em uma grande gama de indústrias que envolvem processos de separação, o hidrociclone tem seu funcionamento baseado na diferença de densidade entre os componentes, auxiliado pela força centrífuga criada pelo fluxo rotacional (DELFOSS *et al.*, 2004).

O hidrociclone possui características desejáveis em termos operacionais na indústria, tais como (SVAROVSKY, 2000):

- Não apresenta partes móveis em sua montagem;

- Possui baixa complexidade mecânica;
- Baixo custo de fabricação e instalação;
- Baixo gasto em manutenção, devido a simples configuração mecânica;
- Tamanho demasiadamente reduzido quando comparado a outros separadores;
- É de simples operação e pode ser configurado em baterias para o aumento de sua capacidade;

Por apresentarem grande versatilidade operacional, os hidrociclos são aplicados nos mais variados processos de separação sólido-líquido, como deslamagem, pré-concentração, fracionamento, espessamento, recuperação de líquidos, entre outros, podendo ser encontrados em variados setores industriais, dentre eles, o têxtil, químico, alimentício, petroquímico, metalúrgico, tratamento de água e efluentes, sendo empregado como operação unitária de separação e/ou concentração, atuando pela diferença de tamanho e densidade (ALMEIDA, 2008).

O corpo do hidrociclo é constituído basicamente por uma seção cilíndrica superior associado a um corpo cônico inferior. O equipamento possui altas eficiências de separação quando aplicado a materiais particulados com tamanhos na faixa de 5 a 400 μm . Em relação as suas dimensões, os hidrociclos apresentam grande variação em seu diâmetro, podendo ser encontrados equipamentos com 10 mm a valores superiores a 1,5 m. São utilizados em processos que operam em diversas pressões, que variam de 0,34 a 6 bar, e as capacidades de processamento das unidades podem alcançar valores acima de 7000 $\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ (SVAROVSKY, 2000).

Como já ressaltado, os hidrociclos são equipamentos utilizados no processo de separação em variadas aplicações, no entanto, são amplamente usados para separações envolvendo fluidos compostos basicamente de sólido-água, enquanto muitos dos fluidos nos quais poderia ser potencialmente utilizado, são mais viscosos que a água (MARTHINUSSEN *et al.*, 2014). O estudo da separação de sólidos em fluidos newtonianos pela utilização de hidrociclos, é grandemente direcionado a soluções com baixas viscosidades, próximas ou iguais às da água. Pode-se destacar os processos de separação sólido-fluido por hidrociclonagem com suspensões newtonianas, a separação de sólidos do óleo pesado na extração do petróleo, e o processo de beneficiamento de minérios em baixas concentrações mássicas de sólidos (MARTHINUSSEN, 2011; HEALY *et al.*, 1993).

Em estudos com hidrociclos envolvendo a variação da viscosidade do fluido, a alteração desta propriedade pode ser feita por meio da adição de componentes à água,

proporcionando variação no nível de viscosidade e comportamento do fluido como um fluido newtoniano, ou ainda não-newtoniano, como, por exemplo, a adição de goma xantana ou carboximetilcelulose (CMC), na qual, o fluido teria comportamento pseudoplástico. Neste segundo caso, a depender das condições operacionais, a viscosidade pode variar dentro do hidrociclone durante o processo, decorrendo do não atingimento de um determinado nível de tensão de cisalhamento. A fim de garantir que, em cada teste, a viscosidade seria constante em um valor estipulado, considerando qualquer posição no interior do equipamento, optou-se pelo estudo somente com fluidos newtonianos.

1.1 – Objetivos de estudo

Mediante os aspectos mencionados, o presente trabalho tem como objetivo otimizar a separação de partículas por hidrociclos em processos com fluidos newtonianos. Tratando-se de objetivos específicos de estudo, destacam-se:

- Avaliar a influência da variação do diâmetro de *underflow* e angulação de tronco cone e obter correlações empíricas que representem o processo;
- Obter a melhor geometria modular, que maximize a eficiência de separação e, concomitantemente, apresente baixa razão de líquido;
- Analisar a influência de variáveis operacionais (viscosidade, pressão e concentração volumétrica de sólidos) no processo de separação mediante a obtenção de correlações empíricas que expressem a significância das variáveis operacionais nas respostas de eficiência global de separação, eficiência reduzida, número de Euler, capacidade de processamento e diâmetro de corte;
- Simular o escoamento interno do hidrociclo de melhor configuração geométrica através da aplicação de técnicas de fluidodinâmica computacional.

A fim de melhor orientar a leitura da tese, é apresentado nos parágrafos a seguir, um resumo dos temas abordados em cada capítulo.

No Capítulo 2, denominado “Revisão Bibliográfica”, são apresentados conceitos teóricos sobre os hidrociclos, discorrendo-se sobre o seu princípio de funcionamento, sua classificação e principais variáveis de estudo. São também abordados conceitos reológicos associados ao processo de separação, bem como pesquisas já realizadas em termos semelhantes à esta tese.

No Capítulo 3, “Materiais e Métodos”, são apresentados os equipamentos componentes da unidade experimental, as características granulométricas do sólido utilizado, a metodologia experimental adotada, como também, os níveis das variáveis geométricas e operacionais, bem como os modelos e parâmetros adotados na simulação fluidodinâmica.

Os resultados referentes a obtenção da melhor configuração geométrica, assim como as respostas nos experimentos oriundos do Planejamento Composto Central (PCC), são apresentados no Capítulo 4, denominado “Resultados e Discussão”. Além disso, resultados de simulação fluidodinâmica de fluidos viscosos são também descritos neste capítulo.

A conclusão da tese é descrita no Capítulo 5, neste capítulo, são também apresentadas sugestões para trabalhos futuros. Por fim, após as Referências Bibliográficas, são apresentados os Apêndices com certificados de calibração instrumental, bem como dados mais detalhados dos resultados.

CAPÍTULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 – Hidrociclone

2.1.1 – Aplicação industrial e áreas de estudo

Possuindo as vantagens em termos de estrutura e funcionalidade já destacadas, os hidrociclos apresentam uma vasta gama de aplicação industrial e áreas de estudo científico, o equipamento é utilizado na concentração de soluções em separações sólido-líquido, limpador ou classificador, e também utilizado em separações líquido-líquido. (ALVES, 2012).

Nestas últimas décadas, o estudo da utilização do hidrociclo na separação de componentes em diferentes áreas, demonstrou sua aplicabilidade em diversos meios de separação, como: células animais (PINTO *et al.*, 2008; CASTILHO & MEDRONHO, 2002), argila formada por cinzas vulcânicas (BOYLU *et al.*, 2010), partículas ultrafinas (ENDRES *et al.*, 2012; NEESSE *et al.*, 2004; NEESSE *et al.*, 2015), leveduras (PINTO *et al.*, 2013 e BICALHO *et al.*, 2013), microrganismos (HABIBIAN *et al.*, 2008), dentre outros.

2.1.2 – Famílias de hidrociclos

Em sua classificação, os hidrociclos são divididos em famílias, estas consideram as dimensões geométricas em função do diâmetro da seção cilíndrica (D_c). Essa proporcionalidade geométrica é diretamente relacionada com a eficiência de separação dos equipamentos a um determinado tamanho de partícula. Pode-se citar, como exemplo, as

famílias Rietema, Bradley, Krebs, Demco, Mosley, dentre outras. A Tabela 2.1 apresenta as relações geométricas para diferentes famílias de hidrociclones (SVAROVSKY, 1984).

Tabela 2.1 – Razões geométricas para algumas das principais famílias de hidrociclones (SVAROVSKY, 1984).

Família	D_i / D_c	D_o / D_c	D_u / D_c	L / D_c	$\theta (\circ)$
Rietema	0,280	0,340	0,400	5,000	20,0
Bradley	0,133	0,200	0,330	6,850	9,0
Mosley	0,154	0,214	0,570	7,430	6,0
Warman	0,290	0,200	0,310	4,000	15,0
Hi-Klone	0,175	0,250	0,920	5,600	10,0
RW 2515	0,200	0,320	0,800	6,240	15,0
Demco	0,240	0,313	0,833	3,900	20,0

2.1.3 – Hidrociclones concentradores e clarificadores

Os hidrociclones, por sua grande aplicabilidade, podem ser projetados para diferentes funções, basicamente, o aparelho pode ser dividido em duas categorias: hidrociclones concentradores e hidrociclones clarificadores.

Segundo Svarovsky (2000), os equipamentos projetados com o intuito de eliminar a maior quantidade de líquido (fase contínua) no *underflow* (corrente concentrada) são denominados hidrociclones concentradores. Os equipamentos nesta configuração, possuem grandes ângulos de inclinação (região cônica larga), característica que propicia rápido acúmulo de sólidos nas paredes mediante o choque do fluido nestes locais, favorecendo assim a concentração.

Já os hidrociclones projetados a fim de produzir correntes de *overflow* mais límpidas, são denominados hidrociclones clarificadores. Nesta configuração, os aparelhos possuem pequenos ângulos na região cônica, não apresentando zona de recirculação e favorecendo a coleta de partículas finas, estas partículas são geralmente os maiores resíduos presentes na corrente clarificada. A Figura 2.1 apresenta a diferença nos ângulos da região cônica para estes dois tipos de hidrociclones.

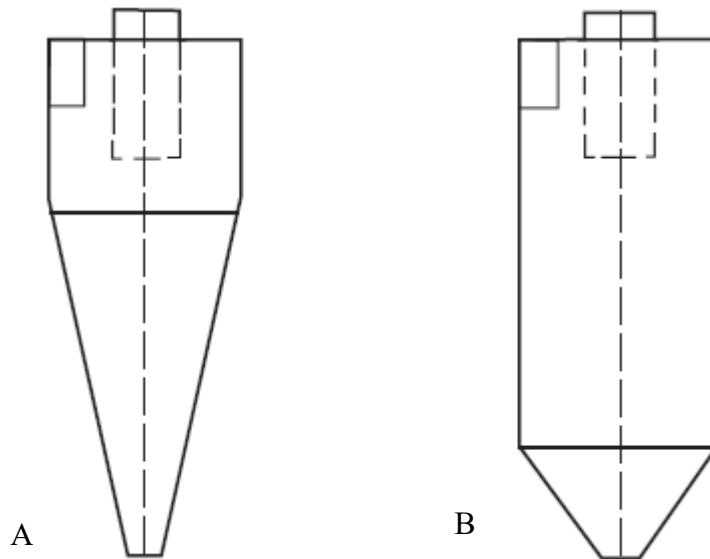


Figura 2.1 – Exemplificação do design de hidrociclones clarificadores (A) e hidrociclones concentradores (B) (SVAROVSKY, 2000).

2.2 – Princípio de funcionamento

Sem a complexidade mecânica e a utilização de partes móveis, os hidrociclones possuem o mesmo princípio de funcionamento das centrífugas: sedimentação em um campo centrífugo (SVAROVSKY, 2000). O equipamento é formado por uma seção cilíndrica e uma cônica, nas quais respectivamente estão localizadas a saída superior (*overflow*) e inferior (*underflow* ou *apex*), como mostrado na Figura 2.2.

A alimentação do hidrociclone, dotada de energia de pressão, é tangencialmente injetada no topo da parte cilíndrica do equipamento. Devido ao movimento rotacional que o fluido assume, a aceleração centrífuga gerada, atua diretamente nas partículas do meio, forçando-as a mover-se em direção à parede do equipamento (ALDRICH, 2015). Pela abertura do *underflow* ser pequena, somente parte do líquido consegue passar, fazendo com que o líquido não eliminado na parte inferior do aparelho, volte formando um vórtice interno ascendente, e seja expelido pelo *overflow*, como mostrado na Figura 2.2.

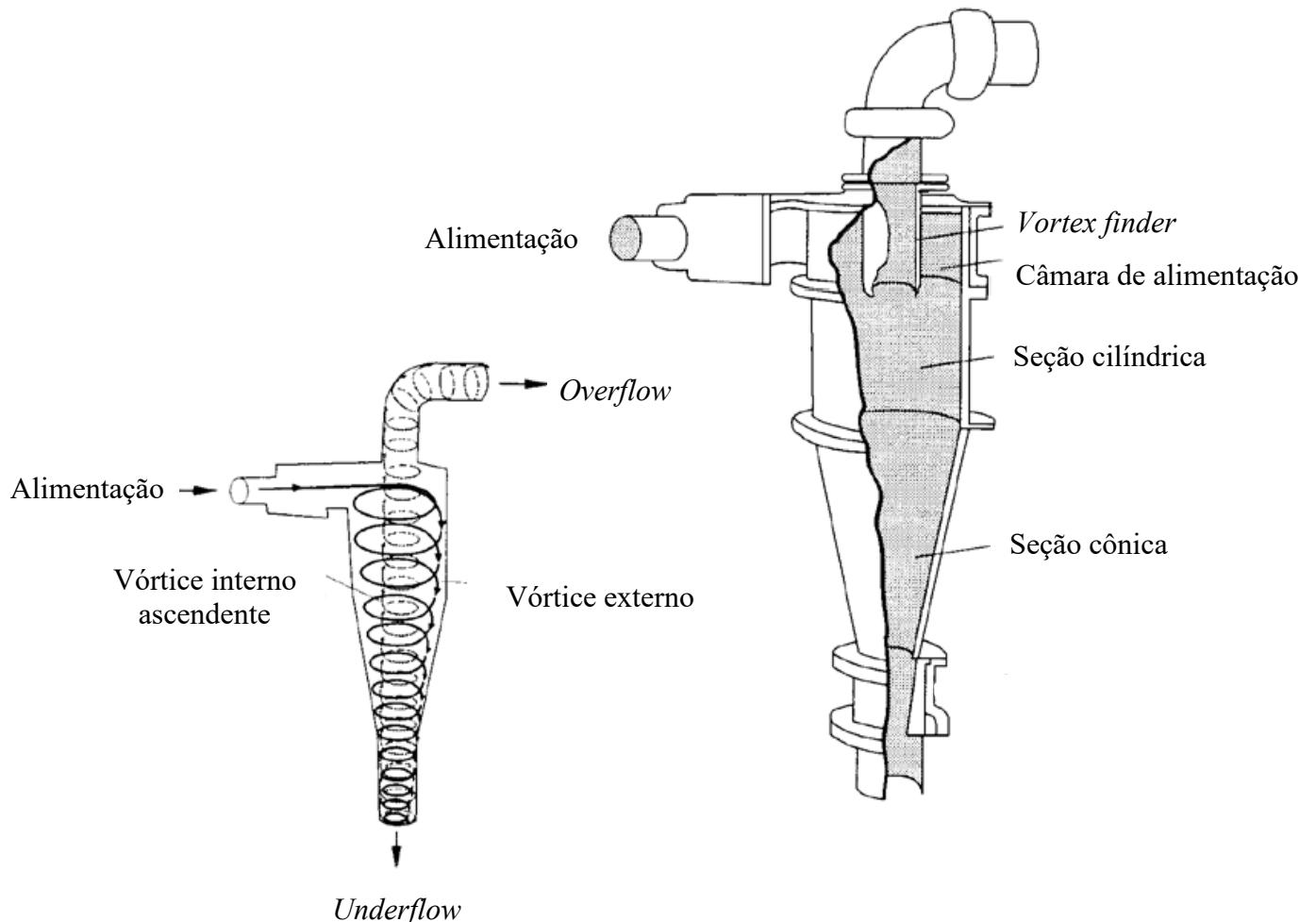


Figura 2.2 – Seções do hidrociclone (NAPIER-MUNN *et al.*, 1996)

A força centrífuga (F_C) que atua na partícula, é fortemente influenciada pelo diâmetro da partícula (d_p), sua velocidade na direção tangencial (v_t), bem como a diferença de densidade entre a partícula (ρ_s) e o fluido (ρ), e o raio da parte cilíndrica do hidrociclone (r), como mostrado na Equação (2.1). A força centrífuga tem a magnitude igual à massa do elemento de partícula multiplicada por sua aceleração centrípeta, além desta força, atuam ainda na partícula a força de empuxo, oriunda do gradiente de densidade entre o fluido e a partícula, e a força de arraste, por tratar-se de um escoamento em mais de uma fase (BICALHO, 2011).

$$F_C = \frac{\pi d_p^3}{6} \frac{(\rho_s - \rho)}{r} v_t^2 \quad (2.1)$$

Por sua pouca influência, a atuação da gravidade pode ser desconsiderada, podendo-se operar hidrociclos inclinados ou até mesmo invertidos. A força de arraste é apresentada na

Equação (2.2), em que é v_r a velocidade da partícula na direção radial, e μ a viscosidade do meio. A velocidade terminal da partícula é determinada pelo balanço de forças que nela atuam e seu módulo é definido de acordo com sua forma e tamanho (SVAROVSKY, 2000; BICALHO, 2011). Consideram-se coletadas as partículas que conseguem atingir a parede, com isso, partículas com maior dimensão e peso são submetidas a maiores forças centrífugas, sendo assim direcionadas à parede. Partículas menores, que possuem menores velocidades terminais e não possuem tempo suficiente para alcançarem a parede, são arrastadas pelo vórtice interno e descarregadas no *overflow*. A força de arraste (F_d) na qual a partícula é submetida, é apresentada na Equação (2.2).

$$F_d = 3\mu\pi d_p v_r \quad (2.2)$$

2.2.1 – Configuração da entrada

Uma importante configuração a ser observada no projeto de hidrociclones, é a forma com que é introduzido o fluido na seção de entrada do aparelho. Por atuar com diferentes tipos de materiais nas mais diversas aplicações, a configuração de entrada de um hidrociclone pode sofrer alteração mediante sua empregabilidade.

Existem diferentes configurações da seção transversal de entrada, podendo ser circular ou retangular (com o lado mais comprido paralelo ao eixo do aparelho), sendo esta última, ligeiramente melhor, pois, para a mesma área de fluxo, aproxima as partículas da parede na entrada. Outra diferente configuração possível na alimentação, consiste em variar o número de correntes de entrada no aparelho, no qual uma única entrada tangencial apresenta ser a configuração mais comum, no entanto, uma entrada dupla é comumente usada em separações líquido-líquido (ALDRICH, 2015).

Pode-se ainda, modificar a forma da entrada na direção do fluxo, na qual, ao invés de uma entrada tangencial, a alimentação entra através de uma espiral (evoluta), que supostamente minimiza o ângulo de intersecção entre a alimentação de entrada e o fluido já rotativo dentro do aparelho, reduzindo a turbulência e energia requerida (ALDRICH, 2015). A Figura 2.3 ilustra diferentes formas de entrada do fluido:

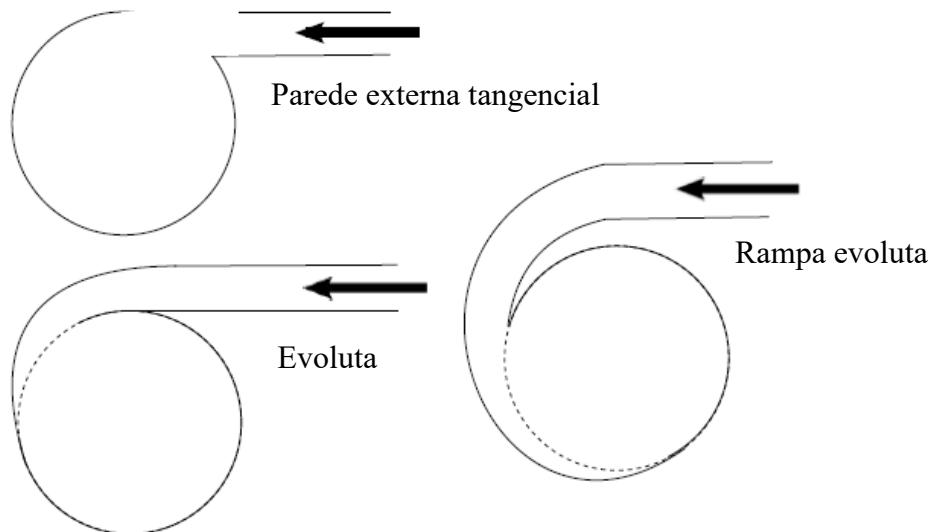


Figura 2.3 – Diferentes configurações de entrada do fluido (MARTHINUSSEN, 2011).

2.2.2 – Configuração de *underflow*

Na operação de hidrociclones com o orifício de *underflow* aberto a atmosfera, o descarregamento da corrente concentrada pode assumir diferentes formas de acordo com a distribuição de tamanho das partículas na alimentação, eficiência de separação e o tamanho do diâmetro do *underflow*. Para uma baixa concentração de sólidos no *underflow*, ocorre a descarga em forma de *spray*, pois o fluido de descarga ainda possui alta rotação. Em tais condições, o *air core* dentro do aparelho é ventilado para atmosfera através do centro da descarga do *spray*. Quando uma maior concentração de sólidos é descarregada pelo *underflow* devido ao aumento da concentração da alimentação ou pela eficiência de separação, ou ainda pela diminuição do diâmetro de saída, o fluxo da camada limite que transporta as partículas para o interior do *underflow* une-se a esta corrente, saindo como uma descarga em “corda”, não mais proporcionando um *spray*. O orifício de *underflow* fica sobrecarregado, e significativas quantidades de sólidos começam a transbordar, resultando em perda de eficiência. Em um estrangulamento adicional do *underflow*, a descarga torna-se vagorosa e assume uma forma ondulada, existindo um risco agudo de obstrução da saída (sendo que a obstrução da saída de *underflow* pode ocorrer antes deste estado ser alcançado) (SVAROVSKY, 2000).

Ainda de acordo com Svarovsky (2000), a forma mais simples e fácil de se operar um hidrociclone é mediante a abertura do *underflow* e do *overflow* para atmosfera, garantindo o equilíbrio hidráulico entre as duas saídas.

2.2.3 – Fluxo de curto-circuito

Parte da alimentação pode passar diretamente da parte superior do separador para a corrente de *overflow* no interior do *vortex finder*, sem que ao menos tenha sofrido ação do campo centrífugo das zonas inferiores do equipamento, o fluxo que segue este padrão é denominado fluxo de curto-circuito (MOGNON, 2015). O fluxo cruzado na parte superior do aparelho existe devido à obstrução da velocidade tangencial e ocorre devido a regiões de baixa pressão próximas à parede do ciclone em conjunto com as regiões interiores de baixa pressão (MARTHINUSSEN, 2011). Mediante tal fenômeno indesejado, dá-se a necessidade da instalação de um tubo na região superior interna, funcionando como uma saída do *overflow*, indo de encontro ao vórtice interno ascendente, daí o nome *vortex finder*. Uma ilustração deste fenômeno é visualizada na Figura 2.4.

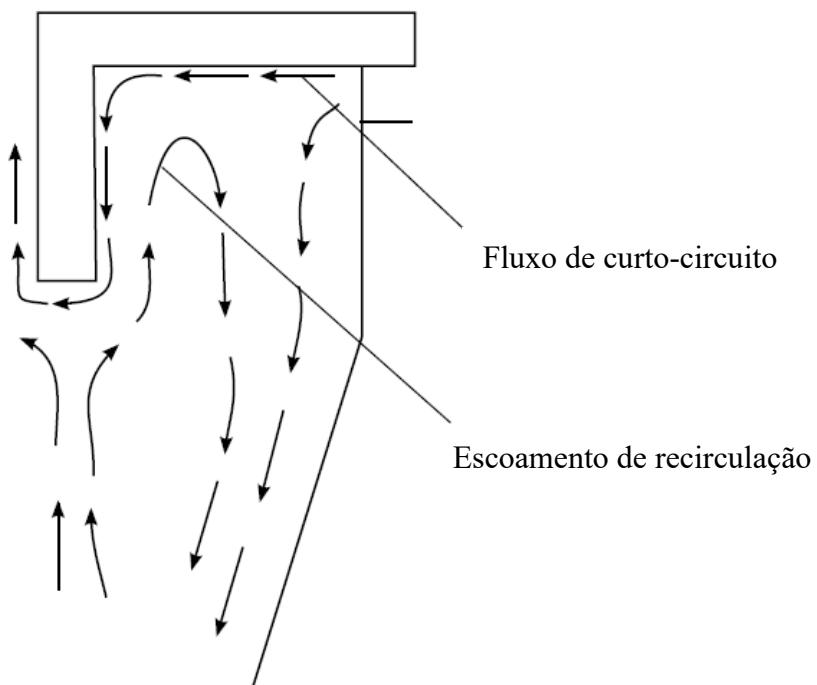


Figura 2.4 – Fluxo de curto-circuito e escoamento de recirculação em um hidrociclone.
(SVAROVSKY, 2000).

2.2.4 – Escoamento de recirculação

No processo de separação, o escoamento no interior do hidrociclone é fundamentalmente dividido em vórtice externo e interno, direcionados respectivamente ao *underflow* e ao *overflow*. Todavia, parte do fluxo ascendente do vórtice interno recircula, isso ocorre devido ao fluxo vertical ascendente que pode existir na região exterior da parede externa do *vortex finder*. O fluxo que passa a parede exterior do *vortex finder* recircula na forma de redemoinho ou turbilhão, tal ocorrência pode ser explicada pela incapacidade da abertura do *vortex finder* em decorrência ao fluxo natural ascendente (SVAROVSKY, 2000). A Figura 2.4, presente no Item 2.2.3, apresenta o escoamento de recirculação.

2.3 – Grupos adimensionais aplicados a hidrociclos

No interior de um hidrociclone, o escoamento ocorre tridimensionalmente (radial, axial e tangencial). Tal fenômeno faz com que sua descrição matemática seja demasiadamente complexa para a aplicação prática, pois envolve o uso das equações da continuidade e quantidade de movimento, tridimensionais e transientes. Sendo assim, o estudo com hidrociclos tem se fundamentado na utilização de grupos adimensionais.

Os grupos adimensionais importantes no estudo de hidrociclos, são os números de Stokes (S_{tk50}), Euler (Eu) e Reynolds (Re), estes estão respectivamente relacionados com o poder de classificação, com o custo energético e com o tipo de escoamento, cujas expressões são apresentadas pelas Equações (2.3) a (2.5) (ALDRICH, 2015).

$$S_{tk50} = \frac{(\rho_s - \rho) u_c (d_{50})^2}{18 \mu D_c} \quad (2.3)$$

$$Eu = \frac{2(-\Delta P)}{\rho u_c^2} \quad (2.4)$$

$$Re = \frac{\rho D_c u_c}{\mu} \quad (2.5)$$

As Equações (2.3) a (2.5) usam a velocidade de suspensão no corpo da região cilíndrica do hidrociclone (u_c), sendo calculada pela Equação (2.6), em que, Q representa a vazão de alimentação ($\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$).

$$u_c = \frac{4Q}{\pi D_c^2} \quad (2.6)$$

2.4 – Padrões de escoamento

O padrão de escoamento em um hidrociclone tem simetria circular, com exceção da região interna e circunvizinha ao duto de alimentação. O fluxo de velocidade pode ser decomposto em três componentes: velocidade radial v_r , velocidade tangencial v_t e velocidade axial ou vertical v_a , estas podem ser analisadas separadamente. Dados experimentais da literatura com valores obtidos por Kelsall (1952), como citado por Svarovsky (2000), são mostrados nas Figuras 2.5 a 2.7. Nestas mesmas imagens, observa-se a coluna de ar (*air core*) formada na região central de escoamento. De acordo com Doby (2008), a existência de dois vórtices em sentidos opostos dentro do hidrociclone, provoca um gradiente de alta pressão na direção radial. Se ambas saídas do aparelho estão abertas à pressão atmosférica, uma região de pressão inferior a atmosférica pode ser criada, originando o um núcleo gasoso comumente denominado *air core*. De acordo com Bradley (1965), a formação do *air core* é um indicativo da estabilidade do *vortex*. No caso onde não há comunicação das saídas com a atmosfera, o *core* pode ainda existir na forma de vapor e gases de componentes no líquido.

2.4.1 – Velocidade radial

Os componentes de velocidade radial são normalmente menores quando comparados aos componentes das duas outras velocidades, sendo ainda também mais difíceis em sua medição (SVAROVSKY, 2000). Observa-se na Figura 2.5 que a orientação da velocidade radial é em direção ao interior do equipamento e sua magnitude decresce com a diminuição do raio.

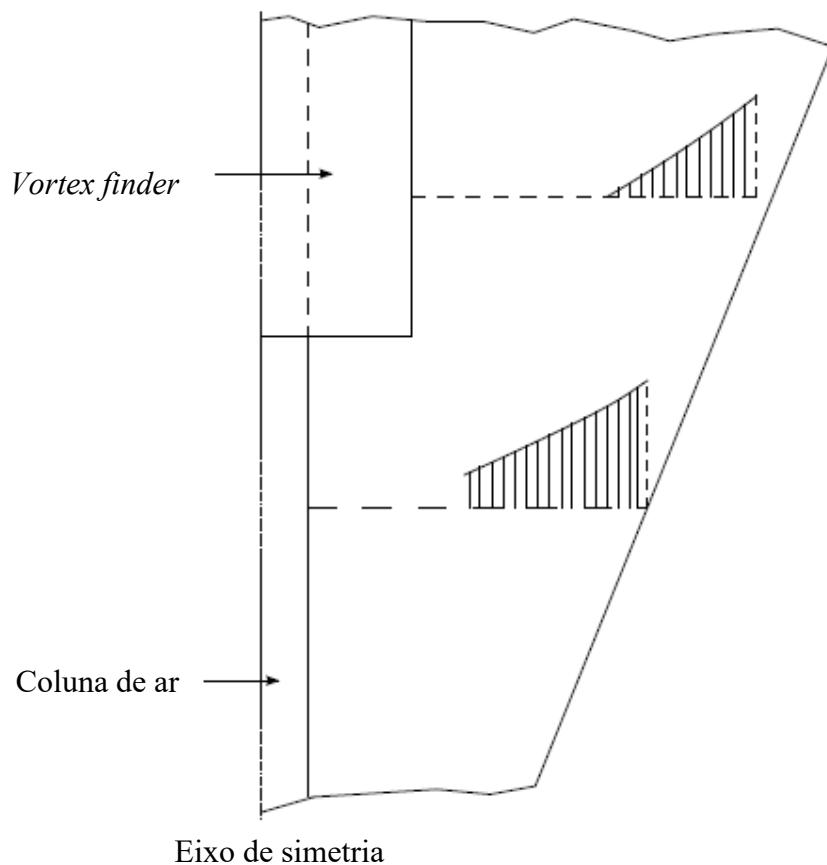


Figura 2.5 – Distribuição de velocidade radial (SVAROVSKY, 2000).

2.4.2 – Velocidade tangencial

Para um nível abaixo do *vortex finder*, a velocidade tangencial (v_t) aumenta consideravelmente com o decréscimo do raio, dado um raio menor que o do *vortex finder*, este comportamento pode ser expresso pela Equação (2.7). Nesta relação, n normalmente assume valores entre 0,6 e 0,9. Pelo aumento do valor do raio, há um decréscimo no valor da velocidade tangencial proporcional a r (MARTHINUSSEN, 2011).

$$v_t r^n = \text{constante} \quad (2.7)$$

Para níveis acima do *vortex finder* a queda da velocidade tangencial com o aumento do raio é consideravelmente menor quando comparada a níveis abaixo do *vortex finder*, como pode ser visualizado na Figura 2.6.

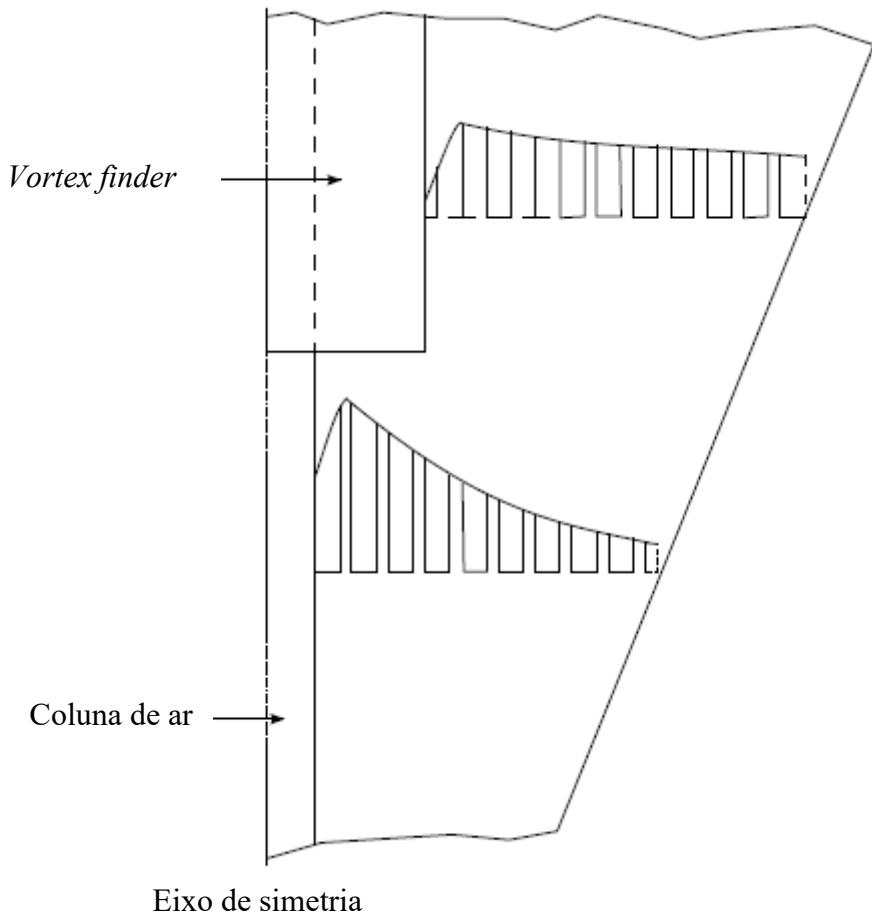


Figura 2.6 – Distribuição de velocidade tangencial (SVAROVSKY, 2000).

2.4.3 – Velocidade axial ou vertical

Como mostrado na Figura 2.7, para regiões abaixo do *vortex finder*, é notável o fluxo descente para regiões próximas à parede do hidrociclone, como também, o perfil oposto da região central, no qual a velocidade axial aumenta consideravelmente em direção ascendente com a diminuição do raio. Entre estes comportamentos, há o local onde a velocidade vertical é nula (LZVV – *Locus of zero vertical velocities*) (MARTHINUSSEN, 2011).

Para a região acima do *vortex finder*, ocorre o fluxo descente próximo à região do *vortex finder* e a parede da região cilíndrica do aparelho.

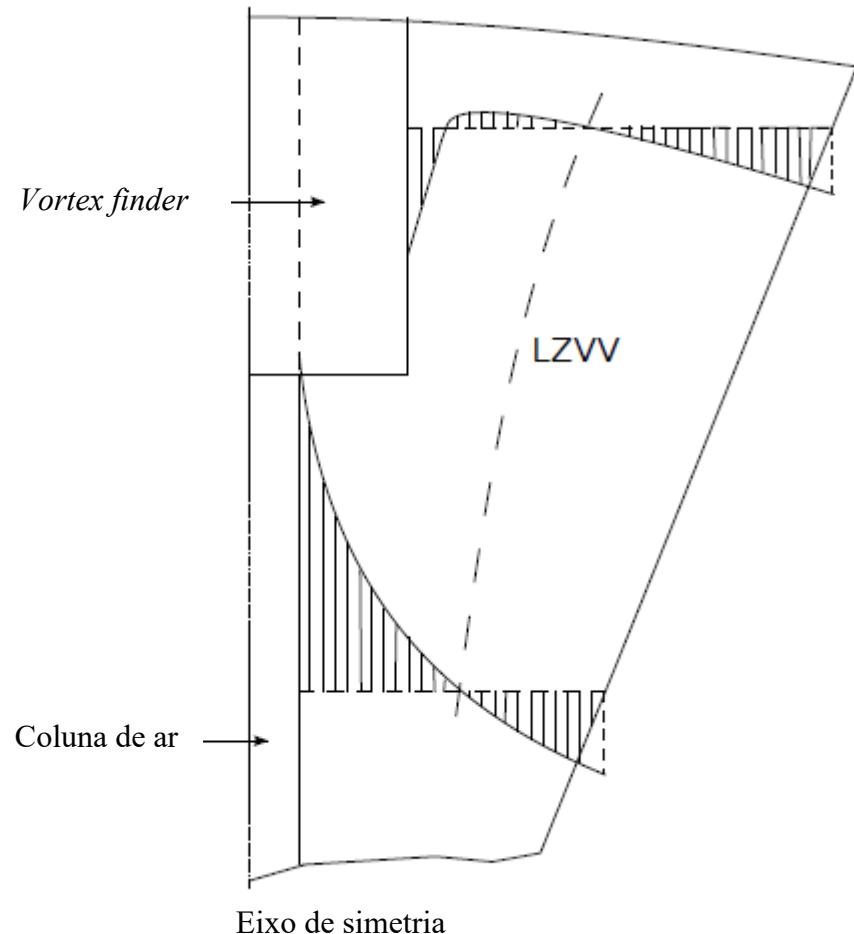


Figura 2.7 – Distribuição de velocidade axial (vertical) (SVAROVSKY, 2000)

2.5 – Variáveis associadas ao estudo de hidrociclones

No estudo e desenvolvimento de geometrias de hidrociclone, para melhor compreensão e caracterização da separação sólido-líquido, faz-se necessário lançar mão de uma série de variáveis, ou índices de desempenho associados ao equipamento. Para tanto, são apresentados a seguir, parâmetros usuais da prática industrial e amplamente reportados na literatura.

2.5.1 – Vazões volumétricas

As vazões volumétricas das correntes de *underflow* e da alimentação, podem ser respectivamente calculadas através das seguintes Equações (2.8) e (2.9):

$$Q_u = \frac{W_u}{\rho_u} \quad (2.8)$$

$$Q = \frac{W}{\rho} \quad (2.9)$$

em que, W_u e W são vazões mássicas medidas no *underflow* e na entrada, ρ_u e ρ são respectivamente as densidades das suspensões do *underflow* e da alimentação, estas são função da densidade da água e do sólido e das respectivas concentrações mássicas, como demonstram as Equações (2.10) e (2.11):

$$\rho_u = \frac{\rho_{H_20}}{1 - c_{wu} \left(1 - \frac{\rho_{H_20}}{\rho_s} \right)} \quad (2.10)$$

$$\rho = \frac{\rho_{H_20}}{1 - c_w \left(1 - \frac{\rho_{H_20}}{\rho_{H_20}} \right)} \quad (2.11)$$

2.5.2 – Concentrações volumétricas

As concentrações volumétricas das correntes de entrada (c_v) e *underflow* (c_{vu}) foram determinadas através das respectivas Equações (2.12) e (2.13), em que c_w e c_{wu} são, respectivamente, as concentrações mássicas das correntes de alimentação e *underflow*, estas últimas tiveram sua medição realizada por meio do procedimento descrito adiante no Item 3.4.2.

$$c_v = \frac{1}{\left[\frac{\rho_s}{\rho_{H_20}} \left(\frac{1}{c_w} - 1 \right) + 1 \right]} \quad (2.12)$$

$$c_{vu} = \frac{1}{\left[\frac{\rho_s}{\rho_{H_2} 0} \left(\frac{1}{c_{wu}} - 1 \right) + 1 \right]} \quad (2.13)$$

2.5.3 – Razão de líquido

A razão de líquido (RL), é a razão entre a quantidade de líquido direcionada ao *underflow* e a quantidade total de líquido presente na alimentação, podendo ser expressa tanto em razão da vazão volumétrica ou da vazão mássica, como mostra a Equação (2.14). Esta variável possui um papel importante em processos de concentração, sendo desejado seu valor mínimo nestes casos.

$$RL = \frac{Q_u(1-c_{vu})}{Q(1-c_v)} = \frac{W_u(1-c_{wu})}{W(1-c_w)} \quad (2.14)$$

2.5.4 – Eficiência total de separação

A eficiência total de separação (η), expressa a quantidade mássica de sólidos coletados no *underflow* em relação a quantidade mássica presente na corrente de alimentação do hidrociclone, sua fórmula é expressa conforme Equação (2.15):

$$\eta = \frac{c_{wu} W_u}{c_w W} \quad (2.15)$$

Em seu funcionamento, o hidrociclone independentemente da força centrífuga, age como um divisor de fluxo, arrastando parte das partículas para o *underflow*, tal fenômeno é comumente denominado efeito “T”.

2.5.5 – Eficiência de separação reduzida

A eficiência de separação reduzida, apresentada na Equação (2.16), é uma correção a eficiência total, de modo que considera apenas os sólidos coletados exclusivamente mediante atuação do campo centrífugo, isto é, desconsiderando o efeito da divisão de fluxo (efeito “T”),

quantificado pela razão de líquido. Tal consideração, torna-se necessária para determinadas configurações de hidrociclones, nos quais os valores de razão de líquido são demasiadamente grandes, fazendo com que a capacidade de separação do campo centrífugo não seja bem quantificada pela eficiência total (MOGNON, 2015).

$$\eta' = \frac{\eta - RL}{1 - RL} \quad (2.16)$$

2.5.6 – Eficiência granulométrica

Conhecida também por eficiência de tamanho, a eficiência granulométrica $G(d_p)$ relaciona o poder de separação do hidrociclone em relação a um tamanho específico de partícula, sendo tipificada com características de probabilidade (SILVA, 2012). A curva de eficiência granulométrica é também conhecida como curva de distribuição de probabilidade, pois a curva representa a probabilidade de partículas de determinado tamanho serem separadas na corrente de *underflow* (CHU *et al.*, 2004).

Como mostrado na Equação (2.17), a eficiência granulométrica para um determinado diâmetro de partícula (d_p), pode ser obtida através da razão entre a quantidade de material recuperado no *underflow* pela quantidade alimentada no hidrociclone, em que, os termos $\Delta X_u(d_p)$ e $\Delta X(d_p)$ são, respectivamente, as frações de sólidos com diâmetro característico (d_p) da corrente de *underflow* e da alimentação, podendo ser obtidos através da análise granulométrica da respectiva corrente, e, W_{su} e W_s , as taxas mássicas de sólidos das correntes de *underflow* e alimentação, respectivamente.

$$G(d_p) = \frac{W_{su}\Delta X_u(d_p)}{W_s\Delta X(d_p)} \quad (2.17)$$

Mediante o conceito de eficiência total de coleta (η), apresentado na Equação (2.15), obtém-se a simplificação da Equação (2.17), apresentada na Equação (2.18).

$$G(d_p) = \eta \frac{\Delta X_u(d_p)}{\Delta X(d_p)} \quad (2.18)$$

2.5.7 – Eficiência granulométrica reduzida

Semelhantemente à eficiência total reduzida, a eficiência granulométrica reduzida considera somente a atuação do campo centrífugo aplicado na separação das partículas por tamanho, sendo, portanto, desconsiderado o efeito da razão de líquido, como mostra a Equação (2.19).

$$G'(d_p) = \frac{G(d_p) - RL}{1 - RL} \quad (2.19)$$

2.5.8 – Efeito *fish-hook*

Há uma série de questões relacionadas com o funcionamento de um hidrociclone que permanecem sem explicações claras, muitas vezes levando a algum nível de discordia sobre a sua causa e efeito. Um efeito que tem sido objeto de discussão ao longo dos anos, é referido como *fish-hook* (BOURGEOIS & MAJUMDER, 2013; MAJUMDER *et al.*, 2003).

A curva que relaciona a eficiência de coleta de um hidrociclone em função do diâmetro das partículas, é normalmente bem representada por modelos tipo *Rosin-Rammler* e Sigmóide, com formato tipo “S”, em que partículas com menores diâmetros possuem menores eficiências de coleta, entretanto, tratando-se de partículas finas e ultrafinas, este comportamento pode ser alterado (MOGNON, 2015). O efeito *fish-hook* é caracterizado pela inversão da curva de eficiência granulométrica em função do tamanho de partículas, isto é, diminuição anormal de eficiência para maiores diâmetros.

Embora este efeito tenha sido observado em um número considerável de trabalhos, pesquisadores compartilham opiniões diferentes sobre o fenômeno. Há uma linha defendida de que o efeito *fish-hook* é um fenômeno físico real, enquanto um segundo grupo argumenta que este é relacionado a erros de medição. Nageswararao (2000) concluiu que o efeito é de ocorrência esporádica e aleatória, causada por imprecisão de medidas não afetando a eficiência do processo, uma conclusão não muito diferente é defendida por Flinthoff *et al.* (1987), que afirma que o efeito *fish-hook* é decorrente de aglomeração de partículas finas e/ou erros em procedimentos experimentais. Bourgeois & Majumder (2013), por meio da análise da variabilidade granulométrica de partículas de sílica, concluíram que o efeito *fish-hook* é na verdade um fenômeno físico. A Figura 2.8, apresentada em Abdollahzadeh *et al.* (2015),

exemplifica este comportamento obtido na separação de microesferas de alumínio em diferentes velocidades de entrada. Observa-se que, para partículas entre 1 e 4 μm a eficiência de separação decresceu com o aumento de dimensão da partícula.

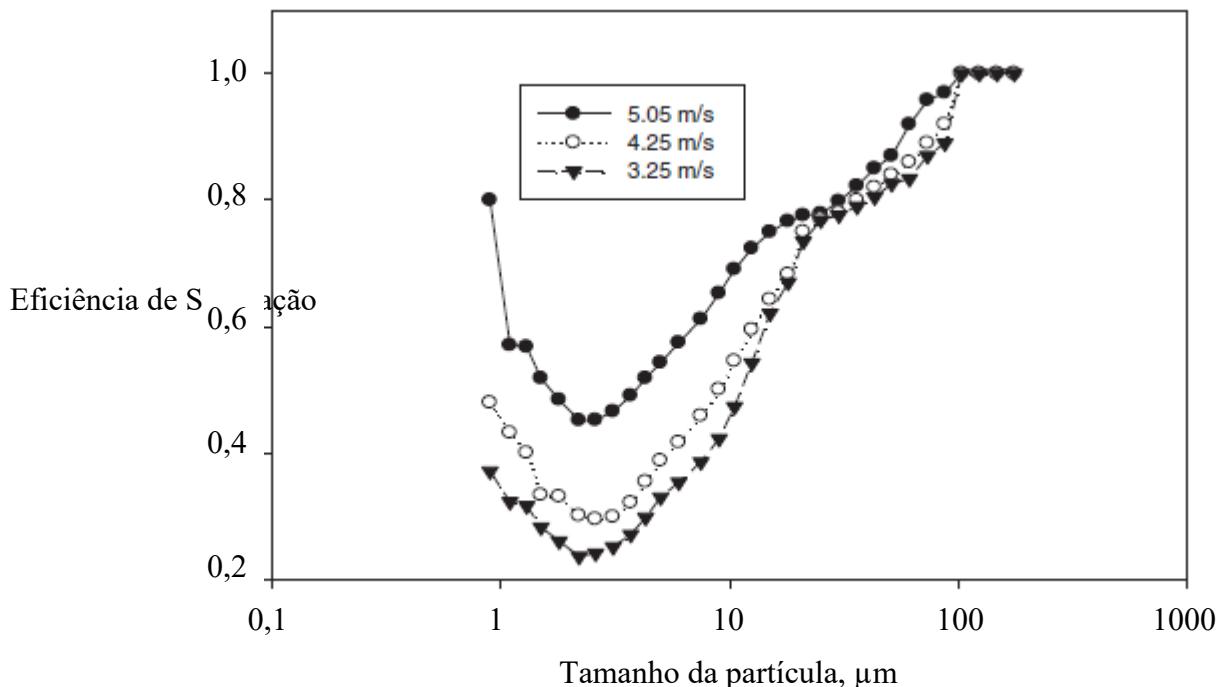


Figura 2.8 – Efeito *fish-hook* observado para partículas esféricas de alumínio em diferentes velocidades (ABDOLLAHZADEH *et al.*, 2015).

2.6 – Teorias clássicas de separação em hidrociclonas

Através de considerações teóricas e de natureza empírica, os modelos de separação em hidrociclonas foram desenvolvidos para estimar a eficiência de separação e quedas de pressão (CHEN *et al.*, 2000; BICALHO, 2011). Os principais modelos existentes atualmente são: teoria da órbita de equilíbrio, teoria populacional, teoria do escoamento bifásico turbilhonar e teoria do tempo de residência. Estes quatro modelos são apresentados de modo sucinto nos tópicos seguintes.

2.6.1 – Teoria de órbita de equilíbrio

A Teoria da órbita de equilíbrio, assume que as partículas do processo de hidrociclonagem estão sujeitas a duas forças opostas: força centrífuga e força de arraste, a primeira atuando no sentido da parede do equipamento, já a segunda no sentido do eixo central do hidrociclone.

Esta teoria pressupõe que para uma determinada dimensão, a partícula obterá uma posição de equilíbrio na órbita radial, isto é, local onde há equilíbrio entre a velocidade terminal de sedimentação no campo centrífugo e a velocidade radial do líquido no sentido do eixo do equipamento. Conforme sua dimensão, a partícula será separada por uma determinada corrente de velocidade axial, de acordo com a posição de equilíbrio na órbita radial em que se encontrar, isto é, uma partícula com maior dimensão atingirá uma posição na órbita de equilíbrio mais próxima da parede, local onde a velocidade axial do fluido tem sentido descendente, fazendo com que a partícula seja dirigida para o *underflow*. Já partículas de menor dimensão, assumirão uma posição na órbita de equilíbrio mais próximas ao centro, onde a velocidade axial do fluido possui sentido ascendente e, consequentemente, direcionando a partícula ao *overflow*.

O diâmetro de corte, d_{50} , é definido como o diâmetro da partícula que possui a mesma probabilidade de ser separada tanto no *overflow* quanto no *underflow*, isto é, possui 50% de chance de ser coletada por uma das correntes, seu diâmetro possui dimensão cuja órbita de equilíbrio coincide no local em que a velocidade vertical do fluido é zero (LZVV), velocidade mencionada na distribuição de velocidade axial (Item 2.4.3) e ilustrada na Figura 2.7 (CHEN *et al.*, 2000).

2.6.2 – Teoria de balanço populacional

Sugerido por Fahlstrom (1960), o modelo de balanço populacional propõe que o diâmetro de corte é função da distribuição granulométrica das partículas na alimentação, e do diâmetro do orifício de *underflow*. Pela teoria, o efeito de concentração no *underflow*, ou populacional, afeta a correlação de forças, a tal ponto que o diâmetro de corte pode ser estimado pela massa recuperada no *underflow*.

O efeito populacional está sujeito à proximidade física das partículas sólidas e não dependendo da massa, e sim do volume destas. As informações estabelecidas através desta teoria, explicam diversas observações qualitativas na hidrocyclonagem, como a presença de sólidos grossos na corrente de *overflow* (VIEIRA, 2006).

2.6.3 – Teoria do escoamento bifásico turbilhonar

Nos modelos teóricos comentados anteriormente, não é incluso em suas hipóteses básicas o efeito da turbulência no processo de separação. O efeito da turbulência altera o perfil de velocidades, modificando, consequentemente, características do equipamento como

separador. A teoria turbilhonar deve ser sempre usada em conjunto com outros modelos por não se configurar em um modelo propriamente dito, sua principal questão é como o perfil de velocidade tangencial é modificado pela turbulência, isto é, o efeito no expoente c na equação para velocidade tangencial, Equação (2.20), em que, N é uma constante empírica e c é uma função de Reynolds.

$$u_\theta = \frac{N}{r^c} \quad (2.20)$$

2.6.4 – Teoria do tempo de residência

O modelo do tempo de residência foi proposto inicialmente por Rietema (1961), tal modelo é fonte no embasamento de diversas equações semi-empíricas utilizadas na literatura na previsão do desempenho do separador.

Esta construção teórica, fundamenta-se na hipótese de que uma dada partícula é coletada, quando consegue se deslocar radialmente da entrada até à parede do hidrociclone em um tempo menor ou igual ao tempo de residência, isto é, tempo em que a partícula permanece no interior do hidrociclone.

O modelo tem como base outras hipóteses, tais como a consideração do regime de Stokes para a velocidade terminal, distribuição homogênea das partículas no duto de alimentação, e a negligência dos efeitos de concentração e turbulência no processo de separação.

Ao considerar a distribuição homogênea das partículas na alimentação, o diâmetro de corte de separação (d_{50}) será o tamanho da partícula que, ao entrar exatamente no centro do duto de alimentação, será separada no tempo de residência disponível, como mostrado na Figura 2.9.

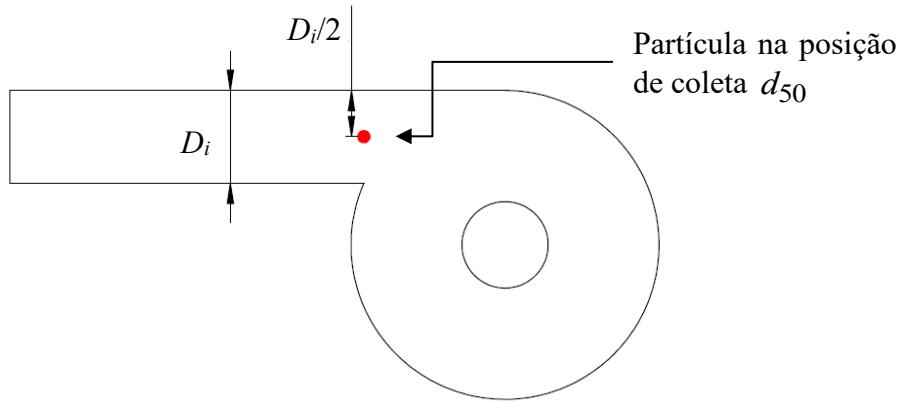


Figura 2.9 – Vista superior de um hidrociclone na qual é demonstrada a partícula na posição de coleta d_{50} .

O significado matemático desta consideração, implica que a velocidade de queda radial da partícula integrada ao longo do tempo, equivale à metade do diâmetro do duto de alimentação (D_i), como representado na Equação (2.21):

$$\int_0^T v_r dt = \frac{D_i}{2} \quad (2.21)$$

em que v_r , apresentada na Equação (2.22), é obtida a partir da velocidade tangencial do fluido u_θ :

$$v_r = \frac{(d_{50})^2 \Delta \rho (u_\theta)^2}{18 \mu r} \quad (2.22)$$

O tempo de residência é a relação entre as proporções do hidrocyclones e as definições de velocidade axial do fluido, exibida na Equação (2.23).

$$u_z = \frac{dz}{dt} \quad (2.23)$$

Ao considerar que um escoamento perto da parede segue o contorno desta, a seguinte relação é proposta (Equação 2.24):

$$\frac{dz}{dr} = \frac{L}{R} \quad (2.24)$$

Rietema (1961) combinou as equações anteriores com a seguinte expressão de queda de pressão (Equação 2.25):

$$\Delta P = \rho \int_0^R \frac{u_\theta^2}{r} dr \quad (2.25)$$

Obtendo, assim, a seguinte relação final, apresentada na Equação (2.26):

$$\frac{d_{50}^2 \Delta \rho L_c \Delta P}{\mu \rho Q_a} = \frac{36 u_Z R}{\pi u_i D_i} \quad (2.26)$$

2.7 – Reologia

A reologia, do grego “estudo do fluxo”, pode ser definida como o estudo do fluxo e da deformação da matéria, que descreve a inter-relação entre força, deformação e tempo, *i.e.*, caracterizar a deformação e o escoamento de uma fase sob a influência de uma tensão. (MEZGER, 2006; MALVERN INC., 2016).

2.7.1 – Viscosidade

Viscosidade é a propriedade física que caracteriza a resistência de um fluido ao escoamento a uma dada temperatura. Pode ser definida como a propriedade associada à resistência que um fluido oferece à deformação por cisalhamento, tipo de tensão gerado por forças aplicadas em sentidos opostos, porém, em direções semelhantes no material analisado (FERREIRA *et al.*, 2005; MALVERN INC., 2016). A Figura 2.10 mostra a tensão de cisalhamento em função da taxa de deformação para fluidos newtonianos e não newtonianos sob temperatura e pressão constantes.

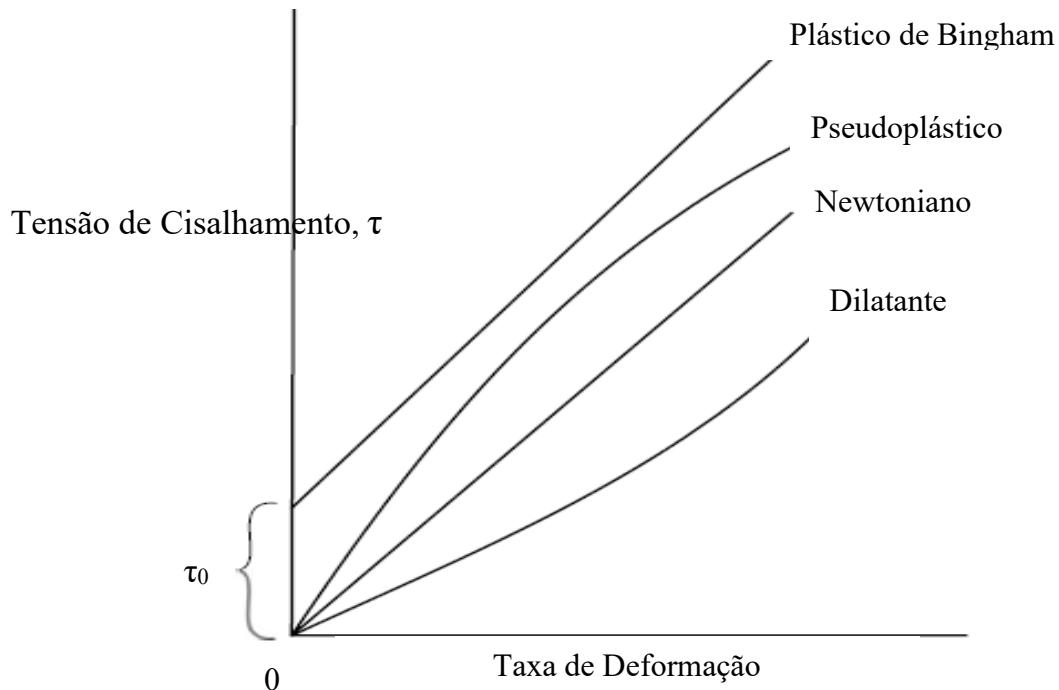


Figura 2.10 – Tensão de cisalhamento por taxa de deformação (BIRD *et al.*, 2004).

Fluidos nos quais a tensão de cisalhamento é diretamente proporcional à taxa de deformação são denominados fluidos newtonianos, cujo comportamento é apresentado na Equação (2.27). Caso contrário, os fluidos são classificados como não newtonianos, estes, são geralmente classificados como tendo comportamento dependente ou independente do tempo. Os fluidos em que a viscosidade aparente decresce conforme a taxa de deformação aumenta, são denominados fluidos pseudoplásticos, a maior parte dos fluidos não newtonianos se enquadra neste grupo. Caso a viscosidade aparente aumente conforme o aumento da taxa de deformação, o fluido é chamado dilatante (FOX, 2010).

$$\tau_{xy} \propto \frac{du}{dy} \quad (2.27)$$

2.7.2 – Viscosidade de líquidos

Sob a mesma condição de temperatura e pressão, a viscosidade de um líquido é consideravelmente maior do que a viscosidade de um gás. De uma forma geral, a viscosidade aumenta com o peso molecular e decresce significativamente com o aumento de temperatura. O decréscimo da viscosidade devido ao aumento de temperatura acontece devido a expansão

do líquido à medida que a temperatura sobe, facilitando as moléculas deslizarem umas pelas outras.

A viscosidade de um líquido pode ser também alterada pela adição de outras substâncias como sal, açúcar ou polímeros. Neste trabalho, optou-se pela adição da sacarose como agente modificador de viscosidade. A sacarose possui alta solubilidade em água, é mais barata quando comparada com outros produtos disponíveis e, outra vantagem de seu uso, é que a solução age com comportamento newtoniano para uma grande variação de concentrações, diferentemente de vários produtos que são comumente usados como o álcool polivinílico e mistura de borato (MATHLOUTHI & REISER, 1995).

2.7.3 – Efeito da viscosidade em parâmetros da hidrociclonagem

2.7.3.1 – Efeito da viscosidade no diâmetro de corte

O efeito da viscosidade no diâmetro de corte, em princípio, pode ser pređito por modelos clássicos de desempenho (HOFFMANN & STEIN, 2008). Um destes modelos é o de Barth (Equação 2.28), chamado de “modelo de órbita de equilíbrio”, descrito no Item 2.6.1:

$$d_{50} = \sqrt{\frac{V_{rCS} 9 \mu D_x}{(\rho_s - \rho_l) v_{tCS}^2}} \quad (2.28)$$

em que, o subscrito *CS* denota a velocidade na superfície cilíndrica obtida pelo prolongamento do *vortex finder*, D_x o diâmetro do *vortex finder*, v_r e v_t são, respectivamente, a velocidade radial e tangencial em coordenadas cilíndricas. Esta equação é o resultado do balanço de forças entre a força centrífuga e a força de arraste, que atua no fluido da parte externa para a parte interna do hidrociclone em direção as saídas. Outro modelo é o de Rietema (1959), apresentado na Equação (2.29):

$$3,5 = \frac{d_{50}^2 (\rho_s - \rho_l)}{\mu} H \frac{\Delta P}{\rho Q} \quad (2.29)$$

em que, H corresponde a altura total do hidrociclone e Q a vazão de operação. Este modelo é denominado “modelo de tempo de residência”, já descrito no Item 2.6.4, em que relaciona o

tempo que a partícula leva para atingir a parede do hidrociclone, considerando a posição central de entrada. Nota-se que ambos os modelos descritos pelas Equações (2.28) e (2.29) predizem que o diâmetro de corte aumenta com a potência de 0,5 da viscosidade, isto, mantendo-se todas as outras variáveis constantes, inclusive o padrão de fluxo. No entanto, a viscosidade do líquido pode influenciar o padrão de fluxo no hidrociclone, especificamente a intensidade do *vortex* e, portanto, ν_t . Se ν_{tCS} é reduzida com o aumento da viscosidade, isto deve ocasionar um aumento do diâmetro de corte a uma potência maior que 0,5.

Kawatra *et al.* (1996) estudaram o efeito da viscosidade no diâmetro de corte utilizando partículas de sílica, com 80% destas com diâmetro abaixo de 65 μm . A viscosidade foi alterada por meio da mudança de temperatura e concentração de sólidos na solução. Os autores observaram que d_{50} foi proporcional à potência de 0,35 da viscosidade, e que a razão de líquido sofreu aumento com o incremento da viscosidade da solução.

Agar & Herbst (1966) estudaram a eficiência de um hidrociclone, utilizando a sacarose como alterador de viscosidade. Devido as altas concentrações de sacarose, houve também variação da densidade da solução, a relação empírica encontrada é apresentada na Equação (2.30), em que D_c é o diâmetro da seção cilíndrica e K_1 uma constante dimensional.

$$d_{50} = K_1 \frac{D_c^{1,4} \mu^{0,58}}{Q^{0,55} (\rho_s - \rho_l)^{0,5}} \quad (2.30)$$

2.7.3.2 – Efeito da viscosidade na queda de pressão e eficiência de separação

A queda de pressão em hidrociclos relacionada à variação de parâmetros físicos, não é de simples entendimento e, muitas vezes, contra intuitivo. Um exemplo, é o efeito da rugosidade na parede de hidrociclos, em tubulações, o incremento de rugosidade leva ao aumento da queda de pressão no tubo, já em hidrociclos, o aumento da rugosidade conduz a um déficit de momento no transporte, levando a um *vortex* menos intenso (MARTHINUSSEN *et al.*, 2014).

Emami *et al.* (2010) investigaram a classificação de partículas orgânicas em água e álcool isopropílico com densidade de 998 kg.m^{-3} e 785 kg.m^{-3} e viscosidades de 0,99 e 2,43 cP, respectivamente. Operando em mesma queda de pressão para os dois fluidos, constataram que a vazão do álcool foi mais alta, o que indicaria que a queda de pressão diminui com o aumento

da viscosidade. Assim como nos dados de Agar & Herbst (1966), indicaram menor queda de pressão a maiores viscosidades.

Trinh *et al.* (1976) estudaram o processo de separação em um hidrociclone Dorr-Oliver. A corrente de alimentação continha 5% em peso de partículas e a vazão de entrada variou de 0,9 a 4,4 L.min⁻¹, os experimentos foram conduzidos a viscosidade variante de 1 a 85 cP. Na conclusão do estudo, os dados indicavam que a queda de pressão aparentava aumentar com o incremento da viscosidade para baixas vazões e decrescer com o aumento de viscosidade para altas vazões. A eficiência total de coleta foi mais alta para o aumento da vazão de entrada e decrescente para o aumento da viscosidade. Resultados consistentes com a discussão de Hoffmann & Stein (2008), que afirmavam que a intensidade do *vortex* decresce com o aumento da viscosidade, levando a diminuição da eficiência centrífuga e uma diminuição da queda de pressão a altas vazões.

Marthinussen *et al.* (2014) analisaram a eficiência de separação de partículas (densidade de 2650 kg.m⁻³), com tamanhos variando de 0,1 a 60 µm em soluções de sacarose, com viscosidades variando de 1 a 15,1 cP. No trabalho, foi observada acentuada queda de eficiência de separação com o incremento de viscosidade, sob mesmas condições de operação, em que somente houve alteração da viscosidade da solução, os valores de eficiência variam de 0,75 ($\mu = 1,0$ cP) a 0,18 ($\mu = 15,1$ cP). Os autores, concluíram que a força de arraste atuando na partícula devido a velocidade direcionada ao centro do aparelho, é maior com o aumento da viscosidade e a intensidade do *vortex* e, consequentemente, a velocidade tangencial e a força centrífuga, podem ser afetadas pela viscosidade da solução.

2.8 – Trabalhos com unidades ou configurações semelhantes

Mesmo não trabalhando com fluidos newtonianos, faz-se ainda necessário, abordar trabalhos em hidrocyclonagem realizados na mesma unidade experimental ou com os mesmos módulos na montagem do separador que este estudo. Neste contexto, destacam-se Bicalho *et al.* (2012) e Mognon *et al.* (2016).

Em seu trabalho, utilizando a mesma unidade experimental, mas com módulos distintos de hidrociclone, Bicalho *et al.* (2012) objetivaram a otimização da separação de leveduras na etapa de fermentação na produção de etanol. Da análise e discussão dos resultados, pôde-se identificar que a diminuição das variáveis geométricas (diâmetro de alimentação, diâmetro de *overflow*, e ângulo de tronco de cone), acompanhado ao aumento na queda de

pressão e utilização de suspensões menos concentradas, levou de um modo geral, ao aumento na eficiência total de separação.

Mognon *et al.* (2016) estudaram o processo de separação de rocha fosfática com os mesmos módulos intercambiáveis, no entanto, em uma outra unidade experimental. Os autores observaram que a concentração de sólidos pouco afetou na eficiência, razão de líquido, capacidade e diâmetro de corte. Neste estudo, foi observado alta significância às respostas de característica reológica do fluido e da variável geométrica do diâmetro de *underflow*.

2.9 – Fluidodinâmica computacional (CFD)

Mesmo sendo aplicados industrialmente a décadas, existem ainda muitos desafios na concepção do hidrociclone para operar com eficiência cada vez maior. Estudos de hidrociclonagem tem demonstrado que o equipamento é altamente sensível em seu desempenho mediante variações geométricas, operacionais e concentrações de fase (BICALHO, 2011). Uma vez que os mecanismos de separação são associados ao escoamento, a previsão do comportamento fluidodinâmico no interior do equipamento, é de fundamental importância para o maior entendimento do processo de separação e projetos que visam modificações futuras. (SILVA, 2012).

A melhoria na capacidade de armazenamento de dados, aliada à evolução da capacidade do processamento computacional, tem permitido a resolução de problemas industriais complexos e de pesquisa científica. A proposição de modelos mais elaborados para representação de fases dispersas, bem como o desenvolvimento de algoritmos mais robustos na solução de sistemas de equações algébricas lineares, têm permitido a evolução de ferramentas e técnicas no estudo da dinâmica de fluidos de variados sistemas físicos, em que se destaca a fluidodinâmica computacional, CFD (SILVA, 2012).

A aplicabilidade das técnicas de CFD estende-se por diversas áreas da engenharia, podendo ser utilizada na predição do comportamento de escoamentos externos (aerodinâmico de naves espaciais, aviões, veículos de transporte) e internos (sistemas reacionais, transferência de calor e massa, transporte em dutos, etc.) (VERSTEEG & MALALASEKERA, 1995).

Na literatura, encontram-se uma crescente gama de trabalhos científicos que abordam a aplicação de CFD ao processo de separação e dinâmica de escoamento com hidrociclos, podendo ser destacados: Evans *et al.* (2008); Wang & Yu, (2008); Vieira *et al.* (2010); Yang *et al.* (2010); Nascimento *et al.* (2012); Kyriakids *et al.* (2018).

Por ser um equipamento operado muitas vezes a altas pressões e altos valores de velocidade, o regime de escoamento interno de um hidrociclone é dito turbulento, portanto, torna-se necessário uma breve explanação sobre este regime e sua modelagem.

2.9.1 – Regime turbulento e sua modelagem

Escoamentos em regime turbulento são instáveis e caracterizados por flutuações de velocidade no espaço e tempo, com características importantes, tais como (HINZE, 1959): flutuações turbulentas dão-se em todas as direções do escoamento (tridimensional); apresentam alto número de Reynolds; possuem flutuações randômicas, sem um perfil ao longo do escoamento; alto grau de vorticidade; a energia perdida é convertida irreversivelmente em energia interna do fluido.

Em escoamentos turbulentos, têm-se uma larga faixa de escalas de tempo e de comprimento de turbulência, e, para sua simulação, são necessárias escalas de comprimento muito menores que o menor elemento passível de resolução numérica, sendo, portanto, necessária a adição de modelos de turbulência às equações de Navier-Stokes, que em princípio, descrevem o escoamento turbulento sem necessidade de modelos de equações adicionais (HARGREAVES & SILVESTER, 1990; BICALHO, 2011).

Neste caso, a manipulação das equações de Navier-Stokes pode ser feita de duas maneiras alternativas: na forma de um grupo de equações médias de Reynolds, pela simulação numérica do comportamento médio dos escoamentos turbulentos, ou de um rol de equações filtradas, de tal forma que pequenas flutuações de turbulência não tenham que ser diretamente simuladas. Independentemente da metodologia, novos termos surgem na modelagem, fazendo-se necessário o emprego de modelos de turbulência (PERICLEOUS, 1987; FLUENT INC, 2016).

Podendo ser utilizadas para escoamentos transientes e permanentes, as equações médias de Navier-Stokes (RANS – *Reynolds-Averaged Navier-Stokes*) reduzem os esforço computacional, ao separar as escalas de turbulência nas escalas ao comportamento médio das propriedades do fluido, e nas escalas relativas às flutuações em relação a esta média, sendo modeladas todas as escalas de turbulência (NASCIMENTO, 2012).

Descrevendo com mais detalhes os níveis de turbulência e, consequentemente, aumentando o esforço computacional, a Simulação em Grande Escala (LES - *Large Edge Simulation*), considera a forma filtrada das equações de Navier-Stokes, decompõe as variáveis de escoamento em duas partes, removendo as escalas menores do que o tamanho de um

determinado filtro. As correspondentes a grandes escalas (não removidas) são resolvidas diretamente, e as de pequenas escalas (removidas) são modeladas (VIEIRA, 2006).

A escolha do modelo de turbulência irá depender do nível de precisão requerido; tempo total disponível para simulação; poder de processamento computacional; prática estabelecida para uma classe específica de problema; características norteadoras do escoamento (SILVA, 2012).

Os modelos de turbulência podem ser classificados mediante sua dependência a viscosidade turbulenta, sendo esta, uma propriedade do escoamento no espaço tempo, e não do fluido (viscosidade molecular). Para os modelos de turbulência dependentes da viscosidade, destacam-se três categorias: Modelos a Zero, Uma e Duas Equações de Transporte. Para os Modelos a Zero, nenhuma equação de transporte é adicionada à viscosidade turbulenta, nesta categoria, temos o modelo de Prandtl e o LES, muito utilizados na modelagem de hidrociclones. Para os modelos a Uma Equação de Transporte, através de uma equação adicional, pode-se calcular a energia cinética turbulenta (k), como exemplo, temos o modelo $k-L$ e o modelo Spalart-Allmarras. E, para os modelos de Duas Equações de Transporte, como o nome já indica, duas equações de transporte devem ser deduzidas e resolvidas, como exemplo destaca-se os Modelos $k-\varepsilon$ e $k-w$ (VIEIRA, 2006).

Para a categoria dos modelos que independem da viscosidade turbulenta, classificam-se em modelos a Zero Equações e modelos a Seis Equações. No modelo a Zero Equações, as tensões turbulentas são relacionadas com as componentes médias de velocidade, como no modelo de tensões algébricas. Já os modelos a Seis Equações, possuem seis equações de transporte para seis componentes do tensor de Reynolds, neste grupo, pode-se citar como exemplo o modelo *Reynolds Stress Model* (RSM) (SILVA, 2012).

O *software* Fluent®, na simulação de fluidos incompressíveis, utiliza as seguintes equações de Navier-Stokes médias de Reynolds (RANS) para continuidade, Equação (2.31), e do movimento, Equação (2.32):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \rho \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_i} = 0 \quad (2.31)$$

$$\frac{\partial(\rho \bar{u}_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho \bar{u}_i \bar{u}_j)}{\partial x_j} = \frac{\partial \bar{p}}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\mu \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} \right) + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(-\rho \bar{u}'_i \bar{u}'_j \right) + \rho g_i \quad (2.32)$$

em que, p , ρ , e μ , são respectivamente, pressão, densidade e viscosidade molecular do fluido no processo. A velocidade u_i é decomposta em sua média e flutuações, Equação (2.33):

$$u_i = \bar{u}_i + u'_i \quad (2.33)$$

O termo dos tensores de Reynolds ($\rho \overline{u'_i u'_j}$) incluem os efeitos de turbulência, e necessitam de modelos para sua descrição, a fim de permitir a solução da equação.

Neste trabalho, na parte relacionada à simulação numérica, como modelos de turbulência, foi empregado o modelo RSM (Modelos dos Tensores de Reynolds), sendo este, comentado com mais detalhes na seção a seguir.

2.9.1.1 – Modelo dos Tensores de Reynolds (RSM)

O modelo de turbulência RSM (*Reynolds Stress Model*), é o modelo mais elaborado que o Fluent® dispõe. O modelo, possui recomendação de boa previsão do campo de fluxo de em um hidrociclone por lidar com os efeitos de curvatura das linhas de corrente, redemoinho, e rápidas mudanças na taxa de deformação de uma forma mais rigorosa do que os modelos a uma e duas equações (BICALHO, 2011). De acordo com Yang *et al.* (2015), o modelo tem sido o mais aplicado em pesquisas fluidodinâmicas de hidrocyclones.

O modelo desconsidera a hipótese de isotropia do escoamento, apresentando uma equação de transporte específica para o fechamento das equações de Navier-Stokes para cada um dos tensores de Reynolds (VIEIRA, 2006; SILVA, 2012; CULLIVAN *et al.*, 2003). A equação de transporte exata para o transporte dos tensores de Reynolds ($\rho \overline{u'_i u'_j}$) é apresentada na Equação (2.34).

$$\frac{\partial(\rho \overline{u'_i u'_j})}{\partial t} + C_{ij} = D_{T,ij} + D_{L,ij} + P_{ij} + G_{ij} + \phi_{ij} - \varepsilon_{ij} + F_{ij} + S_{usu} \quad (2.34)$$

em que, C_{ij} representa a advecção, $D_{T,ij}$ a difusão turbulenta, $D_{L,ij}$ a difusão molecular, P_{ij} a produção de tensão, G_{ij} a produção de flutuação, ϕ_{ij} a tensão devida à contribuição da pressão, ε_{ij} a dissipação, F_{ij} a produção pela rotação do sistema e S_{usu} um termo fonte

definido pelo usuário. Estes termos da Equação (2.34), são definidos como (Equações (2.35) a (2.42)):

$$C_{ij} = \frac{\partial(\rho u_k \overline{u'_i u'_j})}{\partial x_k} \quad (2.35)$$

$$D_{T,ij} = -\frac{\partial}{\partial x_k} \left(\rho \overline{u_i' u_j' u_k'} + p \left(\overline{\delta_{kj} u_i' + \delta_{ik} u_j' u_j'} \right) \right) \quad (2.36)$$

$$D_{L,ij} = \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\mu \frac{\partial}{\partial x_k} (\overline{u_i' u_j'}) \right) \quad (2.37)$$

$$P_{ij} = -\rho \left(\overline{u_i' u_k'} \frac{\partial u_j}{\partial x_k} + \overline{u_j' u_k'} \frac{\partial u_i}{\partial x_k} \right) \quad (2.38)$$

$$G_{ij} = -\rho \beta (g_i \overline{u_j' \theta} + g_j \overline{u_i' \theta}) \quad (2.39)$$

$$\phi_{ij} = \overline{p \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right)} \quad (2.40)$$

$$\varepsilon_{ij} = 2\mu \overline{\left(\frac{\partial u_i}{\partial x_k} + \frac{\partial u_j}{\partial x_k} \right)} \quad (2.41)$$

$$F_{ij} = -2\Omega_k \rho (\overline{u_j' u_m'} e_{ikm} + \overline{u_i' u_m'} e_{ijk}) \quad (2.42)$$

Para fechar o conjunto de equações, os termos $D_{T,ij}$, G_{ij} , ϕ_{ij} e ε_{ij} precisam ser modelados. O termo $D_{T,ij}$, é modelado de acordo com hipótese generaliza da difusão do gradiente. Já o termo que acopla pressão-tensão (ϕ_{ij}) é modelado segundo as propostas de Gibson *et al.* (1978), Fu *et al.* (1987) e Launder (1989). Devido às flutuações, o termo G_{ij} pode

ser modelado conforme Equação (2.43), já o termo de dissipação (ε_{ij}) pode ser modelado conforme Equação (2.44) (VIEIRA, 2006).

$$G_{ij} = \beta \frac{\mu_t}{0,85} \left(g_i \frac{\partial T}{\partial x_j} + g_j \frac{\partial T}{\partial x_i} \right) \quad (2.43)$$

$$\frac{\partial(pk)}{\partial t} + \frac{\partial(pku_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + \frac{1}{2} (P_{ii} + G_{ii}) - \rho \varepsilon (1 + 2 M_t^2) + S_k \quad (2.44)$$

2.9.2 – Modelagem de escoamentos multifásicos

Uma considerável quantidade de escoamentos naturais ou industriais são constituídos por uma mistura de fases. Nestes escoamentos, cada uma das fases pode ser definida como uma classe identificável de material, com características próprias e interações características no meio em que está imersa (VIEIRA, 2006). Neste contexto, a resolução numérica de escoamentos multifásicos pode ser compreendida sobre duas abordagens: Euler-Lagrange e Euler-Euler.

Na abordagem Euler-Lagrange, a fase contínua é modelada pela resolução das equações médias de Navier-Sotkes (RANS), completamente ausente da fase secundária (fase discreta), e em uma segunda etapa, utilizar informações fluidodinâmicas, como dados de entrada, na descrição do comportamento da fase discreta. Esse tipo de abordagem é passível de utilização somente em sistemas diluídos, isto é, com pequenos valores de fração volumétrica da fase discreta (VIEIRA, 2006).

Para a abordagem Euler-Euler, é considerado que as fases constituintes se interpenetram, e, uma vez que o volume de uma fase não é ocupado pela outra, usa-se então, o conceito de fração volumétrica. Deste modo, na modelagem são aplicadas equações de conservação para cada uma das fases. Três diferentes modelos multifásicos são disponibilizados pelo *software* Fluent® na abordagem Euler-Euler: Modelo Volume de Fluido (VOF), Modelo de Mistura e Modelo Euleriano.

2.9.3 – Métodos numéricos

Mediante a grande quantidade de equações diferenciais envolvidas na modelagem, torna-se necessário o emprego de métodos numéricos em sua resolução. Devido às

transformações das equações diferenciais em equações algébricas pela técnica de discretização, a solução para uma determinada variável de interesse, é conhecida em alguns pontos do domínio computacional, comumente chamados de “nós” (VIEIRA, 2006). Tal procedimento pode ser adotado pelo Método de Diferenças Finitas, Método dos Elementos Finitos ou Método dos Volumes Finitos.

Geralmente aplicados em malhas irregulares, o Método de Diferenças Finitas tem seus valores de variáveis calculados somente em nós específicos da malha, desconsiderando o fluxo entre um ponto e outro. Já o Método dos Elementos Finitos, é geralmente aplicado em malhas regulares, e, os valores de uma variável, são calculados em pontos específicos da malha, e posteriormente realizadas interpolações para descrever o comportamento entre os pontos específicos calculados (NASCIMENTO, 2012).

No Método dos Volumes Finitos, o domínio de escoamento é dividido em inúmeras regiões, denominadas volumes de controle, nestas, em sua posição central, possuem um ponto de interesse da malha. Nos volumes de controle, ocorre a integração das equações de transporte, resultando em um conjunto de equações algébricas. Neste método, a solução resultante possibilita a conservação integral de quantidades de massa, momento e energia, satisfeitas sobre qualquer grupo de volumes de controle, e sobretudo, no domínio inteiro (PATANKAR, 1980). Neste método, os termos convectivos e difusivos devem ser compartilhados entre os volumes de controle adjacentes mediante técnicas de interpolação (VIEIRA, 2006).

O *software* Fluent® é um solucionador numérico, possuindo os seguintes esquemas de interpolação: DIFERENÇAS CENTRAIS, UPWIND (primeira e segunda ordem), POWER LAW e QUICK (*Quadratic Upstream Interpolation for Convective Kinematics* – terceira ordem). No acoplamento de pressão com velocidade, tratando-se de escoamentos incompressíveis, são disponíveis as seguintes rotinas pelo *software*:

- SIMPLE (*Semi-Implicit Method for Pressure-Linked Equations*), o acoplamento é efetuado por uma relação que permite corrigir a pressão a cada nova iteração de velocidade;
- SIMPLEC (*SIMPLE-Consistent*), possui como única diferença do acoplamento anterior, a expressão responsável pela correção da pressão;
- PISO (*Pressure-Implicit with Splitting of Operators*), satisfaz de maneira mais adequada os balanços de momento após as correções de pressão.

Para os esquemas de interpolação para pressão, o *software* dispõe as seguintes opções: Esquema de Interpolação Padrão; Esquema Linear de Interpolação; Esquema de Interpolação

de Segunda Ordem; Esquema de Forças de Campo Equilibradas e PRESTO. Uma discussão mais aprofundada destes esquemas é apresentada em Patankar (1980).

CAPÍTULO 3

MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 – Unidade experimental

Um esquema da unidade experimental utilizada neste trabalho é mostrado na Figura 3.1. Os equipamentos da unidade encontram-se no Laboratório de Hidrociclonagem, na Unidade de Pesquisa da Faculdade de Engenharia Química, no bairro Segismundo Pereira, da Universidade Federal de Uberlândia (FEQUI/UFU).

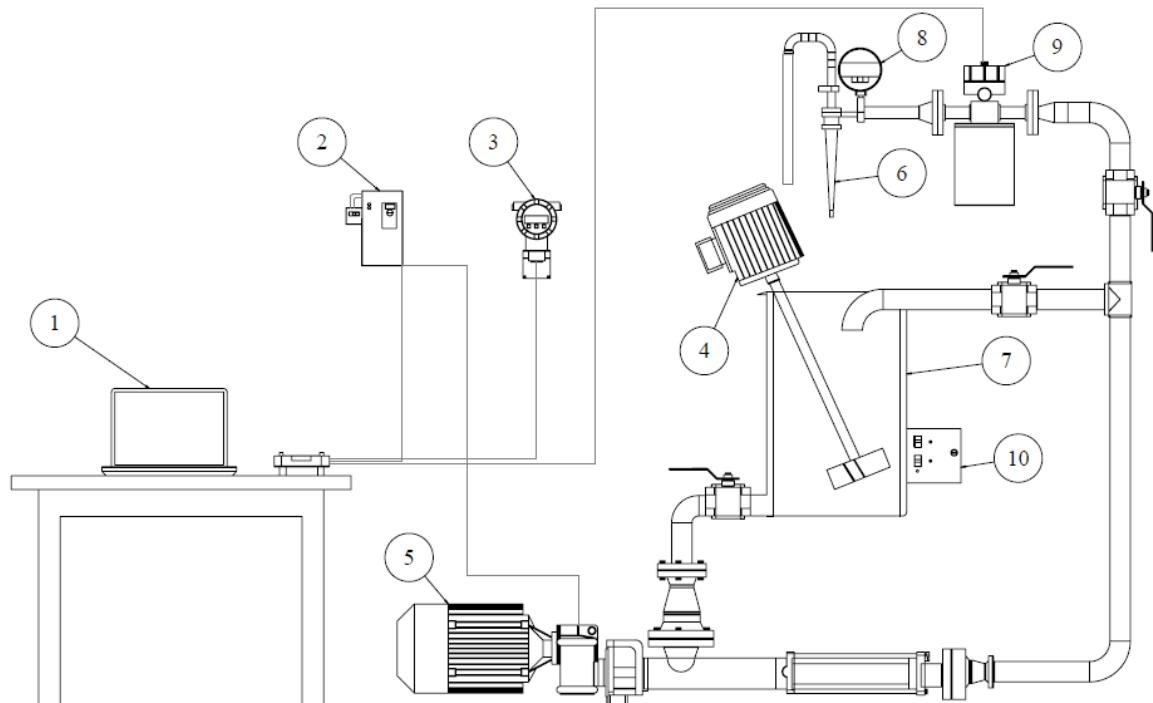


Figura 3.1 – Unidade experimental de hidrociclonagem.

Os equipamentos ilustrados na Figura 3.1 são listados a seguir:

1. Sistema de aquisição de dados, constituído por um computador e uma placa de aquisição *National Instruments M-Series USB-6003*;
2. Inversor de frequência (WEG, modelo CFW 700);
3. *Display* de vazão mássica com sinal de saída proporcional a 4 a 20 mA (Metroval);
4. Agitador mecânico de 1 CV acoplado a um inversor de frequência para o controle da velocidade de rotação (Metal Corte, modelo B80a4);
5. Motobomba helicoidal estacionária de 2 estágios (Sew-Eurodrive, modelo DZ1001S4), com bocal de entrada e saída de 3 polegadas, rotação do eixo de 342 rpm e pressão de descarga de $9,0 \text{ kgf.cm}^{-2}$, com potência de 3 CV;
6. Hidrociclone modular;
7. Tanque de aço inoxidável com volume aproximado de 115 L;
8. Manômetro digital indicador de pressão, para a faixa de pressão de 0 a 100 psi, apropriado no uso de líquidos e gases não combustíveis. Alimentação: $12 - 24 \text{ VCA} \pm 20\%$, $50 - 400 \text{ Hz}$;
9. Sensor de medição de vazão mássica do tipo coriolis;
10. Inversor de frequência (WEG, modelo CFW08).

Como ilustrado na Figura 3.1, a tubulação de recalque da bomba possui uma linha de *by-pass*, que pode ser utilizada no controle da taxa mássica de entrada do hidrociclone. Neste trabalho, com a instalação do inversor de frequência (2), este controle foi realizado através do *set* da frequência variando a rotação do rotor da bomba. Observa-se também, que, as correntes de efluentes *underflow* e *overflow* retornam ao tanque de alimentação após o processo de separação.

De modo a proporcionar estabilidade nos valores de pressão e vazão de alimentação, a unidade foi dotada de um sistema de controle proporcional (*software LABVIEW® 14.0*) atuando sobre o inversor de frequência (2), acoplado a bomba centrífuga (5), mediante atuação da placa de aquisição de dados (1). A visualização da interface gráfica e do diagrama de blocos do sistema de controle implementado são apresentados no Apêndice A.

O tanque de aço inoxidável (7) foi confeccionado com uma formatação que impede a formação de vórtice, ao invés da instalação de chicanas, em seus quatro lados não há formação de ângulo reto mediante dobra das arestas do tanque. A Figura 3.2 exibe o tanque de alimentação durante os experimentos com (B) e sem (A) a adição de rocha fosfática:



Figura 3.2 – Tanque de alimentação, A – solução de sacarose; B – suspensão de rocha fosfática.

3.1.1 – Hidrociclone utilizado

O hidrociclone utilizado neste estudo, consistiu em uma configuração modular, possibilitando a variação de suas proporções geométricas pela alternância de peças, estas são enumeradas e apresentadas na Figura 3.3.

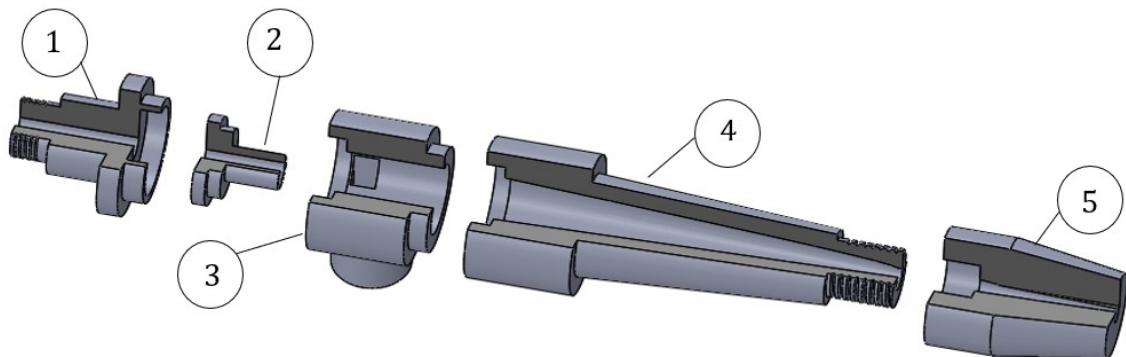


Figura 3.3 – Representação tridimensional dos módulos do hidrociclone, em que:
1 – *overflow*; 2 – *vortex finder*; 3 – *alimentação*; 4 – *região cônica*; 5 – *underflow*.

Com exceção do módulo de alimentação que foi fabricado em poliuretano, todo o equipamento foi confeccionado em poliacetal (polióxido de metíleno). O corte transversal dos

módulos do hidrociclone e a indicação das principais medidas são apresentados na Figura 3.4, em que: D_o é o diâmetro de *overflow*, D_c o diâmetro da seção cilíndrica, θ angulação da região cônica, e L_c o comprimento da região cilíndrica, tais medidas são apresentadas na Tabela 3.1.

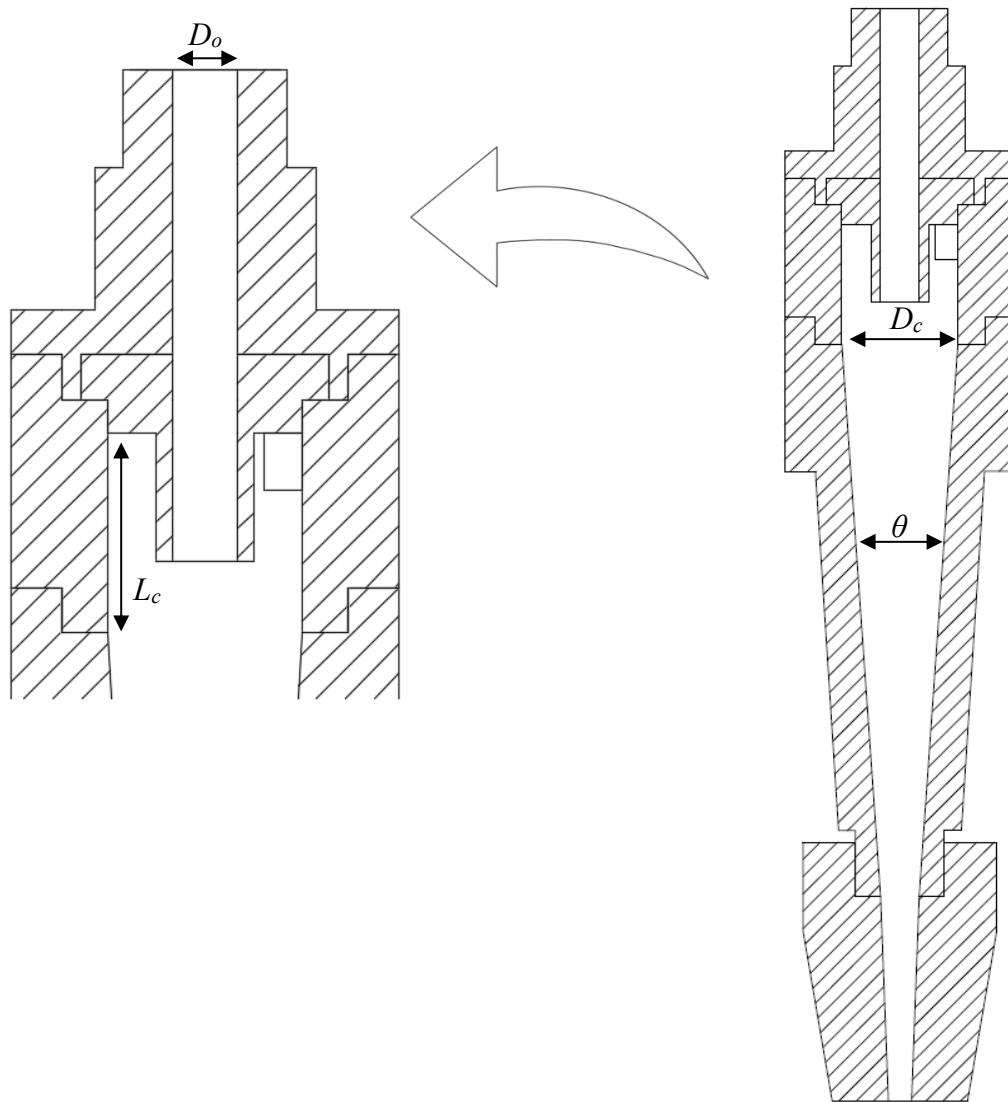


Figura 3.4 – Representação em corte transversal do hidrociclone modular.

Tabela 3.1 – Medidas do hidrociclone modular.

Parâmetro	Medida (mm)
Entrada	6,0 x 9,0
L_c	32,0
D_c	30,0
D_o	10,0

Uma vez que o escoamento interno do hidrociclone é fortemente influenciado por suas dimensões, mediante a utilização de módulos intercambiáveis, diferentes configurações geométricas de hidrociclone podem ser estudadas na análise de variadas respostas.

Ao alterar-se o módulo do diâmetro de *overflow*, aumenta-se a capacidade de saída da corrente diluída. É possível também obter, mediante a variação do comprimento e diâmetro do *vortex finder*, alterações no curto-circuito e recirculação do fluido. Pela modificação do módulo de alimentação, pode-se variar a seção de entrada do fluido no aparelho (circular, quadrada, retangular). Através dos módulos com diferentes angulações da região cônica, é possível alterar o ângulo interno de escoamento. Já para os módulos de *underflow*, é permitido a alteração do diâmetro de saída da corrente concentrada.

3.2 – Material particulado

A rocha fosfática é constituída principalmente de P_2O_5 , é um importante produto regional utilizado como matéria-prima nas unidades de fertilizantes fosfatados, presentes nas cidades de Catalão (GO), Araxá (MG) e Patos de Minas (MG). Além da sua utilização na indústria de fertilizantes, a rocha fosfática também é empregada na indústria alimentícia e química (VIEIRA, 2006).

A densidade real do material foi obtida através de análise realizada em um picnômetro com deslocamento de gás hélio (marca Micromeritics®, modelo AccuPyc 1330), o valor obtido foi de $3,2223 \pm 0,0009 \text{ g.cm}^{-3}$. A densidade aparente do sólido foi medida por picnômetros de vidro, com valor médio de $3,067 \pm 0,080 \text{ g.cm}^{-3}$.

A fim de obter a distribuição granulométrica do sólido, foi conduzido um teste através do método de difração de raio laser no equipamento *Mastersizer 2000* (Marca Malvern®). A distribuição granulométrica da rocha fosfática é apresentada na Figura 3.5. Dados detalhados da distribuição, bem como o certificado de calibração do equipamento são apresentados nos Apêndice C e Apêndice B, respectivamente.

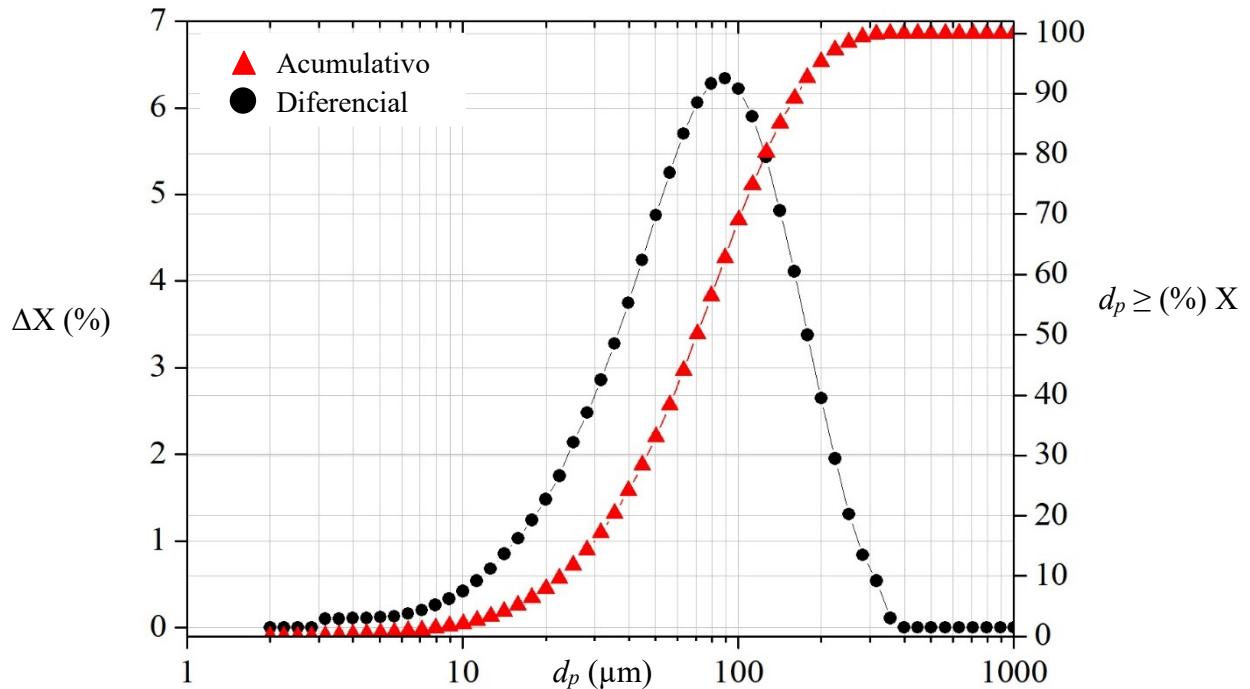


Figura 3.5 – Distribuição granulométrica da rocha fosfática.

O modelo utilizado para descrever a distribuição granulométrica da amostra foi o modelo bi paramétrico *Rosin–Rammler–Bennet* (RRB), tal modelo é bastante empregado na literatura e apresentado na Equação (3.1). O coeficiente de correlação quadrático (R^2) obtido foi de 0,998, os parâmetros determinados formam: $d^* = 91,435 \mu\text{m}$ e $n = 1,562$, com os respectivos desvios padrão de $0,470 \mu\text{m}$ e $0,148$.

$$X = 1 - \exp \left(- \left(\frac{d_p}{d^*} \right)^n \right) \quad (3.1)$$

3.3 – Experimentos em hidrociclones

Mediante os diferentes módulos do hidrociclone, bem como as opções disponíveis de variáveis operacionais a se utilizar no estudo, optou-se por primeiramente analisar as variáveis geométricas, para posteriormente, com a melhor configuração geométrica selecionada, analisar as variáveis operacionais por meio de um Planejamento Composto Central (PCC).

3.3.1 – Configuração de separação

Nesta parte do estudo, somente duas variáveis geométricas foram alteradas, o diâmetro de *underflow*, D_u , e, angulação da região cônica, representada pela variável θ , as demais variáveis geométricas não foram alteradas.

Na avaliação da melhor configuração geométrica, analisou-se a eficiência de separação (η), e a razão de líquido (RL) mediante a variação de D_u e θ em cinco níveis, mantendo-se constantes a viscosidade da solução a 18 cP e concentração de sólidos em 3% em volume. A Tabela 3.2 exibe os valores de abertura de *underflow* e ângulos da seção cônica para cada módulo. Os diferentes módulos são visualizados na Figura 3.6.

Tabela 3.2 – Níveis dos fatores que compõem o primeiro planejamento de experimentos.

Hidrociclone	Nível - θ	Nível - D_u	θ (°)	D_u (mm)
1	1	1	6	4
2	1	2	6	5
3	1	3	6	6
4	1	4	6	7
5	1	5	6	8
6	2	1	7	4
7	2	2	7	5
8	2	3	7	6
9	2	4	7	7
10	2	5	7	8
11	3	1	8	4
12	3	2	8	5
13	3	3	8	6
14	3	4	8	7
15	3	5	8	8
16	4	1	9	4
17	4	2	9	5
18	4	3	9	6
19	4	4	9	7
20	4	5	9	8
21	5	1	10	4
22	5	2	10	5
23	5	3	10	6
24	5	4	10	7
25	5	5	10	8

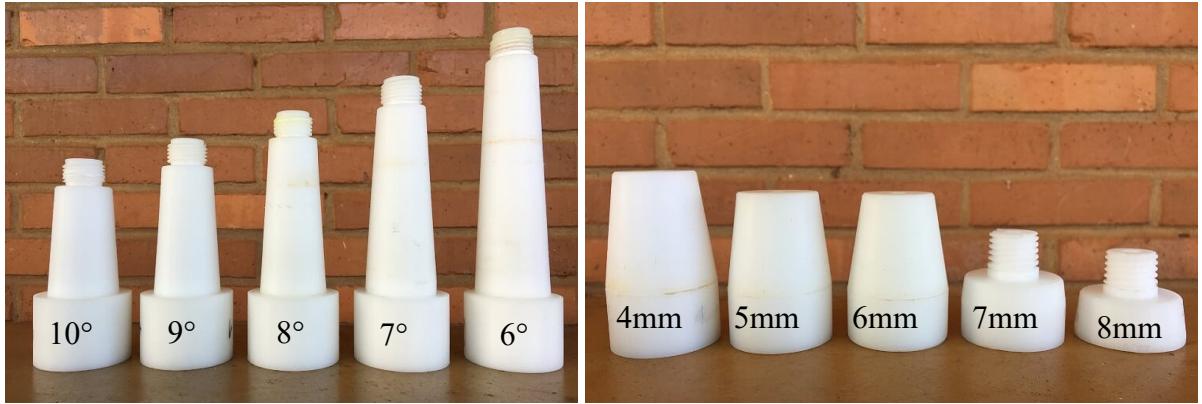


Figura 3.6 – Módulos intercambiáveis de região cônica (θ) e diâmetro de *underflow* (D_u) utilizados para obtenção da melhor configuração de separação.

3.3.1.1 – Função objetivo

Objetivando a seleção de uma configuração que, concomitantemente, possuísse elevada taxa de coleta de sólidos e reduzida perda de líquido pelo *underflow*, utilizou-se uma função que relaciona as respostas de eficiência global de separação (η) e razão de líquido (RL), apresentada na Equação (3.2). Deste modo, a escolha da configuração geométrica com melhor separação de partículas, deu-se pela função que, ao mesmo tempo, minimizou a razão de líquido e maximizou a eficiência de separação.

$$FO = F_{RL} \times F_\eta \quad (3.2)$$

Na Equação (3.2), as funções auxiliares F_{RL} e F_η consistem na normalização dos valores de razão de líquido e da eficiência global de separação, respectivamente apresentadas nas Equações (3.3) e (3.4). A relação entre as variáveis é expressa por meio da Equação (3.5).

$$F_{RL} = \frac{RL^{\max} - RL}{RL^{\max} - RL^{\min}} \quad (3.3)$$

$$F_\eta = \frac{\eta - \eta^{\min}}{\eta^{\max} - \eta^{\min}} \quad (3.4)$$

$$\lim_{\substack{RL \rightarrow RL^{\min} \\ \eta \rightarrow \eta^{\max}}} (FO) = 1 \quad (3.5)$$

3.3.2 – Planejamento Composto Central (PCC)

Uma vez escolhida a melhor configuração de separação via alteração dos módulos de *underflow* e inclinação da região cônica, analisou-se a influência de variáveis operacionais no processo de separação da rocha fosfática. Um planejamento experimental a três níveis para cada um dos fatores, levaria à realização de um elevado número de ensaios. Todavia, em função do enorme esforço experimental requerido, um Planejamento Composto Central (PCC) foi proposto.

O Planejamento Composto Central, é um planejamento fatorial de primeira ordem, acrescido de pontos adicionais a fim de permitir a estimativa dos parâmetros de superfícies de segunda ordem (MYERS, 1976).

Através do planejamento elaborado com auxílio do software *Statistica®* (versão 7.1), analisou-se a influência de três variáveis: viscosidade (μ), pressão (P) e concentração volumétrica de sólidos (C). Dentre os 17 experimentos do planejamento, três ensaios foram conduzidos em condições operacionais em valores intermediários e idênticos, conhecidos como pontos centrais, correspondendo aos experimentos, 15, 16 e 17, tal repetição foi realizada com o intuito de mensurar erros associados aos experimentos. O planejamento, foi também constituído de seis experimentos nos pontos axiais ($\pm \alpha$), isto é, pontos nos quais uma das variáveis analisadas operou em condição extrema.

No PCC, foram analisadas as respostas de eficiências global (η) e reduzida (η') de separação, razão de líquido (RL), número de Euler (Eu), capacidade de processamento (Q) e diâmetro de corte (d_{50}). As variáveis codificadas x_μ , x_C e x_P , estão respectivamente relacionadas com viscosidade, concentração de sólidos e pressão de entrada, que foram as variáveis operacionais estudadas, e são calculadas pelas Equações (3.6) a (3.8).

$$x_\mu = \frac{\mu - 18}{5} \quad (3.6)$$

$$x_C = C - 3 \quad (3.7)$$

$$x_P = \frac{P - 30}{8} \quad (3.8)$$

A Tabela 3.3 apresenta a matriz codificada com os 17 experimentos.

Tabela 3.3 – Matriz codificada do Planejamento Composto Central.

Experimento	x_μ	x_C	x_P
1	-1	-1	-1
2	-1	-1	1
3	-1	1	-1
4	-1	1	1
5	1	-1	-1
6	1	-1	1
7	1	1	-1
8	1	1	1
9	-1,353	0	0
10	+1,353	0	0
11	0	-1,353	0
12	0	+1,353	0
13	0	0	-1,353
14	0	0	+1,353
15	0	0	0
16	0	0	0
17	0	0	0

A correspondência entre cada um dos níveis e seus valores reais para cada variável é apresentada na Tabela 3.4. O valor do fator axial utilizado no planejamento (α de ortogonalidade) foi de 1,353, obtido também pelo *software* Statistica® (versão 7.1).

Tabela 3.4 – Correspondência entre os fatores e suas formas modificadas.

Nível	μ (cP)	C (% volume)	P (psi)
- α	9,88	1,65	19,18
-1	12,00	2,00	22,00
0	18,00	3,00	30,00
+1	24,00	4,00	38,00
+ α	26,12	4,35	40,82

3.4 – Procedimento experimental

Os experimentos foram iniciados pela montagem da configuração definida pelo planejamento de experimento ou pelo PCC. Uma vez montado, o aparelho foi preso à estrutura da unidade. Previamente ao acionamento dos equipamentos, preparou-se a suspensão de acordo com a viscosidade da solução e, posteriormente, adicionou-se o material sólido para obtenção da concentração de rocha fosfática exigida. Após conferência do posicionamento das válvulas, acionou-se a bomba helicoidal e o inversor de frequência, este último, utilizado na regulagem da vazão e, consequentemente, queda de pressão. A fim de obter-se a homogeneização da suspensão, acionava-se o agitador 15 min antes dos ensaios, este permanecia em funcionamento durante todo o teste.

Após o sistema atingir condições estáveis, iniciou-se a coleta de amostras e aferição de medidas experimentais. Com o intuito de determinar as taxas mássicas das correntes de *overflow* e *underflow*, amostras em triplicata foram coletadas de forma cronometrada e posteriormente pesadas, sendo considerado o valor médio. O valor da soma das vazões das duas correntes de saída, foi comparado com o valor da vazão de alimentação obtido na aquisição de dados, coletado pelo sensor coriolis na corrente de alimentação do aparelho.

Para a determinação das concentrações de rocha fosfática, em triplicata, amostras foram coletadas nas correntes de alimentação e *underflow*, estas foram filtradas a vácuo em papel de filtro e secas (105°C por 24 h), a filtragem foi necessária para separação da rocha fosfática da solução de sacarose. Para o cálculo da eficiência granulométrica, amostras das correntes de alimentação e *underflow* foram analisadas através do método de difração de raio laser no equipamento *Mastersizer 2000*.

3.4.1 – Preparo da solução

No preparo da solução, a proporção de sacarose adicionada em água para obtenção da viscosidade desejada é apresentada na Tabela 3.5, na mesma tabela, também são exibidos os respectivos valores de massa específica da solução obtida. As viscosidades foram medidas em reômetro na configuração de cilindros concêntricos (Brookfield®, modelo R/S Plus, *spindle CC40*). A massa específica da solução de sacarose, para cada viscosidade, foi obtida por meio de picnometria.

Tabela 3.5 – Sacarose adicionada para obtenção da viscosidade, soluções a 25°C.

Nível	Viscosidade (cP)	Água (g)	Sacarose (g)	Massa específica (g.cm ⁻³)
-α	9,88	150,00	132,00	1,2092
-1	12,00	150,00	143,50	1,2223
0	18,00	150,00	169,00	1,2433
+1	24,00	150,00	191,70	1,2794
+α	26,12	150,00	196,30	1,2804

Durante o preparo da solução, adicionou-se dispersante hexametafosfato de sódio, na proporção de 1 g de dispersante por litro de solução. Além disso, uma vez que a solução de sacarose é um composto orgânico de fácil fermentação, foi adicionado formol na condição de 5 mL por litro de solução, a fim de inibir a atividade bacteriana. Somente após a adição do dispersante e do inibidor bacteriano, foi então aferida a viscosidade da solução.

3.4.2 – Concentração mássica

O método utilizado no cálculo das concentrações mássicas de rocha fosfática, consistiu na coleta de amostras das correntes de *underflow* e alimentação. As amostras foram armazenadas em béqueres, previamente limpos, secos, enumerados e pesados. A massa da solução (M_{su}) foi obtida pela diferença do peso do conjunto amostra e béquer (M_{b+su}) com o peso do béquer (M_b), como apresentado na Equação (3.9).

$$M_{su} = M_{b+su} - M_b \quad (3.9)$$

Após sua coleta, as amostras foram filtradas em um sistema a vácuo, utilizando-se papel de filtro com abertura de poros de 3 µm, posteriormente, secas em estufa 105°C por 24 h e, então, pesadas. A massa da amostra seca (M_s) é resultante da diferença da massa do conjunto béquer e sólido (M_{b+s}) com a massa do béquer (M_b), como mostra a Equação (3.10). Assim, determinou-se a concentração mássica de sólidos nas correntes de alimentação (c_w) e *underflow* (c_{wu}), através da razão das massas das amostras secas (M_s) pela massa da mesma amostra quando coletada (M_{su}), apresentadas respectivamente nas Equações (3.11) e (3.12).

$$M_s = M_{b+s} - M_b \quad (3.10)$$

$$c_w = \frac{M_s}{M_{su}} \quad (3.11)$$

$$c_{wu} = \frac{M_s}{M_{su}} \quad (3.12)$$

3.5 – Validação metodológica

Para a obtenção de uma metodologia experimental confiável, a validação do procedimento adotado foi obtida através da preparação de soluções de sacarose nas viscosidades utilizadas no planejamento de experimentos. Os testes foram realizados em triplicata para cada viscosidade utilizada no PCC. Adicionaram-se 10 g de rocha fosfática nas soluções de sacarose, procedeu-se então com o processo de filtragem e posterior secagem. Após a separação da rocha, comparou-se as massas de rocha seca com os valores previamente adicionados, os resultados da validação são apresentados na Tabela 3.6.

Tabela 3.6 – Validação metodológica da separação de rocha fosfática em solução de sacarose em diferentes viscosidades.

Viscosidade solução de sacarose (cP)	Massa de rocha adicionada (g)	Massa de rocha separada (g)	Eficiência de separação (%)
9,88	10,008	10,000	99,92
	10,015	10,002	99,87
	10,001	9,988	99,87
12,00	9,998	9,875	98,77
	10,015	9,974	99,59
	10,000	9,949	99,49
18,00	10,002	9,988	99,86
	9,998	9,977	99,79
	9,987	9,960	99,72
24,00	10,002	9,968	99,66
	10,000	9,978	99,78
	10,021	9,992	99,71
26,12	10,009	9,874	98,65
	10,002	9,983	99,81
	10,008	10,000	99,92

3.6 – Simulações numéricas

Para um melhor entendimento dos fenômenos envolvidos no processo de separação por hidrociclonagem, foram realizadas simulações numéricas utilizando o *software* Fluent® 16.2, versão acadêmica. Uma vez que o *software* tem volumes finitos como método para resolução das equações de transporte, é necessário a criação de volumes de controle, isto é, malha computacional. A construção da geometria e aplicação da malha é um fator muito importante e que pode interferir desde a velocidade de simulação, como também da convergência ou não do problema (BICALHO, 2011). As construções da geometria e malha foram feitas pelo *software* Gambit® e, a geometria selecionada, corresponde ao hidrociclone de melhor configuração geométrica de separação, utilizado no PCC. A Figura 3.7 mostra a malha computacional na geometria confeccionada.

Foram realizados testes de independência de malha, a fim de se definir uma malha suficientemente refinada ao mesmo tempo em que se tem um número reduzido de células, uma vez que a geração de uma malha com número reduzido de elementos, proporciona menor esforço computacional e, consequentemente, menor tempo de processamento. O teste foi realizado com malhas com quatro números de células diferentes, 223248, 318961, 410078 e

500898. Nestas, sob mesma condição de contorno e operação, os resultados de simulação foram comparados, e determinada a malha no qual os resultados independam do grau de refinamento.

Destaca-se que as malhas geradas possuíam elementos hexaédricos em sua maior parte, com exceção da região de alimentação do hidrociclone onde foram utilizados elementos tetraédricos, devido a configuração de alimentação do equipamento.

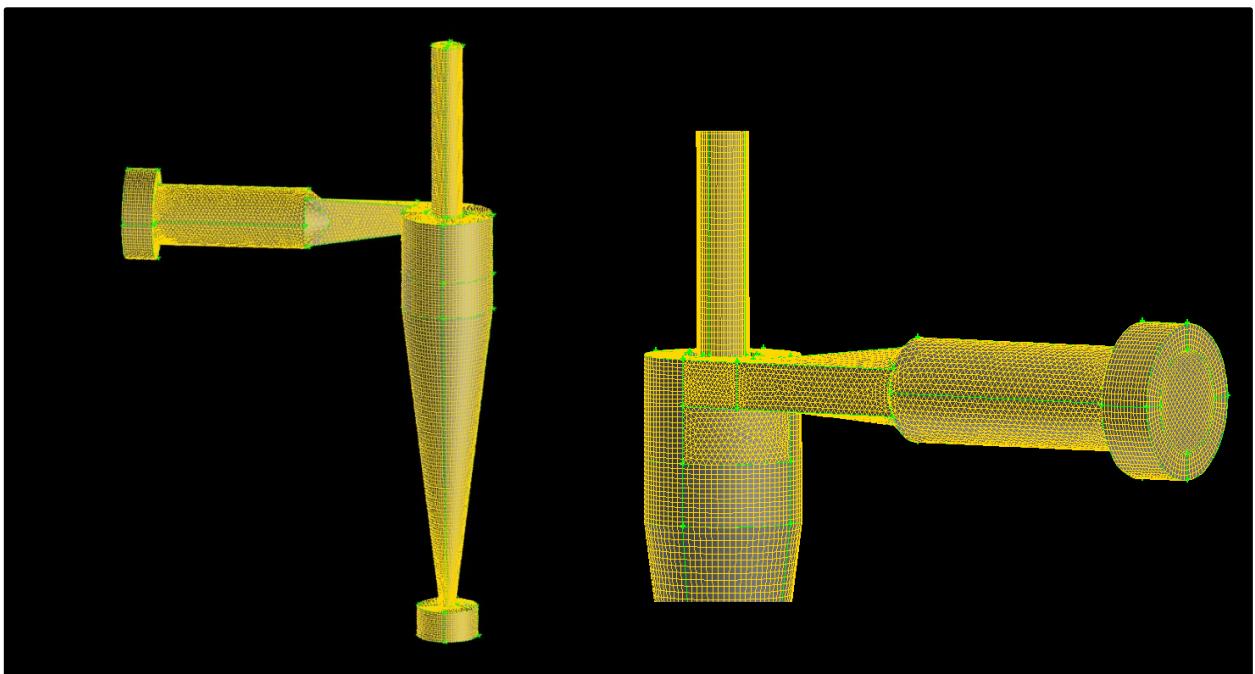


Figura 3.7 – Detalhes da malha computacional desenvolvida: visão geral e lateral.

3.6.1 – Condições de contorno e parâmetros de simulação

Para as condições de contorno, na entrada, foram utilizados valores de vazão mássica de alimentação correspondentes a menor pressão utilizada no PCC. Foram escolhidos os valores extremos e um valor intermediário de viscosidade para o fluido, com o intuito de se observar diferenças nos perfis de velocidade para estas condições. Uma vez que na unidade experimental as correntes de saída foram abertas à atmosfera, para as condições na saída, nos orifícios de *underflow* e *overflow*, foi adotado valor igual à pressão atmosférica na condição de “*pressure outlet*”. Todos os casos simulados foram realizados em regime transitório em escoamentos utilizando somente soluções de sacarose, uma vez que os experimentos foram conduzidos em baixas concentrações volumétricas de sólidos.

Em relação ao modelo de turbulência adotado, foi selecionado o modelo RSM (*Reynolds Stress Model*). O algoritmo utilizado no acoplamento do binômio pressão-velocidade

foi o “SIMPLE”, e para a discretização dos gradientes, utilizado o esquema “*Least Squares Cell Based*”, quanto aos esquemas de interpolação da pressão, empregou-se o esquema “PRESTO!”.

O *time-step* estabelecido foi de 10^{-5} , faixa usualmente adotada na literatura (WANG *et al.*, 2007; KUANG *et al.*, 2012, XU *et al.*, 2012; KYRIAKIDS *et al.*, 2018), e o critério de convergência estabelecido de 10^{-4} . Todas as simulações se estenderam a tempos de escoamento superiores ao atingimento de estabilidade, observando o fechamento do balanço de massa e estabilização da queda de pressão, com tempo simulação superior a 3,0 s. Na Tabela 3.7, é apresentado o resumo das condições de contorno e parâmetros utilizados nas simulações numéricas.

Tabela 3.7 – Resumo das condições de contorno e parâmetros de simulação computacional.

Propriedade	Informação
<i>Software</i>	Fluent® 16.2
Tipo de resolvedor	<i>Pressure-Based</i>
Regime	Transiente
Gravidade	$9,81 \text{ m.s}^{-2}$
Única fase fluida	Solução de sacarose
Modelo de turbulência	RSM
Condição de contorno na entrada	Velocidade de alimentação
Condição de contorno na saída	Pressão atmosférica
Valor da pressão atmosférica	101325 Pa
Condição nas paredes	Não aderência (no-slip) e tubo liso ($\varepsilon = 0$)
Acoplamento pressão-velocidade	SIMPLE
Discretização dos gradientes	<i>Least Squares Cell Based</i>
Discretização da pressão	PRESTO!
Discretização do momento	<i>Second Order Upwind</i>
Discretização da energia cinética	
turbulenta, taxa de dissipação turbulenta e tensores de Reynolds	<i>Second Order Upwind</i>
Formulação transiente	Implícita de 2 ^a ordem
Critério absoluto de convergência	1.10^{-4} s
<i>Time-step</i>	1.10^{-5} s

CAPÍTULO 4

RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 – Utilização da sacarose como modificador de viscosidade

A Figura 4.1 exibe a medição do valor da viscosidade para diferentes taxas de cisalhamento nos níveis utilizados no PCC, todos analisados a 25°C. Observa-se que a sacarose apresentou ser um modificador de viscosidade adequado, com o valor da viscosidade constante com o aumento da taxa de cisalhamento. Para todas as viscosidades utilizadas, a reologia do fluido teve caráter newtoniano.

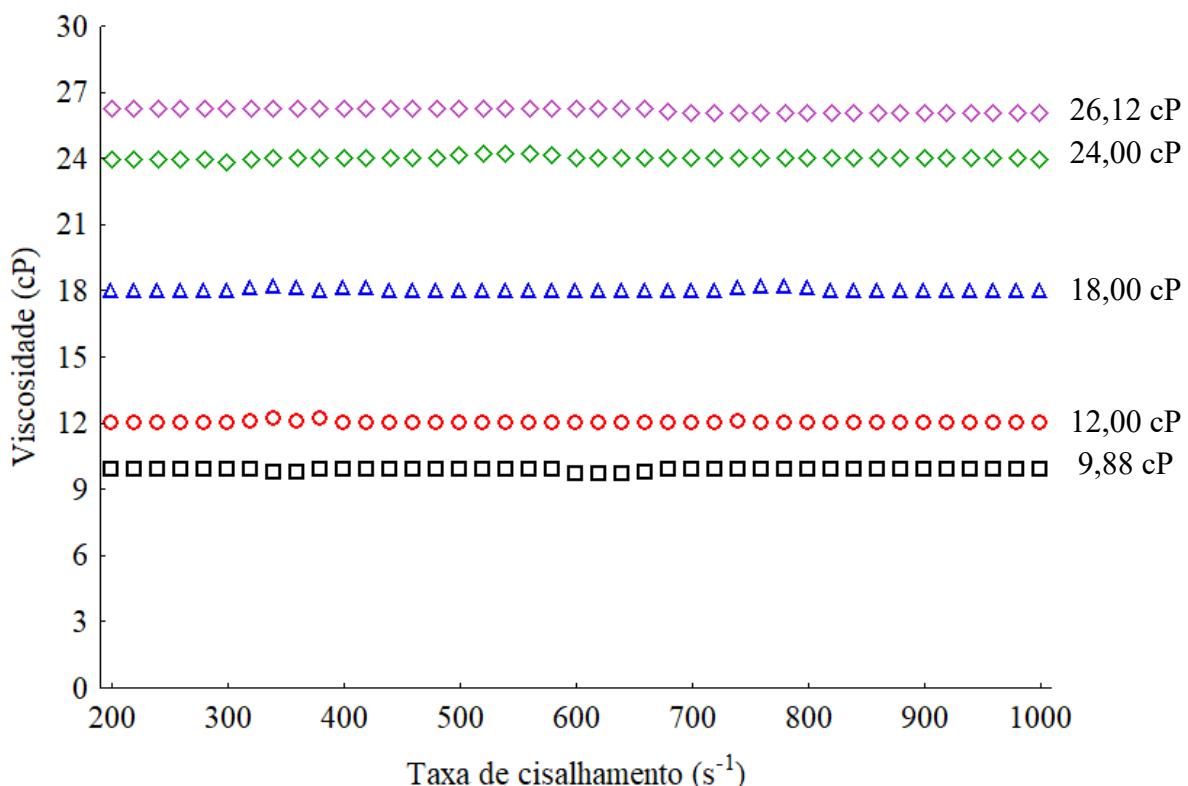


Figura 4.1 – Níveis de viscosidades utilizados no PCC em função da taxa de cisalhamento.

4.2 – Configuração otimizada de separação

A Tabela 4.1, exibe os valores das respostas analisadas nos experimentos com módulos intercambiáveis, na determinação da melhor configuração geométrica de separação.

Tabela 4.1 – Eficiência, razão de líquido, eficiência reduzida e valor da função objetivo para as diferentes configurações de hidrociclone.

#	θ (°)	D_u (mm)	η (%)	RL (%)	η' (%)	F_η	F_{RL}	FO
1	6	4	72,1	17,1	66,3	0,000	0,902	0,000
2	6	5	72,6	19,9	65,8	0,032	0,807	0,026
3	6	6	77,4	28,0	68,6	0,335	0,534	0,179
4	6	7	79,4	33,6	69,0	0,462	0,345	0,159
5	6	8	87,0	40,5	78,2	0,943	0,111	0,105
6	7	4	78,9	15,3	75,1	0,430	0,963	0,414
7	7	5	80,7	19,5	76,0	0,544	0,821	0,447
8	7	6	83,9	26,7	78,0	0,747	0,578	0,431
9	7	7	85,5	36,4	77,2	0,848	0,250	0,212
10	7	8	87,4	43,8	77,6	0,968	0,000	0,000
11	8	4	74,2	14,9	69,7	0,133	0,976	0,130
12	8	5	77,9	18,5	72,9	0,367	0,855	0,314
13	8	6	81,9	26,7	75,3	0,620	0,578	0,358
14	8	7	85,1	35,0	77,1	0,823	0,297	0,245
15	8	8	86,2	40,8	76,7	0,892	0,101	0,090
16	9	4	77,3	14,2	73,5	0,329	1,000	0,329
17	9	5	79,8	18,4	75,2	0,487	0,858	0,418
18	9	6	82,7	26,8	76,4	0,671	0,574	0,385
19	9	7	86,0	33,4	79,0	0,880	0,351	0,309
20	9	8	85,8	40,0	76,3	0,867	0,128	0,111
21	10	4	77,4	14,2	73,7	0,335	1,000	0,335
22	10	5	80,1	19,0	75,4	0,506	0,838	0,424
23	10	6	83,5	27,0	77,4	0,722	0,568	0,410
24	10	7	84,5	33,6	76,7	0,785	0,345	0,270
25	10	8	87,9	40,3	79,7	1,000	0,118	0,118

Os próximos quatro itens discutem com mais detalhes a relação das respostas obtidas com as configurações de hidrociclone utilizadas. Os resultados completos, referente aos ensaios apresentados na Tabela 4.1, são apresentados no Apêndice D.

4.2.1 – Eficiência global de separação (η)

A Figura 4.2 apresenta os valores de eficiência global (η) e eficiência reduzida de separação (η') nas 25 configurações, apresentados na Tabela 4.1. Os valores de eficiência global de separação variaram de 72,6 a 87,9% com média de 81,8%. Observa-se a maximização da resposta pelo aumento de D_u , diferentemente do que ocorreu para a variável operacional θ para um mesmo diâmetro de *underflow*.

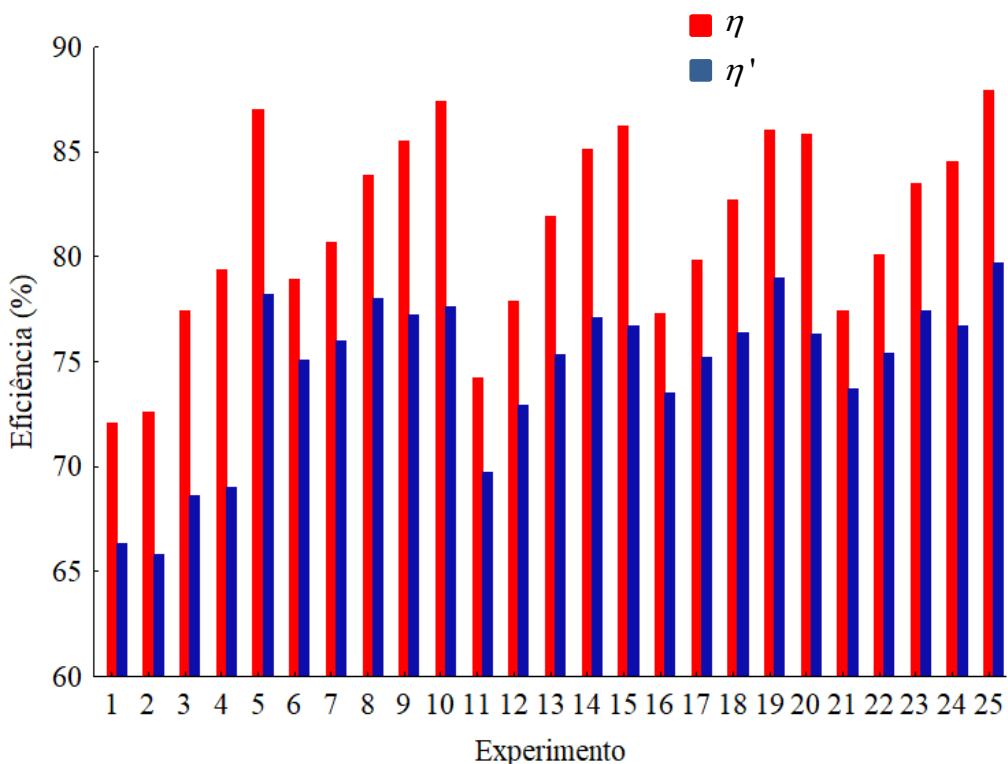


Figura 4.2 – Eficiência global e reduzida de separação mediante variação de D_u e θ .

Por meio de regressão múltipla dos dados de eficiência global de separação, considerando nível de significância “p” de 5%, eliminou-se uma a uma as variáveis e suas interações com níveis acima do especificado. Os coeficientes significativos restantes para eficiência de separação são apresentados na Equação (4.1), com R^2 de 0,8496.

$$\eta = 82,459 + 0,900x_{\theta} + 2,764x_{Du} - 0,497x_{\theta}^2 \quad (4.1)$$

Pela Equação (4.1), nota-se que o aumento da eficiência de separação é decorrente do incremento do diâmetro de *underflow*. Observa-se também, que a variável codificada para angulação de cone, x_{θ} , apresentou efeito individual positivo e efeito quadrático negativo, ambos com pequenos valores, reduzindo sua significância na resposta analisada. Os efeitos sobre a eficiência de separação podem ser melhor observados através da superfície de resposta, apresentada na Figura 4.3.

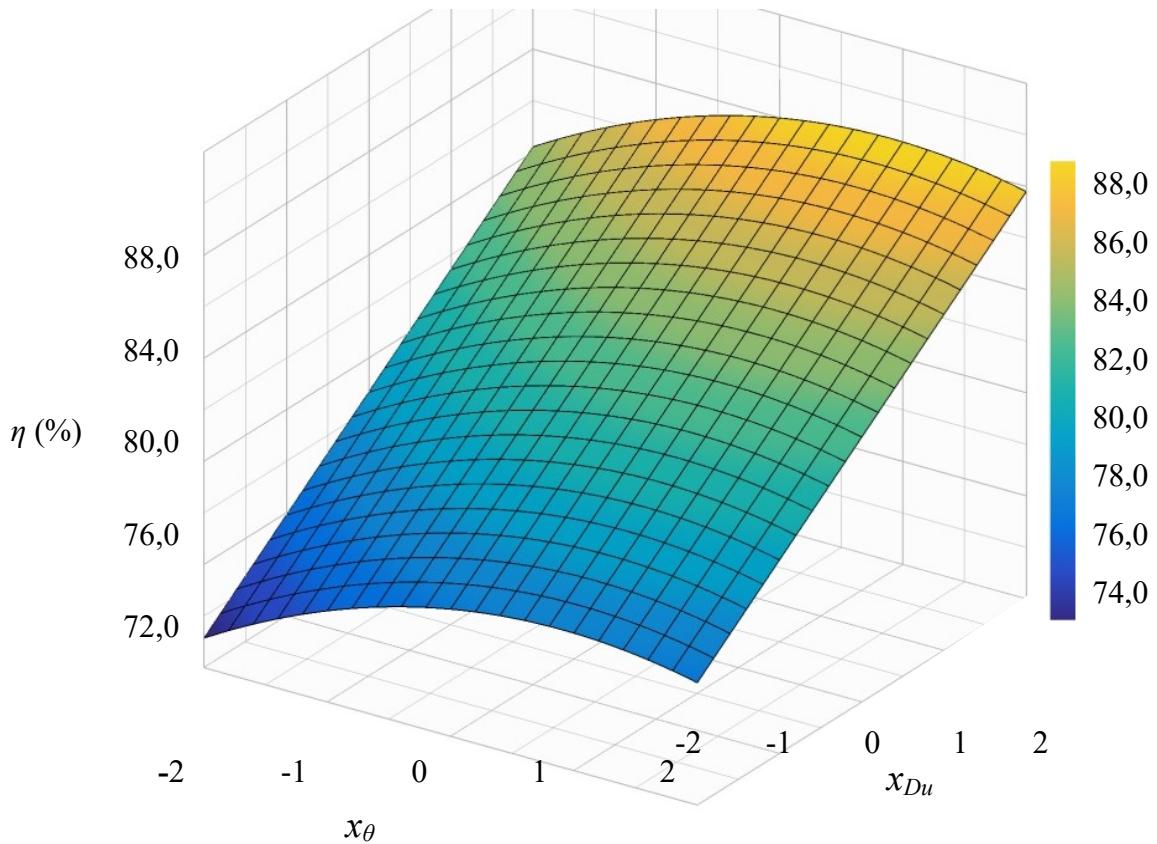


Figura 4.3 – Superfície de resposta para eficiência global de separação.

Observa-se a clara tendência de aumento de η em função do aumento do diâmetro de *underflow*, a maior abertura da corrente concentrada possibilitou maior direcionamento de sólidos para o duto inferior e, consequentemente, maior coleta de partículas. Valores de angulação intermediários favoreceram o aumento da eficiência.

4.2.2 – Razão de líquido (RL)

Os valores de razão de líquido, obtidos na alternância dos módulos do hidrociclone, são visualizados na Figura 4.4. Na imagem, é possível identificar cinco faixas de classificação para esta resposta nos experimentos em hidrociclonagem: a primeira faixa ($RL < 17,1$) contém os hidrociclocone com D_u de 4 mm, a segunda ($18,4 < RL < 19,9$) com as configurações com módulos de D_u com 5 mm, a terceira faixa ($26,7 < RL < 28,0$) com os hidrociclocone com D_u de 6 mm, a quarta faixa ($33,4 < RL < 36,4$) com D_u de 7 mm, e quinta e última faixa ($40,0 < RL$), contém os hidrociclocone com D_u de 8 mm.

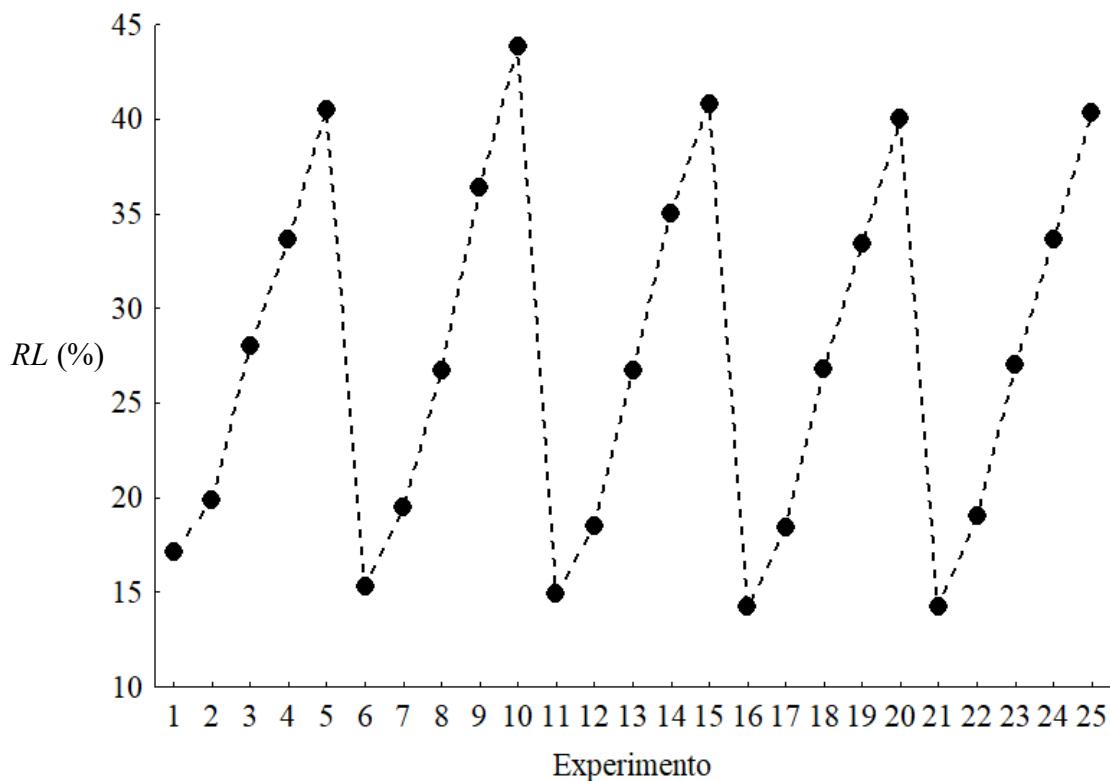


Figura 4.4 – Razão de líquido mediante variação de D_u e θ .

Realizando a mesma análise estatística procedida para η , por meio da regressão múltipla, obteve-se os parâmetros que influenciam significativamente a razão de líquido (95% de confiança), apresentada na Equação (4.2).

$$RL = 26,641 - 0,378x_{\theta} + 6,722x_{D_u} + 0,350x_{D_u}^2 \quad (4.2)$$

Pela Equação 4.2, observa-se que para a resposta razão de líquido, a variável θ foi significativa, com pequeno coeficiente negativo na forma linear, de forma que sua modificação pouco alterou a divisão de fluxo. Já a variável D_u , apresentou significância para coeficientes tanto na forma linear quanto quadrática, sendo o coeficiente linear de grandeza consideravelmente superior aos demais citados.

A Figura 4.5 apresenta a superfície de resposta obtida pela Equação (4.2), o coeficiente de correlação quadrático (R^2) obtido foi de 0,9868, mostrando que, para ambas as respostas analisadas, as correlações propostas explicam de modo satisfatório a variabilidade dos dados. Para a resposta razão de líquido, observou-se que para uma mesma angulação, com o acréscimo do diâmetro de *underflow*, reduziu-se a restrição ao escoamento a corrente concentrada, aumentando a divisão do fluxo.

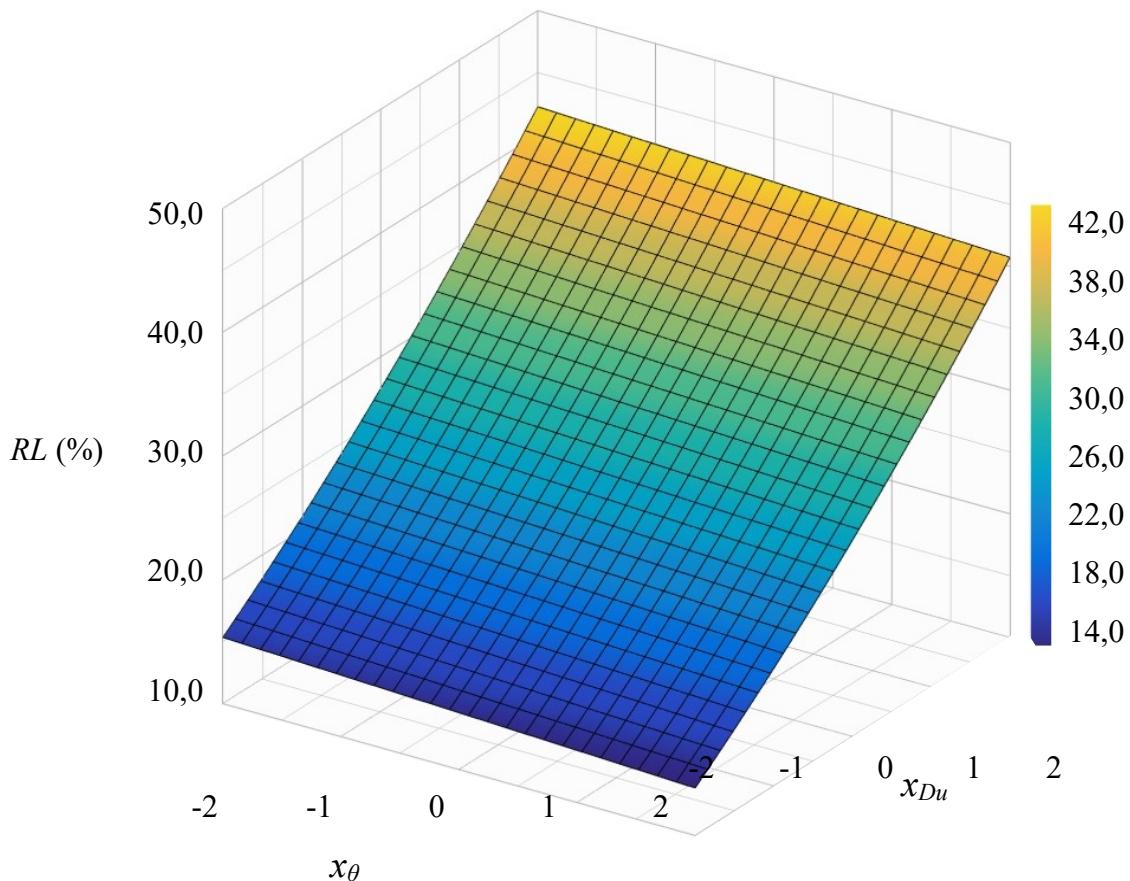


Figura 4.5 – Superfície de resposta para razão de líquido.

4.2.3 – Relação entre razão de líquido e eficiência total

A Figura 4.6 relaciona as respostas de todos os experimentos na obtenção da melhor configuração geométrica, comparando a eficiência de separação da rocha fosfática com a razão de líquido. Observa-se uma tendência linear, indicando que η é diretamente proporcional às mudanças de RL , este efeito, comum em operações com hidrociclones, recebe o nome de efeito “T”. Deste modo, parte significativa do incremento da eficiência de separação, deu-se devido ao aumento da razão de líquido, não representado necessariamente uma melhoria real de desempenho do hidrociclone.

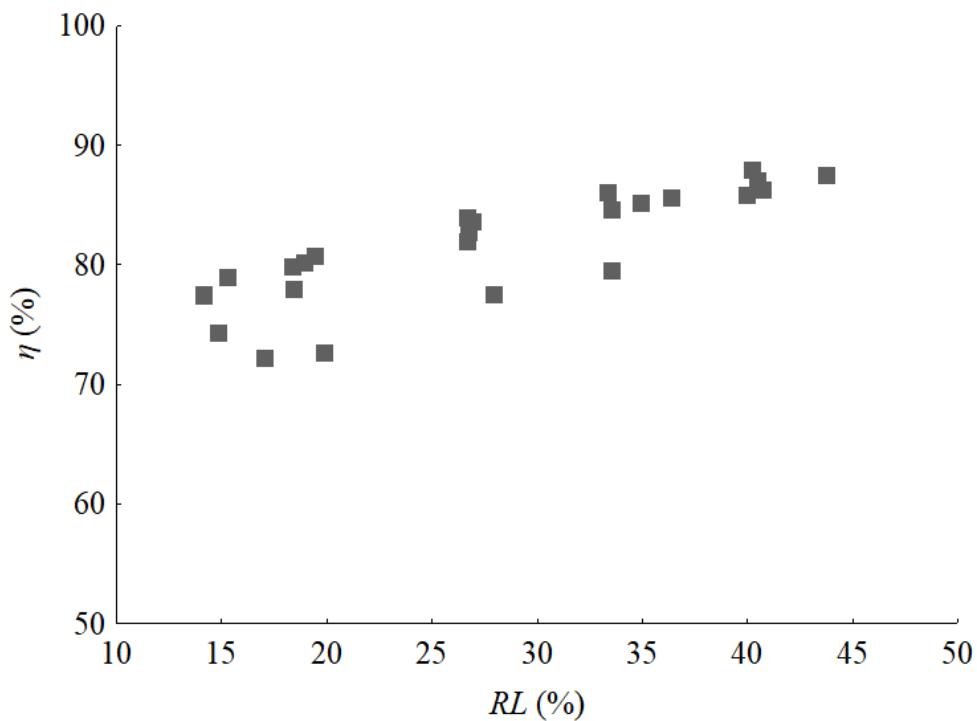


Figura 4.6 – Eficiência de separação da rocha fosfática em função da razão de líquido.

4.2.4 – Corroboração estatística

Utilizando o *software Statistica®*, foram realizadas análise de resíduos, e comparou-se os valores observados com os preditos pelo modelo. Nas Figuras 4.7 e 4.8, são apresentados respectivamente os valores preditos de η e RL em função dos valores observados em cada experimento. Nota-se pequena variação entre os valores, estando distribuídos de forma aleatória em torno da reta, sendo que para RL , estes são apresentados em cinco faixas, supracitadas.

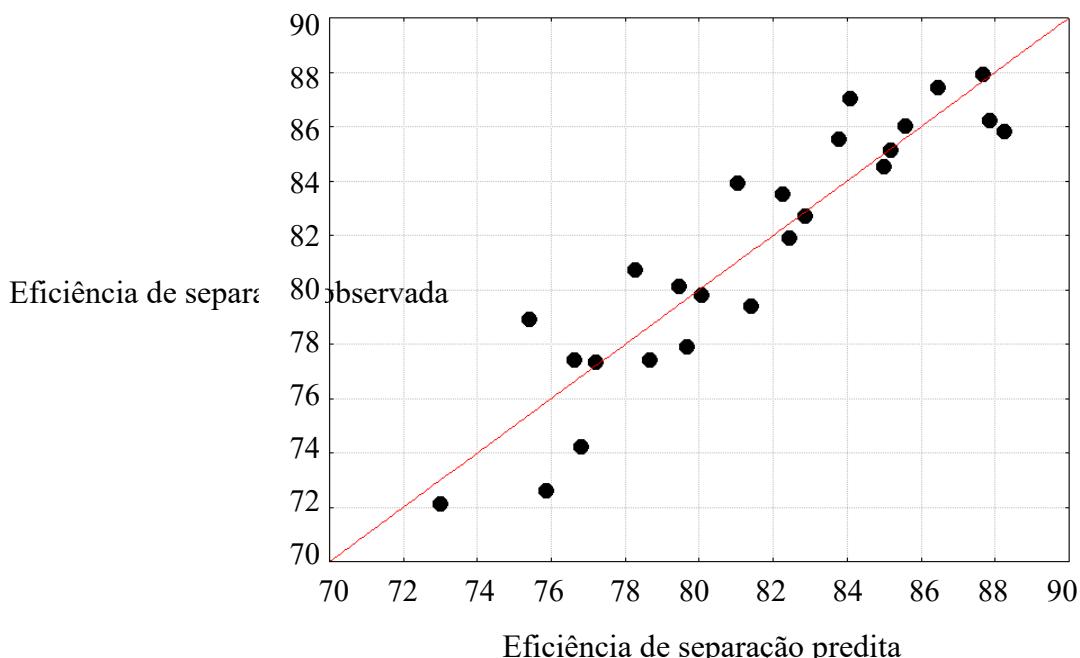


Figura 4.7 – Eficiência de separação predita e eficiência de separação experimental.

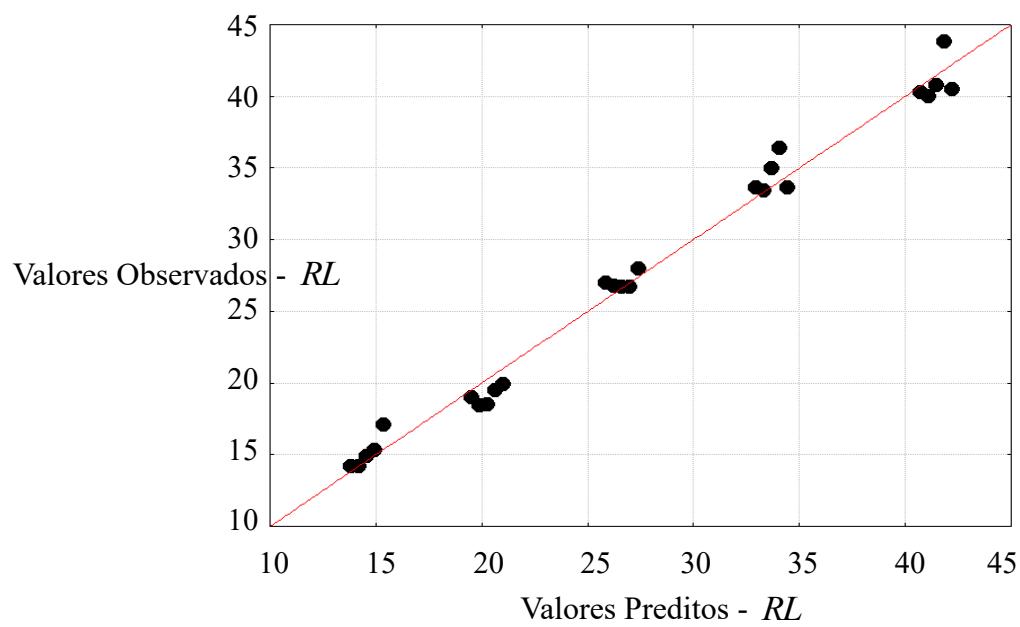


Figura 4.8 – RL predita e RL experimental.

Assumiu-se ainda que os resíduos possuíssem comportamento normal de distribuição, tal comportamento é evidente nas Figuras 4.9 e 4.10, em que apresentam respectivamente a distribuição de frequência de resíduos para eficiência de separação e razão de líquido. Por definição, resíduo é considerado a diferença entre o valor observado experimentalmente e valor predito pelo modelo.

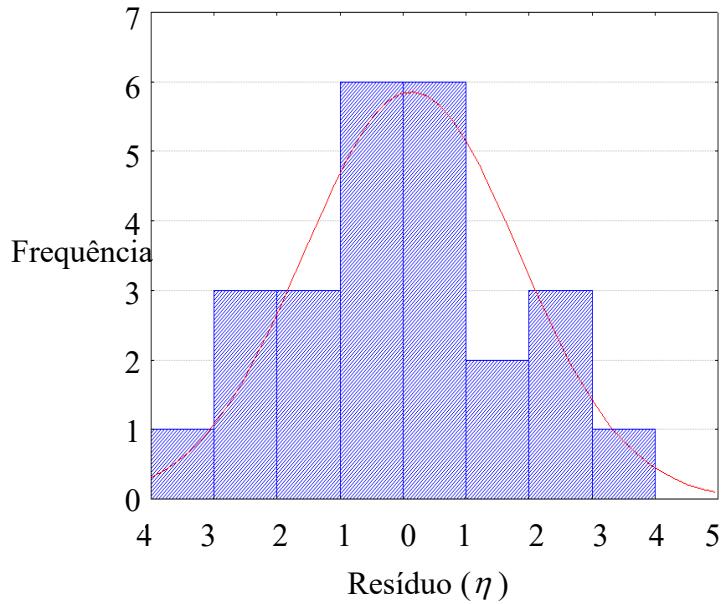


Figura 4.9 – Histograma de resíduos para a resposta eficiência global de separação.

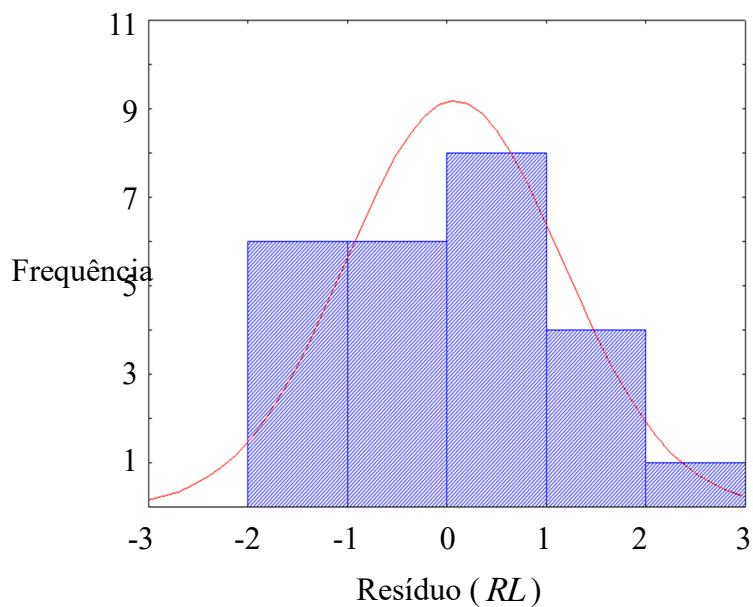


Figura 4.10 – Histograma de resíduos para a resposta razão de líquido.

Nas Figuras 4.11 e 4.12, são apresentadas as distribuições dos resíduos para estas mesmas duas respostas. Observa-se que os resíduos estão dispersos em torno do valor zero, não indicando grande variabilidade, sem tendências quanto à distribuição.

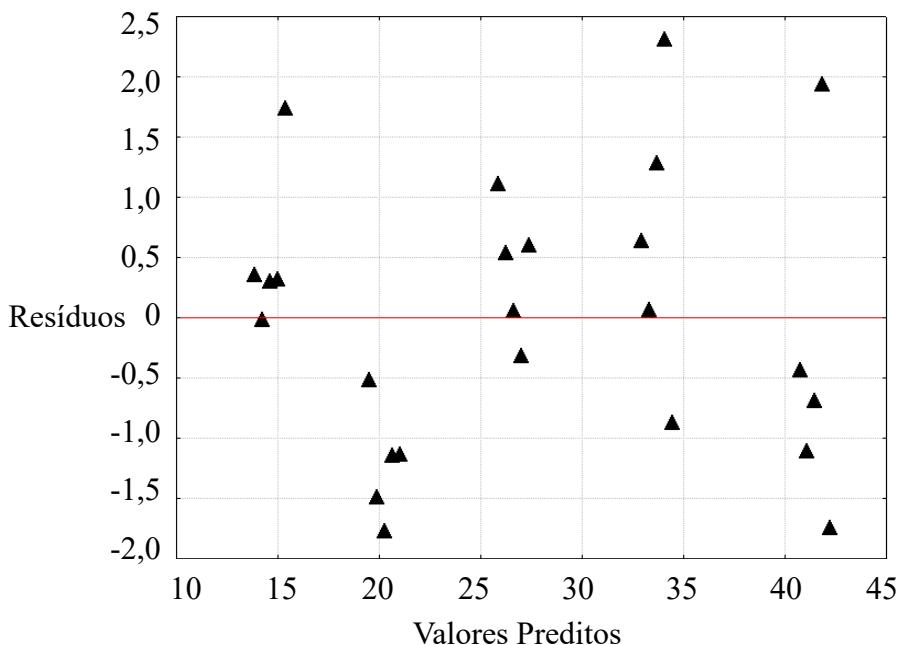


Figura 4.11 – Distribuição dos resíduos para a resposta razão de líquido.

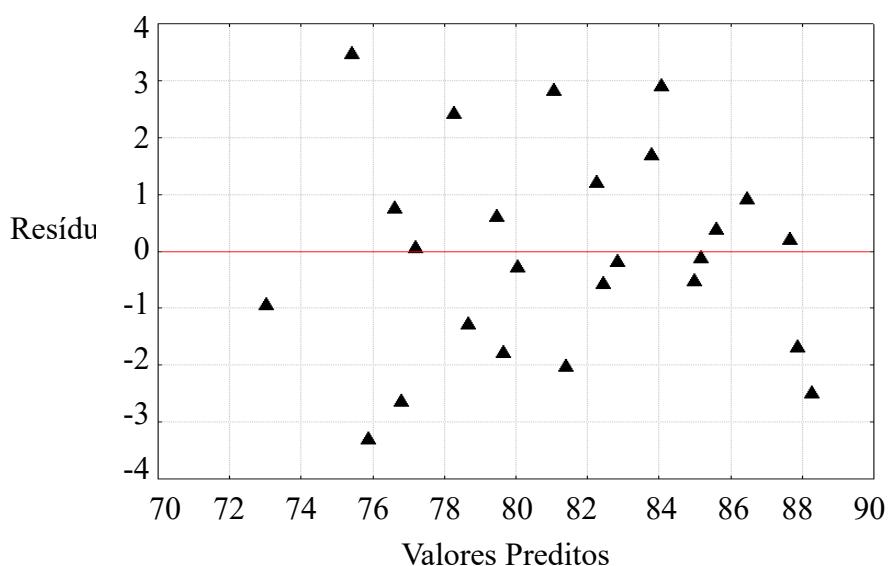


Figura 4.12 – Distribuição dos resíduos para a resposta eficiência de separação.

4.2.5 – Função objetivo

Utilizando a Função Objetivo (*FO*), selecionou-se uma configuração com elevada taxa de coleta de sólidos e reduzida perda de líquido pela corrente concentrada e, balanceou de forma igualitária os efeitos observados nas respostas η e RL , função já apresentada na Equação (3.2).

A Figura 4.13 apresenta os dados da Função Objetivo apresentados na Tabela 4.1, é possível observar que, configurações com a altas razões de líquido e baixas eficiências de separação conduziram a baixos valores de FO , bem notados nos experimentos 1, 2 e 10. A configuração que maximizou o valor da função foi a do experimento 7 ($FO = 0,445$), com valores próximos aos níveis intermediários para angulação e diâmetro de *underflow* ($\theta = 7^\circ$ e $D_u = 5 \text{ mm}$).

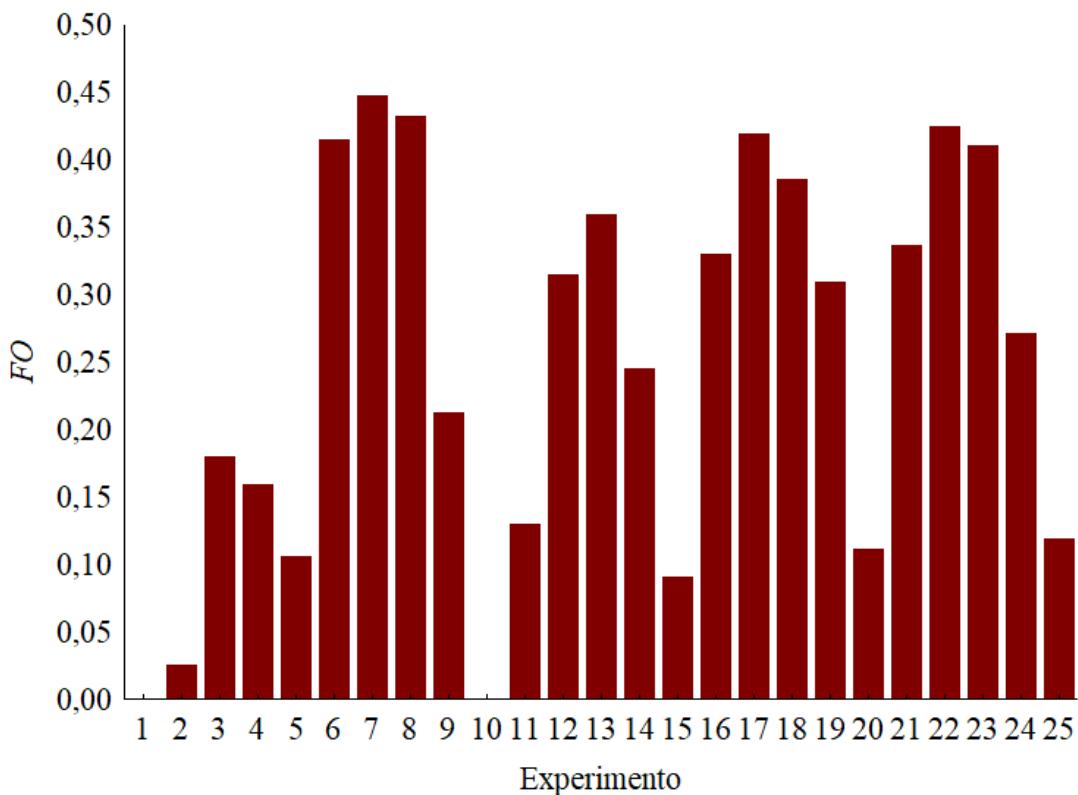


Figura 4.13 – Função Objetivo (FO) para as configurações geométricas testadas.

4.3 – Planejamento Composto Central (PCC)

Após escolha da configuração geométrica que melhor atendesse à separação desejada, obtida no ensaio 7 da primeira parte experimental, procedeu-se com a realização dos experimentos do PCC, nos quais avaliou-se a influência das seguintes variáveis: viscosidade (μ), concentração volumétrica de sólidos (C) e pressão (P). Nesta etapa, foram examinadas as seguintes respostas: eficiência global de separação (η), eficiência reduzida (η'), razão de líquido (RL), número de Euler (Eu), capacidade de processamento (Q) e diâmetro de corte

(d_{50}). Os resultados do Planejamento Composto Central são apresentados na Tabela 4.2. O conjunto de resultados completos, obtidos no PCC, referente aos ensaios apresentados na Tabela 4.2, é apresentado no Apêndice E.

Tabela 4.2 – Razão de líquido, eficiências de separação, Euler, capacidade de processamento e diâmetro de corte para os experimentos do PCC.

#	μ (cP)	C	P (psi)	RL (%)	η (%)	η' (%)	Eu	Q ($m^3.s^{-1}$)	d_{50} (μm)
1	-1	-1	-1	19,2	86,1	82,8	972,0	1,286	39,9
2	-1	-1	1	19,7	90,9	88,7	1039,9	1,634	32,1
3	-1	1	-1	17,9	85,3	82,1	952,8	1,299	41,5
4	-1	1	1	18,1	90,0	87,8	1026,7	1,644	32,5
5	1	-1	-1	20,9	74,7	68,0	814,9	1,373	58,4
6	1	-1	1	20,2	81,7	77,1	857,8	1,758	45,4
7	1	1	-1	22,5	77,1	70,5	815,1	1,372	56,3
8	1	1	1	18,7	83,1	79,2	849,1	1,767	42,5
9	-1,353	0	0	19,5	93,3	91,7	1029,8	1,467	26,9
10	+1,353	0	0	19,6	75,8	69,9	780,4	1,637	57,8
11	0	-1,353	0	20,2	77,1	71,3	885,2	1,559	56,2
12	0	+1,353	0	19,4	75,9	70,1	868,6	1,574	57,8
13	0	0	-1,353	19,8	73,1	66,5	855,6	1,268	60,3
14	0	0	+1,353	19,4	82,6	78,4	919,3	1,784	43,2
15	0	0	0	19,5	78,9	73,8	899,8	1,546	52,6
16	0	0	0	20,9	78,9	73,3	894,6	1,551	52,5
17	0	0	0	20,6	79,9	74,6	896,6	1,549	52,1

4.3.1 – Eficiência de separação (η)

Para a resposta de eficiência global de separação, nota-se que, ao analisar-se somente a alteração de uma variável operacional, obtém-se maior entendimento de sua influência em η . Ao comparar-se as eficiências de separação nas corridas 1 ($\eta = 86,1$) e 5 ($\eta = 74,7$), observa-se a queda de eficiência em decorrência do aumento da viscosidade, sendo esta, a única variável alterada entre os dois experimentos, com pressão e concentração inalteradas.

A mesma queda de eficiência de separação ocorreu entre os experimentos 2 ($\eta = 90,9$) e 6 ($\eta = 81,7$), 3 ($\eta = 85,3$) e 7 ($\eta = 77,1$), 4 ($\eta = 90,0$) e 8 ($\eta = 83,1$), e mais evidente ainda, quando é feita esta comparação para os experimentos axiais, 9 ($\eta = 93,3$) e 10

($\eta = 75,8$), os quais trabalharam respectivamente com o menor e maior valor de viscosidade, sem alteração das outras variáveis.

Quando observado o efeito da mudança da pressão (mantendo as outras variáveis operacionais constantes), nota-se que esta atuou de maneira oposta à viscosidade, com seu acréscimo favorecendo separação da rocha fosfática. Tal efeito é evidenciado ao comparar-se o experimento 1 ($\eta = 86,1$) com o experimento 2 ($\eta = 90,9$), em que operou-se com pressões de 22,0 e 38,0 psi respectivamente.

De modo semelhante, é observado acréscimo na eficiência de separação na comparação dos experimentos 3 ($\eta = 85,3$) e 4 ($\eta = 90,0$), 5 ($\eta = 74,7$) e 6 ($\eta = 81,7$), 7 ($\eta = 77,1$) e 8 ($\eta = 83,1$), nos quais os experimentos ímpares operaram a pressão de 22 psi e os pares a 38 psi. Nesta análise em pares, nos experimentos com maior variação de pressão, (ensaios 13 e 14, respectivamente, $\eta = 73,1$ e $\eta = 82,6$), houve também o maior incremento na eficiência, quando analisada esta variável operacional de forma isolada.

Diferentemente da viscosidade e da pressão, o incremento da concentração de sólidos, pouco alterou a eficiência do aparelho, no sentido que, seu aumento pouco desfavoreceu a separação das partículas de rocha fosfática. Tal comportamento é evidenciado quando analisado em pares os experimentos 1 ($\eta = 86,1$) e 3 ($\eta = 85,3$), 2 ($\eta = 90,9$) e 4 ($\eta = 90,0$), e mais ainda perceptível nos ensaios com variação extrema de concentração, corridas 11 ($\eta = 77,1$) e 12 ($\eta = 75,9$), no qual houve um discreto decréscimo de eficiência.

Para o estudo da influência das variáveis operacionais na eficiência global de separação, efetuou-se análise de regressão múltipla dos dados e, posteriormente, foram eliminados os fatores com níveis de significância superiores a 5%. A Equação (4.3) apresenta na forma codificada as variáveis que influenciaram significativamente essa resposta, sendo que o coeficiente de correlação quadrático (R^2) foi 0,9283.

$$\eta = 78,486 - 5,092x_{\mu} + 4,299x_{\mu}^2 + 3,032x_P \quad (4.3)$$

Nota-se pela Equação (4.3) que a variável concentração volumétrica de sólidos não foi significativa para a resposta de eficiência de separação, já a variável pressão em sua forma isolada, contribuiu para o aumento da eficiência, e a variável viscosidade, a que mais influenciou a resposta analisada. A Figura 4.14 permite analisar a distribuição de resíduos para a Equação (4.3), mostrando a aleatoriedade da distribuição em torno da média, sem tendências,

indicando distribuição normal. A Figura 4.15, exibe a grande proximidade dos valores de eficiência de separação preditos pelo modelo com os valores experimentais.

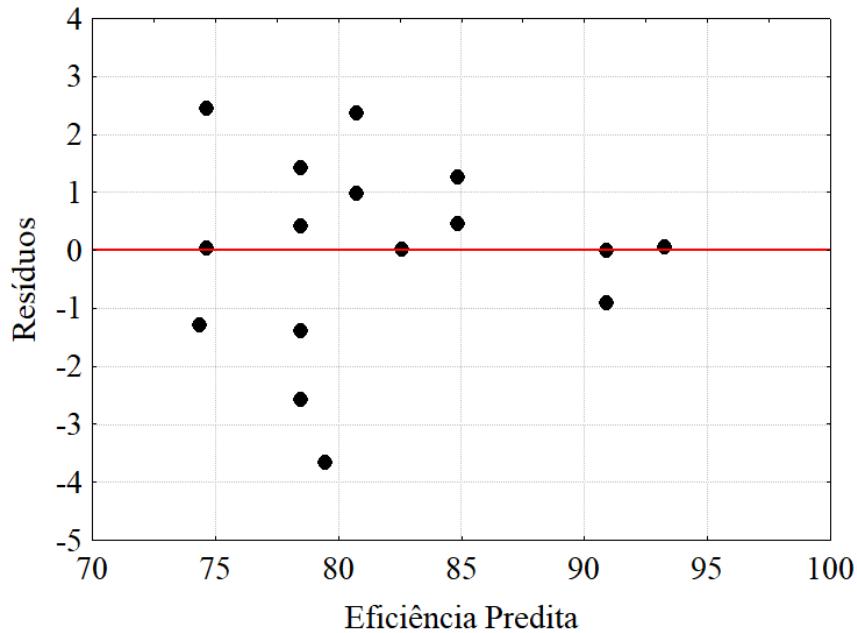


Figura 4.14 – Distribuição de resíduos para a resposta de eficiência de separação.

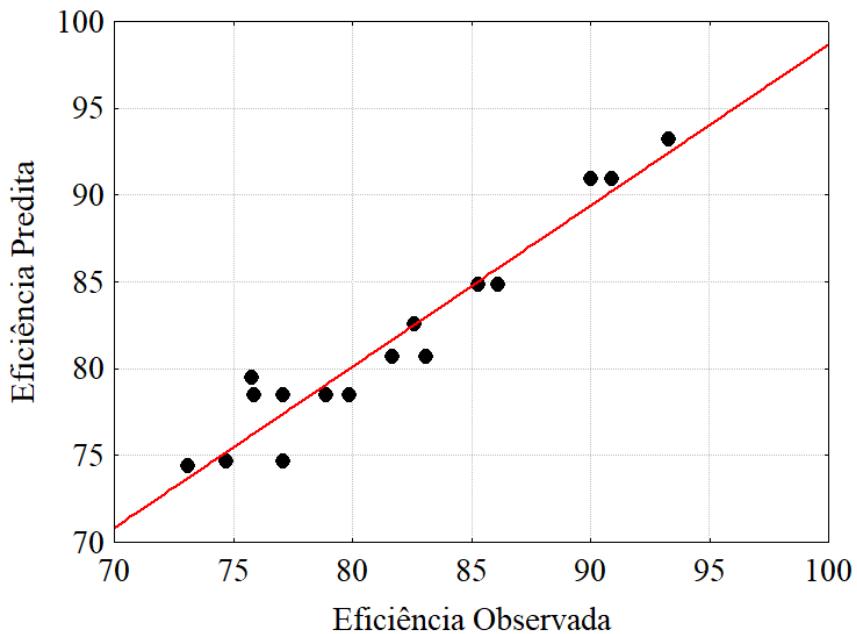


Figura 4.15 – Eficiências preditas e eficiências obtidas experimentalmente.

Para melhor ilustrar o efeito da influência destas variáveis, é apresentado na Figura 4.16, a superfície de resposta para a variação da pressão (P) e viscosidade (μ) na

resposta eficiência de separação, a variável concentração foi considerada em seu nível central.

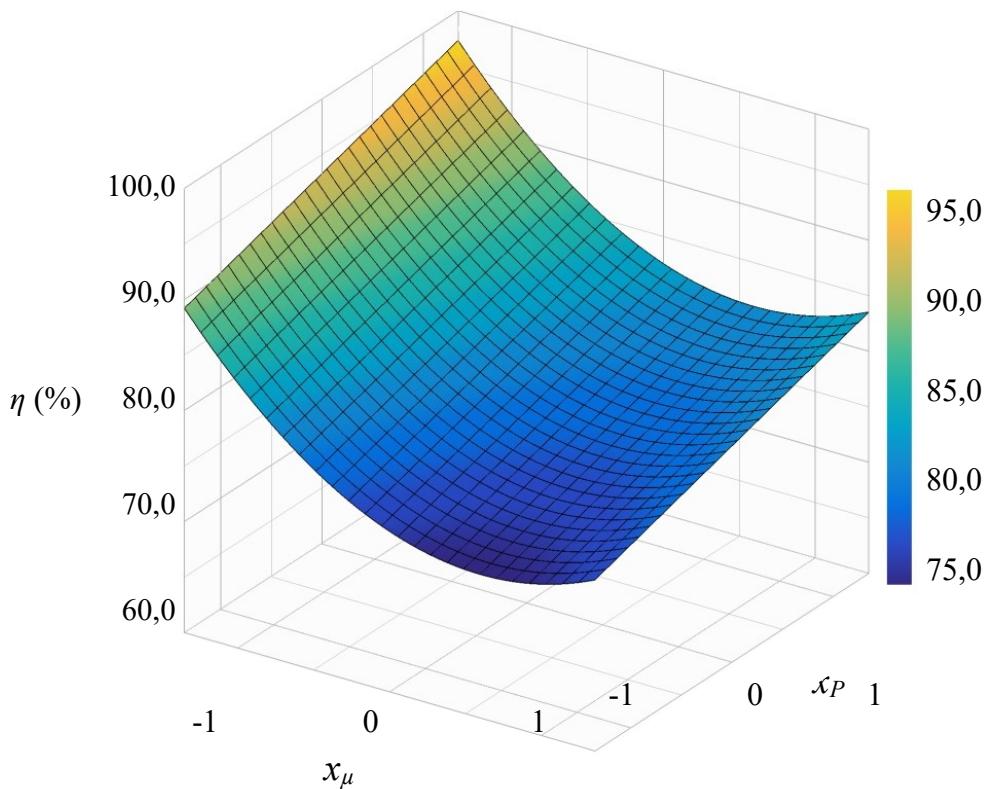


Figura 4.16 – Superfície de resposta da eficiência global de separação mediante variação de P e μ .

4.3.2 – Razão de líquido (RL)

A Figura 4.17 apresenta os valores para a resposta de razão de líquido apresentados na Tabela 4.2, o valor médio para esta resposta foi de 19,8%. Observa-se uma baixa alteração da resposta razão de líquido independentemente dos valores das variáveis dos experimentos do PCC, sendo a maior variação constatada entre os experimentos 3 ($RL = 17,9$) e 7 ($RL = 22,5$).

No estudo de significância das variáveis operacionais, observou-se que somente a viscosidade na forma linear foi significativa, com todos os demais fatores com nível de significância acima de 5%.

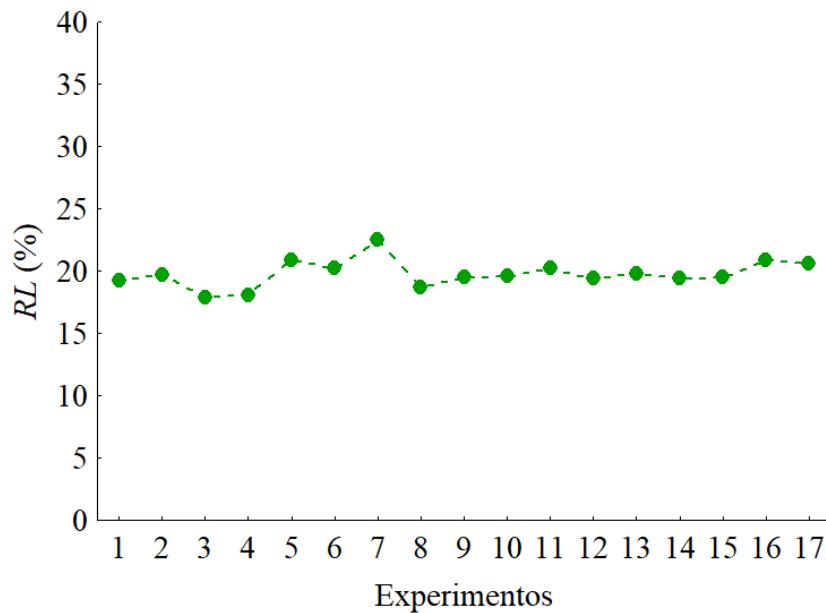


Figura 4.17 – Valores de razão de líquido para os experimentos do PCC.

Os valores dos parâmetros para cada variável e suas combinações, bem como seus respectivos níveis de significância são apresentados na Tabela 4.3, com coeficiente de correlação quadrático de 0,7621. A superfície de resposta para a razão de líquido em função da viscosidade e da pressão é apresentada na Figura 4.18.

Tabela 4.3 – Resultados de regressão múltipla para a resposta razão de líquido.

Variável Codificada	Parâmetro	Nível de significância
Constante	0,202	0,000
x_μ	0,006	0,029
x_μ^2	-0,002	0,422
x_C	-0,004	0,193
x_C^2	-0,001	0,697
x_P	0,003	0,159
x_P^2	-0,002	0,473
$x_\mu x_C$	0,003	0,240
$x_\mu x_P$	-0,006	0,057
$x_C x_P$	-0,004	0,180

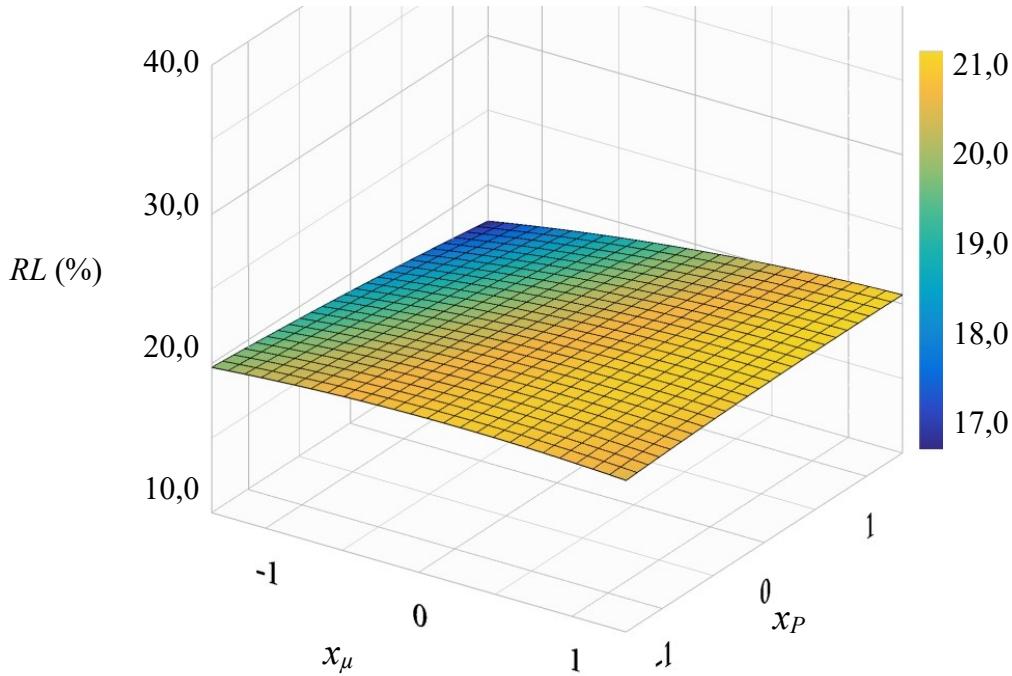


Figura 4.18 – Superfície de resposta para RL mediante variação da viscosidade e pressão.

4.3.3 – Eficiência reduzida (η')

A Figura 4.19 apresenta os valores de eficiência de separação e eficiência reduzida, conforme apresentado na Tabela 4.2. Ao desconsiderar o efeito da razão de líquido na eficiência de separação da rocha fosfática, tem-se o efeito de separação de partículas somente pela atuação do campo centrífugo, desconsiderando o efeito “T” de divisão de fluxo.

De modo análogo ao observado na resposta de eficiência global de separação, obteve-se padrão semelhante para influência das variáveis operacionais na eficiência reduzida de separação. Tal comportamento era previsto, mediante a pequena variação da razão de líquido no PCC, como valor máximo de $RL = 22,5$ (experimento 7) e mínimo de $RL = 17,9$ (experimento 3).

Ao compararmos o resultado de eficiência de separação reduzida, mediante a exclusiva variação da viscosidade, observa-se que esta variável operacional, atuou de forma ainda mais significativa na separação da rocha fosfática quando comparada a eficiência global de separação, ao analisar-se em pares os experimentos 1 ($\eta' = 82,8$) e 5 ($\eta' = 68,0$), 2 ($\eta' = 88,7$) e 6 ($\eta' = 77,1$), 3 ($\eta' = 82,1$) e 7 ($\eta' = 70,5$), 4 ($\eta' = 87,8$) e 8 ($\eta' = 82,8$).

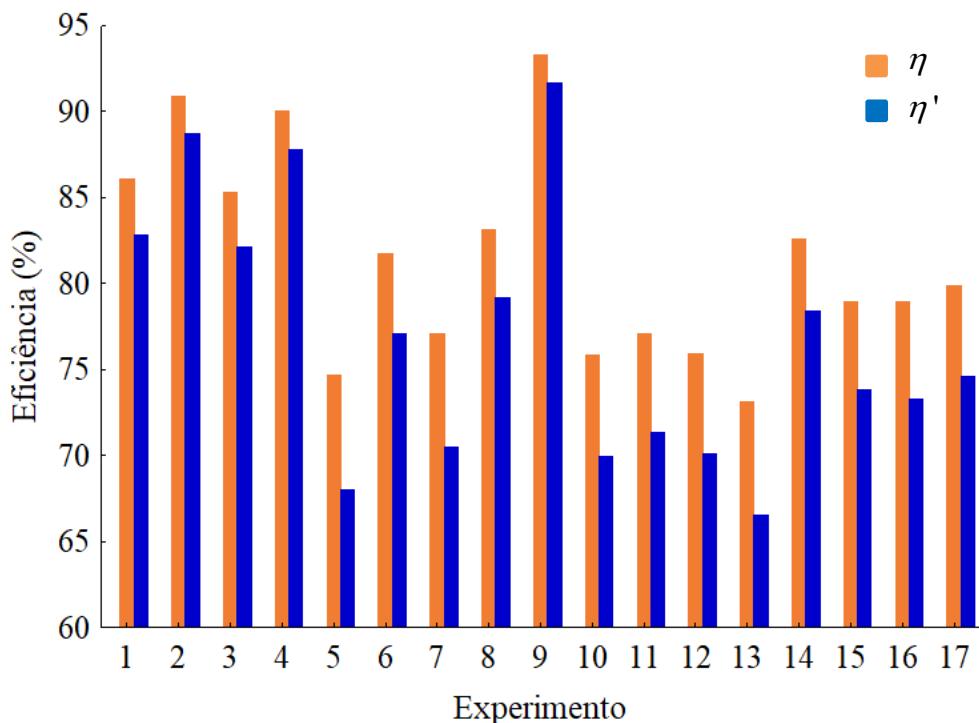


Figura 4.19 – Eficiência global e reduzida nos experimentos do PCC.

Para alteração exclusiva da variável operacional pressão, observou-se que seu incremento favoreceu o aumento da eficiência reduzida de forma ainda mais acentuada quando comparado sua variação na resposta η . Este efeito na reposta pode ser observado quando comparados os experimentos 1 ($\eta' = 82,8$) e 2 ($\eta' = 88,7$), 3 ($\eta' = 82,1$) e 4 ($\eta' = 87,8$), 5 ($\eta' = 68,0$) e 6 ($\eta' = 77,1$), 7 ($\eta' = 70,5$) e 8 ($\eta' = 79,2$) e na maior alteração de pressão, nos experimentos 13 ($\eta' = 66,5$) e 14 ($\eta' = 78,4$).

O incremento da concentração de sólidos pouco alterou a eficiência reduzida. A baixa influência desta variável, é evidenciada quando analisado em pares os experimentos 1 ($\eta' = 82,8$) e 3 ($\eta' = 82,1$), 2 ($\eta' = 88,7$) e 4 ($\eta' = 87,8$), mais ainda perceptível nos ensaios com variação extrema de concentração, ensaios 11 ($\eta' = 71,3$) e 12 ($\eta' = 70,1$). No estudo da influência das variáveis operacionais para esta resposta, foi também aplicada análise de regressão múltipla. A Equação (4.4), apresenta na forma codificada, as variáveis que influenciaram significativamente a eficiência total reduzida, considerando o intervalo de confiança de 95%, com R^2 de 0,9369.

$$\eta' = 73,104 - 6,523x_{\mu} + 5,401x_{\mu}^2 + 3,906x_P \quad (4.4)$$

As Figuras 4.20 e 4.21 exibem, respectivamente, a distribuição de resíduos e os valores preditos e obtidos para a Equação (4.4). Na Figura 4.20, nota-se a distribuição aleatória dos resíduos em torno da média, sem tendências, indicando uma distribuição normal.

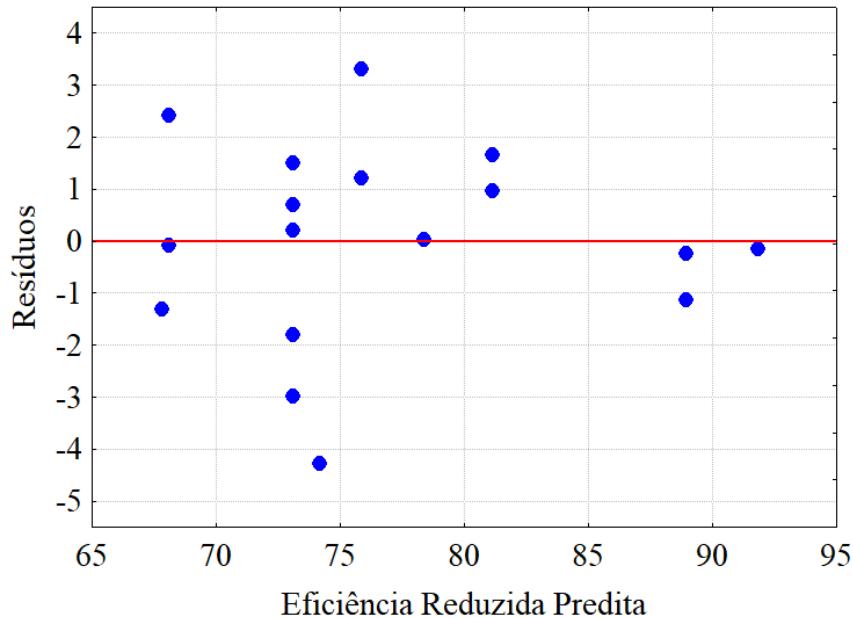


Figura 4.20 – Distribuição de resíduos para a resposta eficiência reduzida de separação.

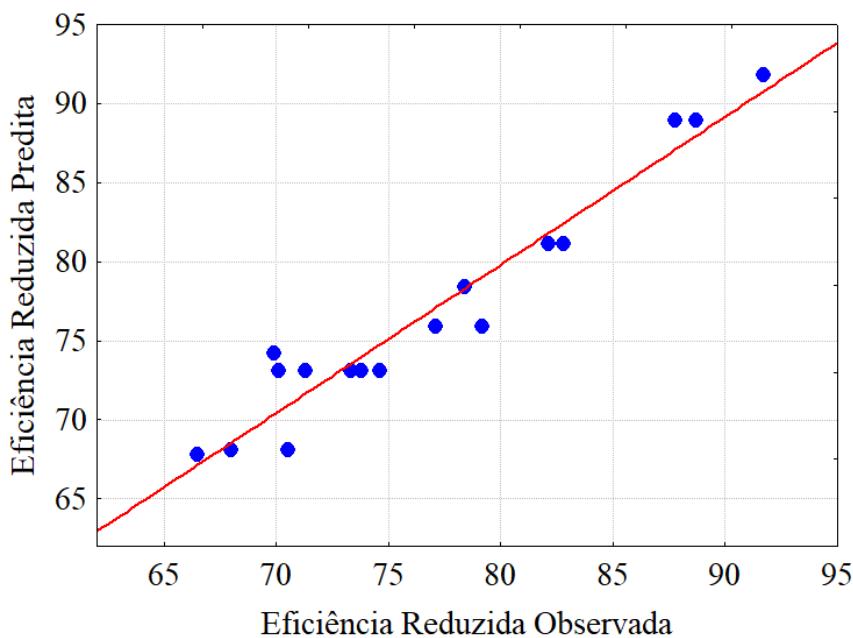


Figura 4.21 – Eficiências reduzidas preditas e obtidas experimentalmente.

Para ilustrar o efeito da influência destas variáveis, é apresentado na Figura 4.22, a superfície de resposta para a variação da pressão (P) e viscosidade (μ) na resposta de

eficiência global reduzida, a variável concentração (C) foi considerada em seu nível central.

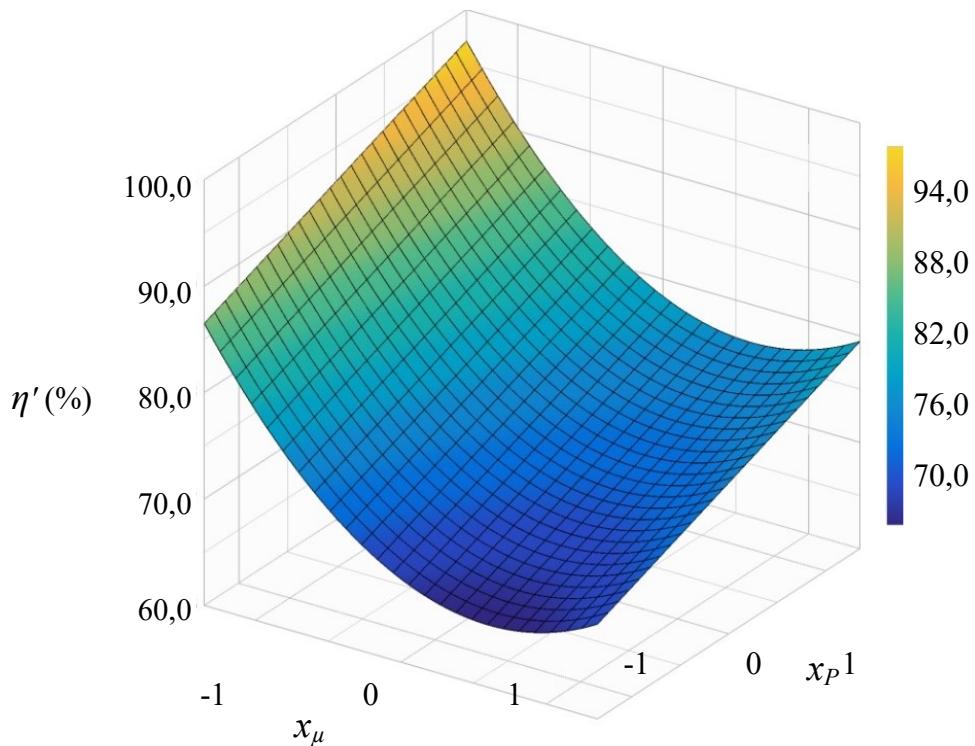


Figura 4.22 – Superfície de resposta da eficiência reduzida de separação mediante variação da pressão e viscosidade da solução.

Observa-se grande semelhança entre as Equações (4.3) e (4.4), respectivas correlações empíricas que, relacionam a influência das variáveis independentes codificadas para eficiência global e eficiência reduzida de separação, nas quais a viscosidade da solução influencia fortemente a queda nas respostas, a pressão atua no sentido de maximizar a separação e, nos níveis testados, a concentração de sólidos mostrou-se não influente, não havendo interação partícula-partícula significativa. Os dados sugerem que o aumento da viscosidade pode ter diminuído a intensidade do vórtice, e, portanto, a velocidade tangencial e força centrífuga tenham sido influenciadas pelo aumento de viscosidade. Pode-se ainda sugerir, que a força de arraste na partícula, devido a velocidade do líquido direcionada para o centro do aparelho, aumentou com o incremento da viscosidade. Tal influência da viscosidade foi observada no estudo de Martinussen *et al.* (2014), sendo também condizente com os resultados de Waters (2012).

4.3.4 – Número de Euler (Eu)

Os valores obtidos para o Eu , em experimentos nos quais foi utilizada a pressão em cinco níveis, são apresentados na Figura 4.23. Observa-se grande variação das respostas, com valores de 780,4 a 1039,9. Os maiores resultados foram obtidos para ensaios com baixas viscosidades e pressões mais elevadas (ensaios 2, 4 e 9), já as menores respostas são oriundas de ensaios realizados em viscosidades elevadas e pressões reduzidas (experimentos 5, 7 e 10).

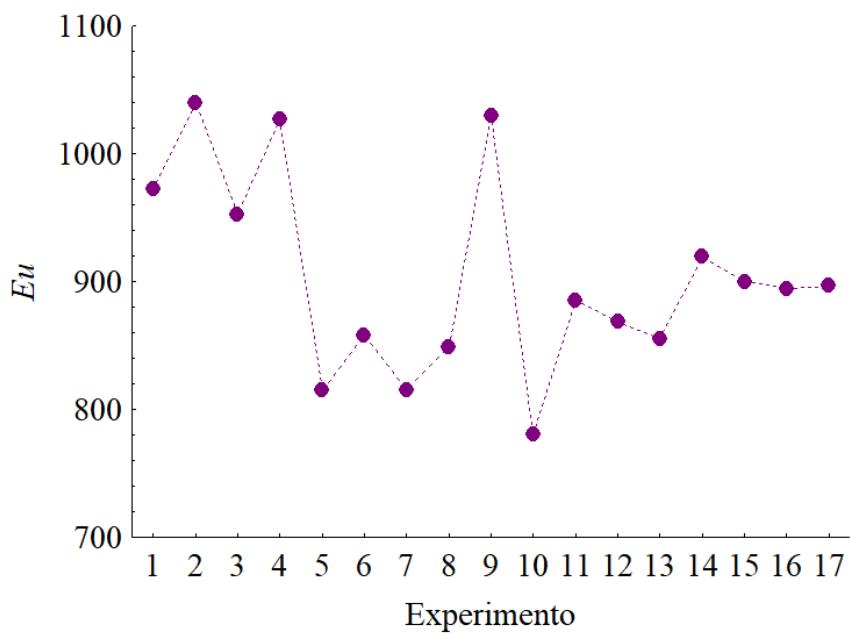


Figura 4.23 – Número de Euler para os hidrociclones dos experimentos do PCC.

A Equação (4.5) exibe as variáveis que influenciaram significativamente o número de Euler, considerando o intervalo de confiança de 95%. A equação foi obtida através da regressão múltipla dos dados da Tabela 4.2, com coeficiente de correlação quadrático de 0,9701.

$$Eu = 892,469 - 85,063x_{\mu} + 26,145x_P + 15,970x_{\mu}^2 \quad (4.5)$$

Observa-se que as variáveis operacionais viscosidade e pressão possuem nível de significância inferior a 5%, sendo, portanto, significativas. Além da visualização dos fatores na Equação (4.5), fica evidente a maior significância da viscosidade, quando comparada a variação extrema das outras duas variáveis operacionais. Nos ensaios 9 e 10, com respectiva variação em $-\alpha$ e $+\alpha$ em viscosidade, houve variação de 249,4 em Euler, valor consideravelmente superior, aos pares 11 e 12 (variação na resposta em 16,6), e 13 e 14 (variação de 63,7), em que

houve variação em $-\alpha$ e $+\alpha$ para concentração de sólidos e pressão, respectivamente. As Figuras 4.24 e 4.25, exibem respectivamente, a distribuição de resíduos e os valores preditos pelos valores obtidos experimentalmente. Assim como para as outras respostas, nota-se na Figura 4.24 a distribuição aleatória dos resíduos em torno da média, sem tendências, indicando uma distribuição normal. Na Figura 4.25, observa-se a alta proximidade entre os valores preditos e obtidos.

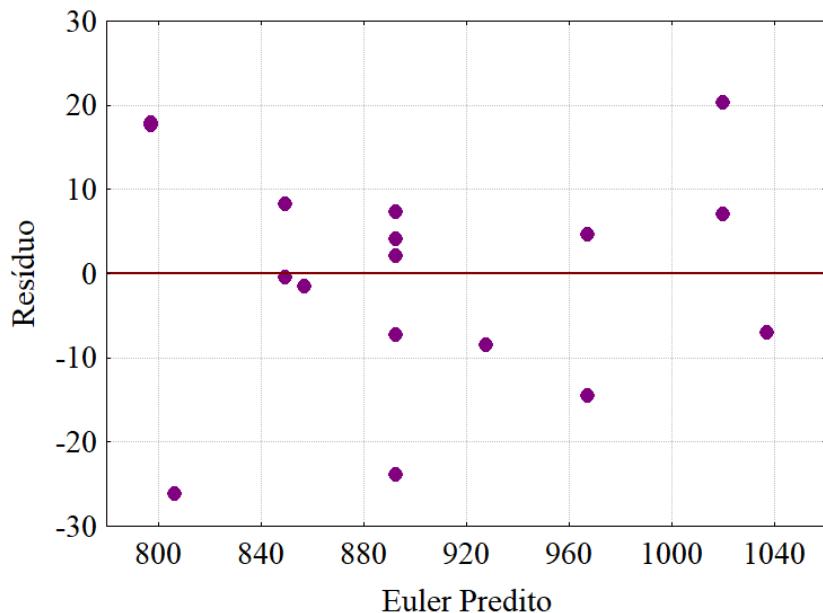


Figura 4.24 – Distribuição de resíduos para número de Euler.

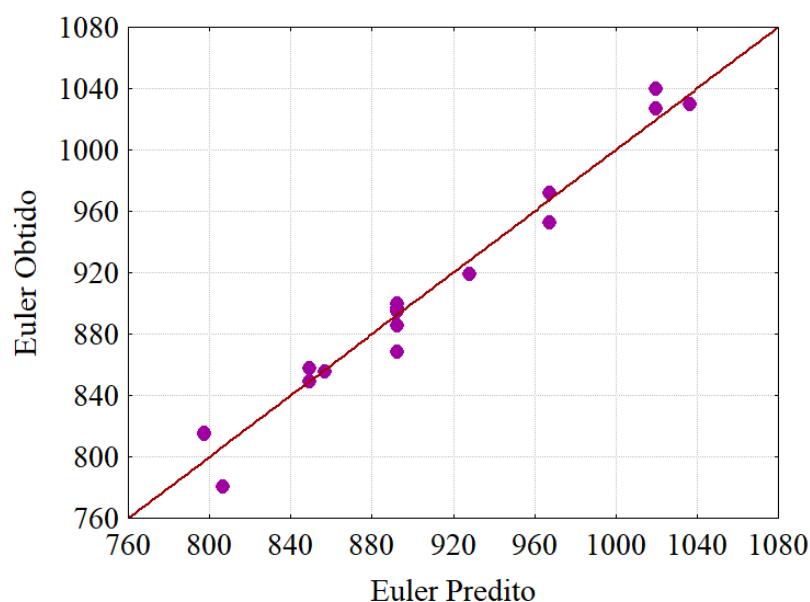


Figura 4.25 – Valores de Eu preditos e valores de Eu obtidos.

A fim de melhor ilustrar o efeito da influência das variáveis operacionais no número de Euler, é apresentado na Figura 4.26 a superfície de resposta para a variação da pressão (P) e viscosidade (μ), a variável concentração (C) foi considerada em seu nível central.

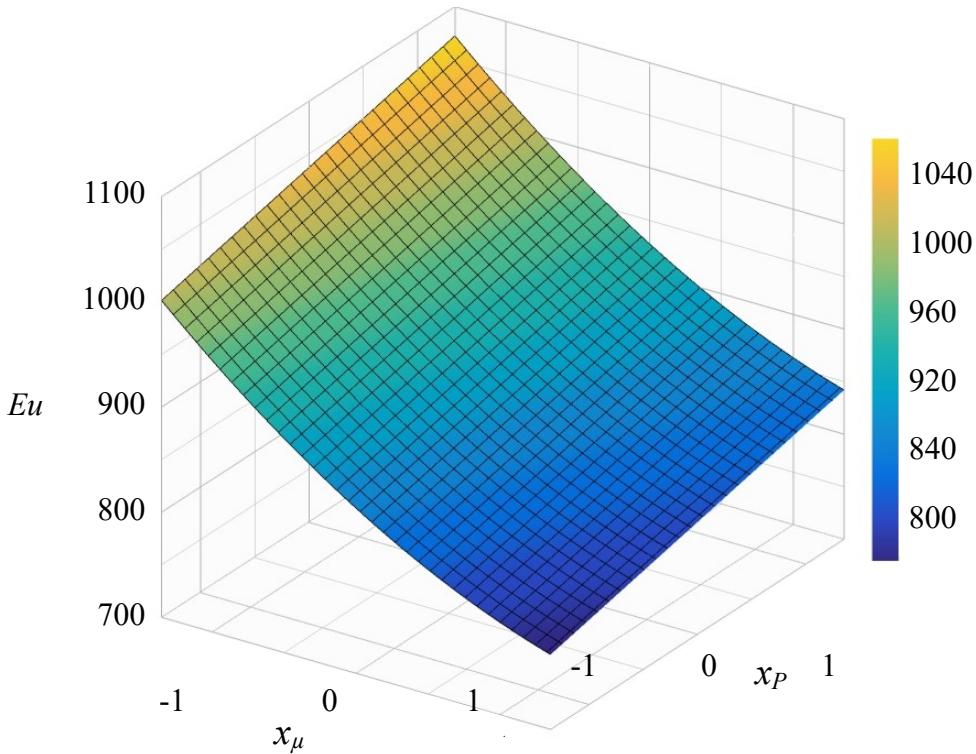


Figura 4.26 – Superfície de resposta para Eu mediante variação da pressão e viscosidade.

4.3.5 – Capacidade (Q)

Os resultados para capacidade de operação, Q , expressos na Tabela 4.2, são visualizados na Figura 4.27. O valor médio para os 17 experimentos foi de $1,533 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$, com respectivos valores máximo e mínimo de $1,784$ e $1,268 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$. Como esperado, o acréscimo na pressão foi determinante para o aumento da capacidade, uma vez que esta variável operacional é a força motriz responsável pelo escoamento no interior do aparelho. Observou-se também, por meio dos dados taxa mássica de entrada, o aumento da viscosidade reduziu a queda de pressão, de forma semelhante a Marthinussen (2011). Os dados de taxa mássica de entrada estão disponíveis no Apêndice E. Nesta etapa do estudo, não foram analisadas variáveis geométricas, estas também demonstradas muito significativas à capacidade do hidrociclone, conforme Bicalho (2011).

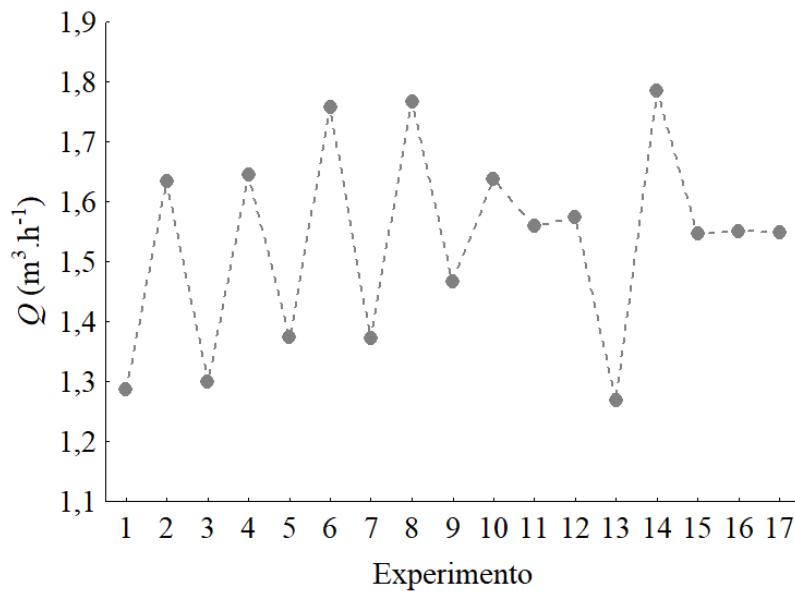


Figura 4.27 – Capacidade de processamento para os hidrociclones do PCC.

A Equação (4.6) exibe as variáveis que influenciaram significativamente a capacidade dos hidrociclones, o coeficiente de correlação quadrático (R^2) obtido foi de 0,9916. Nas Figuras 4.28 e 4.29, são respectivamente apresentadas, a distribuição aleatória dos resíduos em torno de zero, bem como, a grande semelhança entre os valores preditos pela correlação empírica e os valores experimentais.

$$Q = 1,550 + 0,055x_{\mu} + 0,186x_P - 0,024x_P^2 \quad (4.6)$$

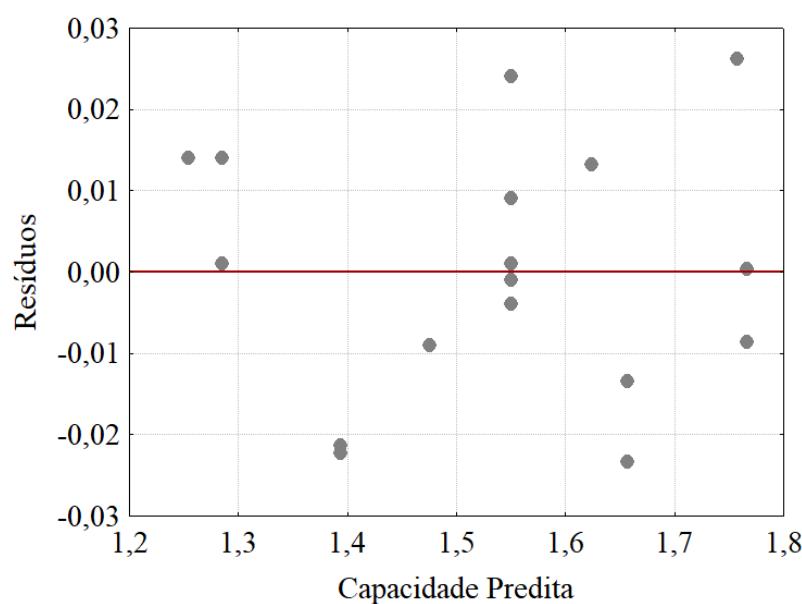


Figura 4.28 – Distribuição de resíduos para capacidade de processamento.

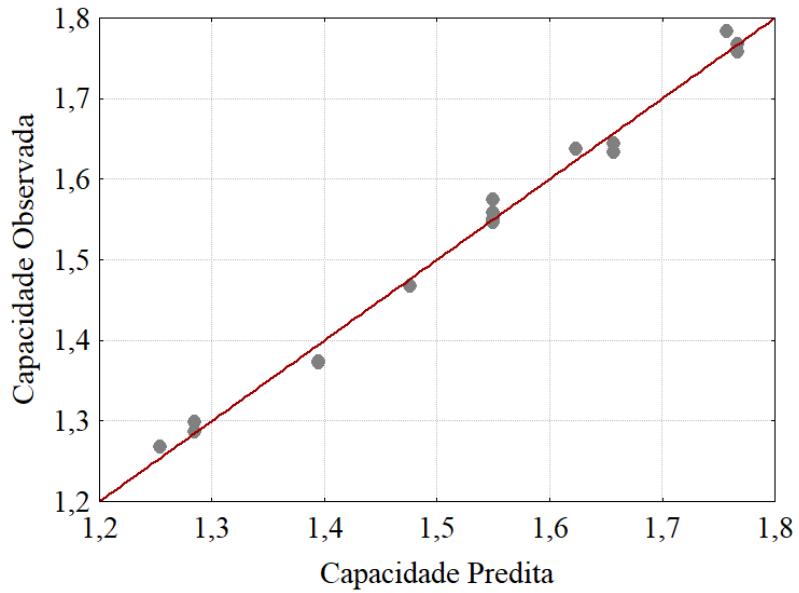


Figura 4.29 – Capacidades de operação preditas e obtidas experimentalmente.

A Figura 4.30, refere-se à curva de superfície de resposta obtida com base nos valores dos parâmetros da regressão para a resposta $Q(\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1})$. A superfície de resposta considera a concentração volumétrica de sólidos em seu nível médio, e mostra a variação da viscosidade e a pressão na resposta de capacidade.

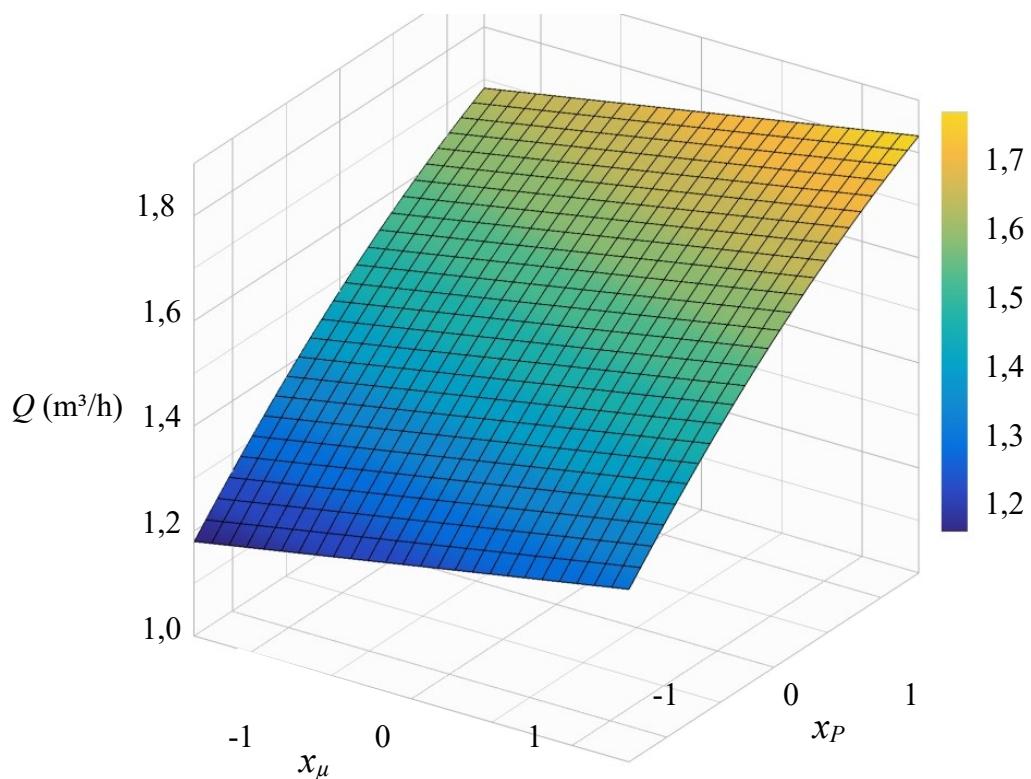


Figura 4.30 – Superfície de resposta para $Q (\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1})$ mediante variação da pressão e viscosidade da solução.

4.3.6 – Diâmetro de corte (d_{50})

Os valores de diâmetro de corte para os experimentos do Planejamento Composto Central, são apresentados na Figura 4.31. Para esta resposta, obteve-se variação nos diâmetros de 60,3 μm a 26,9 μm , com valor médio de 48,0 μm . Condizente ao observado para resposta eficiência global de separação, notou-se que, menores diâmetros de corte foram obtidos para experimentos nos quais foram utilizados menores valores viscosidade e maiores pressões, como observado nos ensaios 2 ($d_{50} = 32,1 \mu\text{m}$) e 9 ($d_{50} = 26,9 \mu\text{m}$).

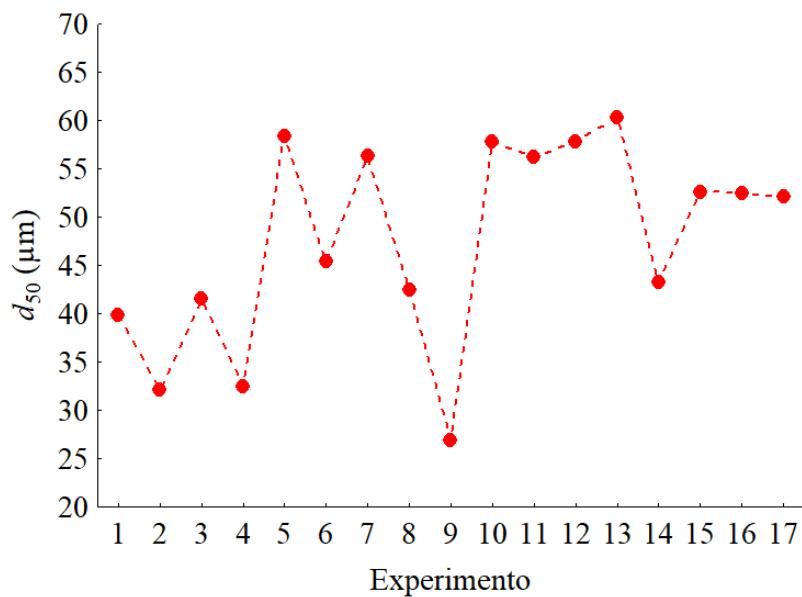


Figura 4.31 – Diâmetro de corte para os hidrociclones do PCC.

Na Equação (4.7), são visualizados na forma codificada, os fatores significativos para a resposta de diâmetro de corte. Considerando o mesmo intervalo de confiança das outras respostas, obteve-se coeficiente de correlação quadrático de 0,9119. De acordo com a correlação empírica, o incremento em d_{50} é obtido pela minimização da pressão de operação, sendo fortemente dependente da viscosidade da solução, nota-se também, que os valores de concentração volumétrica de sólidos utilizados, não influenciam na resposta analisada.

$$d_{50} = 52,707 + 8,439x_\mu - 5,723x_P - 7,549x_\mu^2 \quad (4.7)$$

Assim como realizado para os outros resultados, para o diâmetro de corte, foi analisada

a distribuição de resíduos (Figura 4.32), bem como a concordância entre os valores preditos pelo modelo e os valores observados (Figura 4.33).

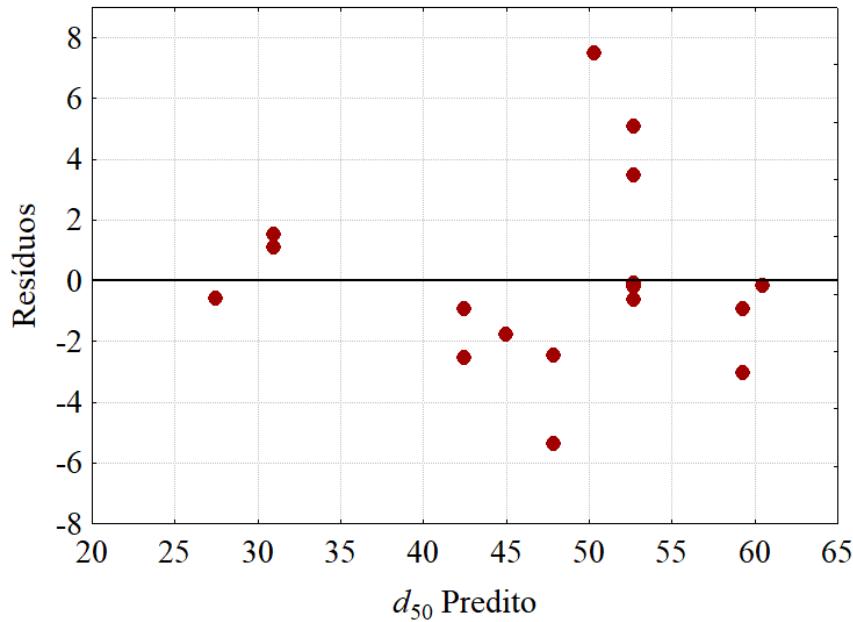


Figura 4.32 – Distribuição de resíduos para diâmetro de corte.

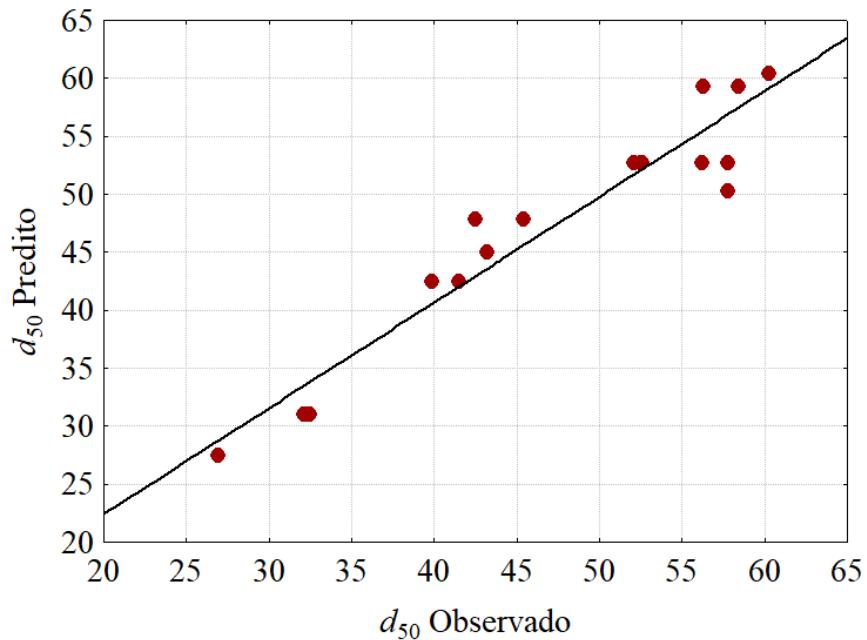


Figura 4.33 – Valores preditos e valores obtidos para diâmetro de corte.

A superfície de resposta gerada através da Equação (4.7), é apresentada na Figura 4.34, com a resposta diâmetro de corte em função da viscosidade e pressão.

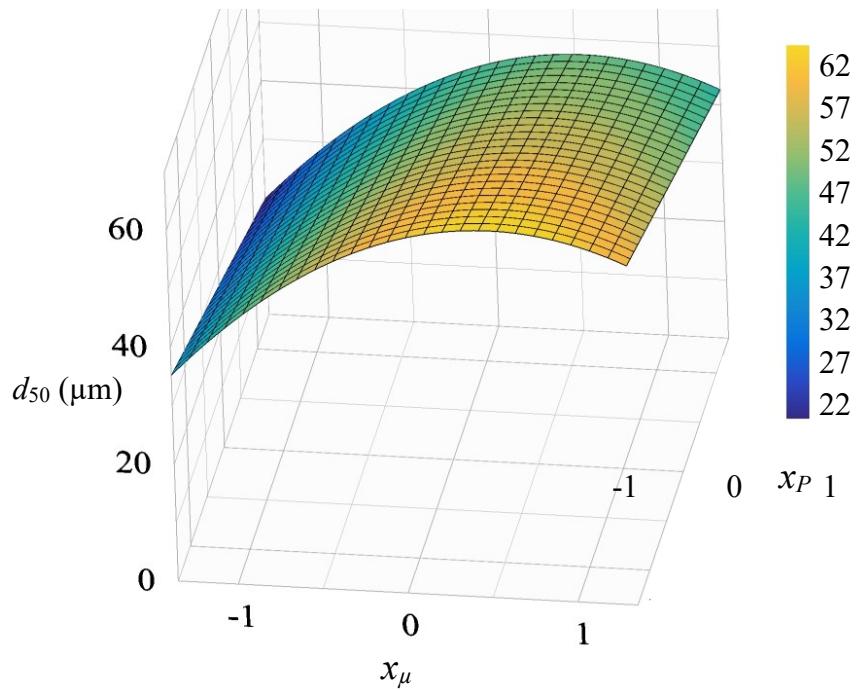


Figura 4.34 – Superfície de resposta para d_{50} (μm) mediante variação da pressão e viscosidade da solução.

As curvas de eficiência granulométrica para os experimentos com maior variação de viscosidade (experimentos 9 e 10), são apresentadas na Figura 4.35. Mesmo que de uma forma não acentuada, observa-se a presença do efeito *fish-hook*. A ocorrência deste fenômeno é considerada prejudicial para o processo de recuperação de sólidos, uma vez que se objetiva maior eficiência de separação, espera-se acréscimo da eficiência granulométrica com o aumento da dimensão da partícula. Por não serem separadas, estas partículas terão que ser novamente expostas a uma operação unitária para sua recuperação, aumentando o custo do processo.

Na Figura 4.35, exibe-se a curva de eficiência granulométrica para os ensaios com maior variação de viscosidade, ensaios 9 ($d_{50} = 26,9 \mu\text{m}$) e 10 ($d_{50} = 57,8 \mu\text{m}$), nos quais operou-se com 9,88 e 26,12 cP respectivamente. Observa-se a evidente influência desta variável operacional na recuperação de sólidos mediante ao afastamento das curvas eficiência.

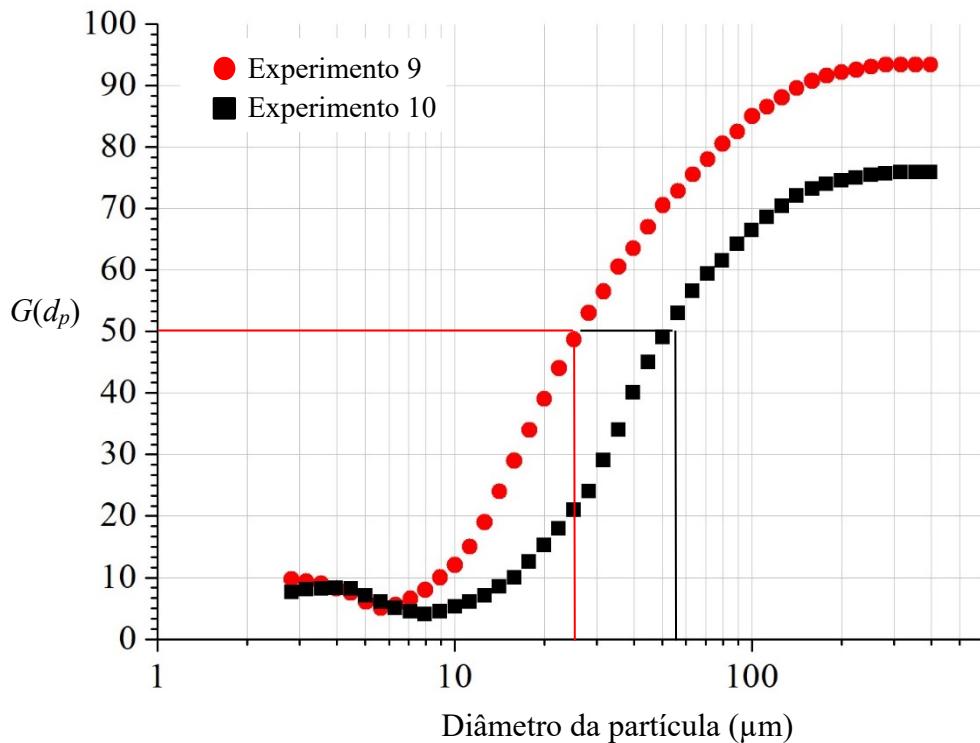


Figura 4.35 – Eficiência granulométrica para os experimentos 9 e 10 do PCC.

4.3.7 – Reproduibilidade nos pontos centrais

Para os experimentos em repetição nos quais foram mantidas todas as variáveis operacionais em seus níveis médios, experimentos 15, 16 e 17, os resultados demonstram boa reproduibilidade, ao serem obtidos valores semelhantes, independente da resposta analisada.

4.4 – Simulação fluidodinâmica

4.4.1 – Teste de independência de malha

A fim de evitar um esforço computacional desnecessário, bem como desvios dos resultados oriundos do nível de refinamento da malha, foi realizado um teste de independência entre quatro malhas, estas, com os seguintes números de células: 223248, 318961, 410078 e 500898. Todas as simulações foram realizadas em estado transiente, sob as mesmas condições de contorno e de operação.

Neste teste, procurou-se investigar o efeito do refinamento da malha na resposta de pressão de alimentação e razão de líquido. Nesta etapa, a pressão de entrada tornou-se uma resposta, pois, nas simulações no *software* Fluent®, foi especificada a taxa mássica de entrada

(kg.s⁻¹) e obtida a pressão de entrada, esta última, tinha então seu valor comparado ao utilizado experimentalmente.

Visto que, nas simulações fluidodinâmicas utilizou-se somente solução de sacarose, sem inserção de rocha fosfática, testes preliminares nas pressões e viscosidades simuladas foram realizados na unidade de hidrociclonagem. Dados detalhados para os testes em laboratório com soluções de sacarose são apresentados no Apêndice F. Os parâmetros e condições de contorno utilizados no teste de independência de malha são apresentados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Parâmetros e condições de contorno no teste de independência de malha.

Parâmetro / Condição	Valor
Viscosidade da solução (cP)	9,88
Densidade da solução (kg.m ⁻³)	1209,2
Taxa mássica de entrada (kg.s ⁻¹)	0,5481

Os resultados de simulação fluidodinâmica para as quatro diferentes malhas são apresentados na Tabela 4.5, em que, a razão de líquido e a pressão de entrada simuladas são comparadas com os valores obtidos experimentalmente. Nos testes em laboratório, a pressão de entrada teve valor médio de 40,82 psi, e razão de líquido obtida foi de 19,8%.

Tabela 4.5 – Pressão de entrada e razão de líquido no teste de independência de malha.

Parâmetro	Malha 223248	Malha 318961	Malha 410078	Malha 500898
RL simulada (%)	8,06	10,60	14,34	15,62
Divergência com o experimental (%)	59,34	46,50	27,62	21,11
Pressão de entrada simulada (psi)	47,70	47,76	47,23	45,69
Divergência com o experimental (%)	16,87	17,01	15,71	11,92

Observa-se na Tabela 4.5 que, o aumento de refino na malha proporcionou menor divergência dos valores experimentais. A menor malha com divergência menor que 30% para ambas as respostas foi a de 410078, sendo, portanto, a malha selecionada para análise para simulação em diferentes viscosidades. Malhas com número de células superiores a ordem de 500k não foram utilizadas, por ter sido usado o *software* na versão acadêmica.

4.4.2 – Resultados de simulação para análise da influência da viscosidade

Após seleção de tamanho e refinamento da malha, procedeu-se com a simulação das soluções de sacarose para as viscosidades de 18,0 cP e 26,12 cP, utilizando-se dos valores mássicos nos experimentos com soluções de sacarose.

Analisou-se os perfis de velocidade no corpo do hidrociclone em quatro posições distintas, sendo consideradas três alturas na região cônica e uma na região cilíndrica. As alturas, a partir da base do hidrociclone são: 9,0, 13,5, 18,0 e 24,0 cm. O componente de velocidade tangencial é o componente de velocidade dominante no escoamento de fluidos em hidrociclos, o qual resulta na força centrífuga para separação de partículas (MURTHY & BHASKAR, 2012).

Os perfis de velocidade tangencial simulados para diferentes viscosidades de solução de sacarose nas quatro alturas, são apresentados na Figura 4.36. Observam-se na Figura 4.36 que, independentemente da posição radial considerada, obtiveram-se menores valores de velocidade tangencial com o aumento da viscosidade da solução. Tal resultado condiz com as correlações empíricas de eficiência de separação do planejamento de experimentos, apresentados nas Equações (4.3) e (4.4), nos quais obteve-se alta significância da viscosidade na eficiência de separação, sendo seu coeficiente negativo associado a redução da velocidade tangencial, diminuindo a eficiência de separação.

Na mesma imagem, observa-se que o perfil de velocidade tangencial não apresenta um perfil linear, com tendência de crescimento da velocidade como afastamento da parede do aparelho, seguido de queda significativa da velocidade tangencial em posições radiais centrais.

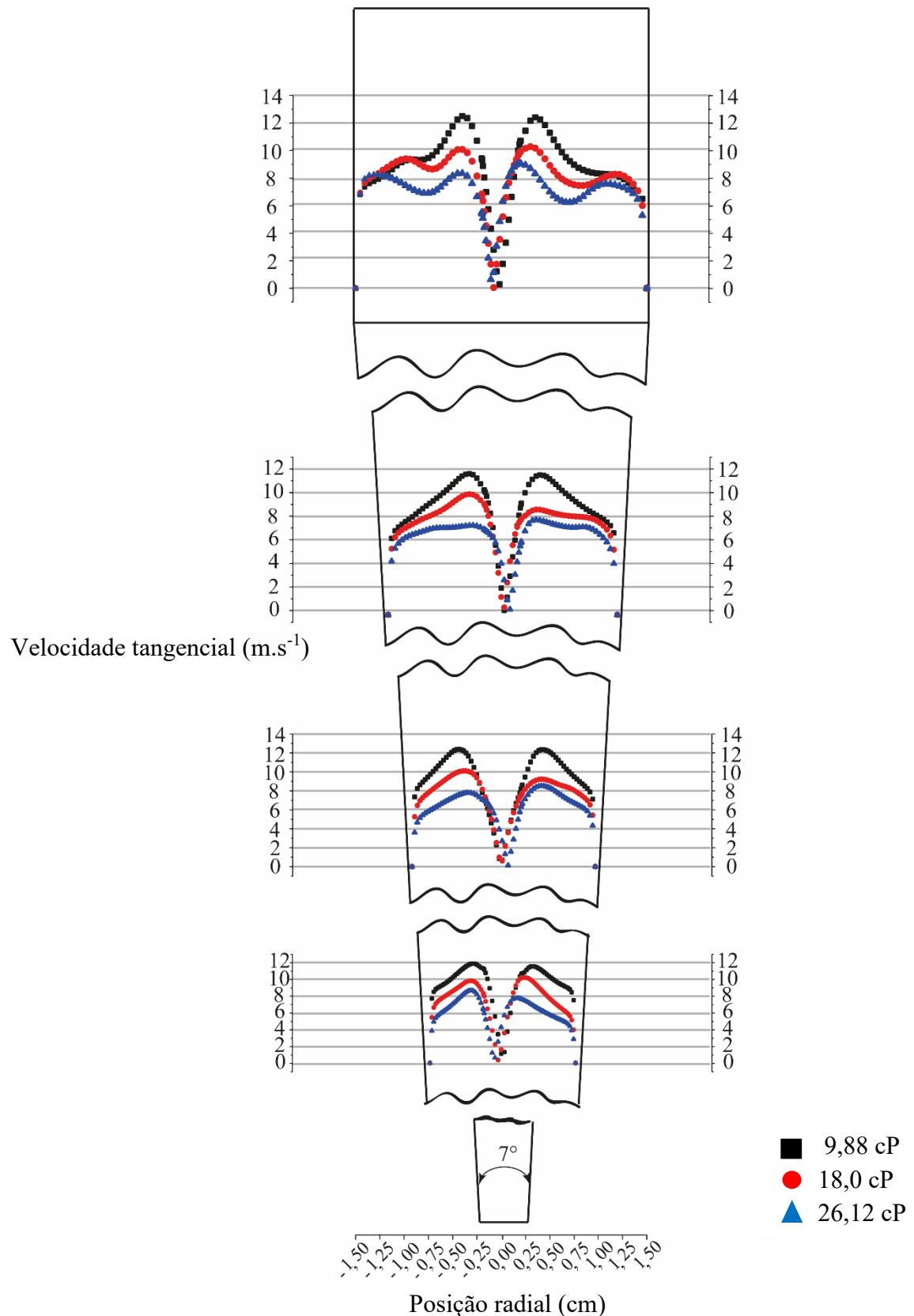


Figura 4.36 – Perfil de velocidade tangencial em diferentes viscosidades.

A Figura 4.37 exibe o perfil de velocidade axial nas mesmas posições e viscosidades apresentados para o perfil de velocidade tangencial.

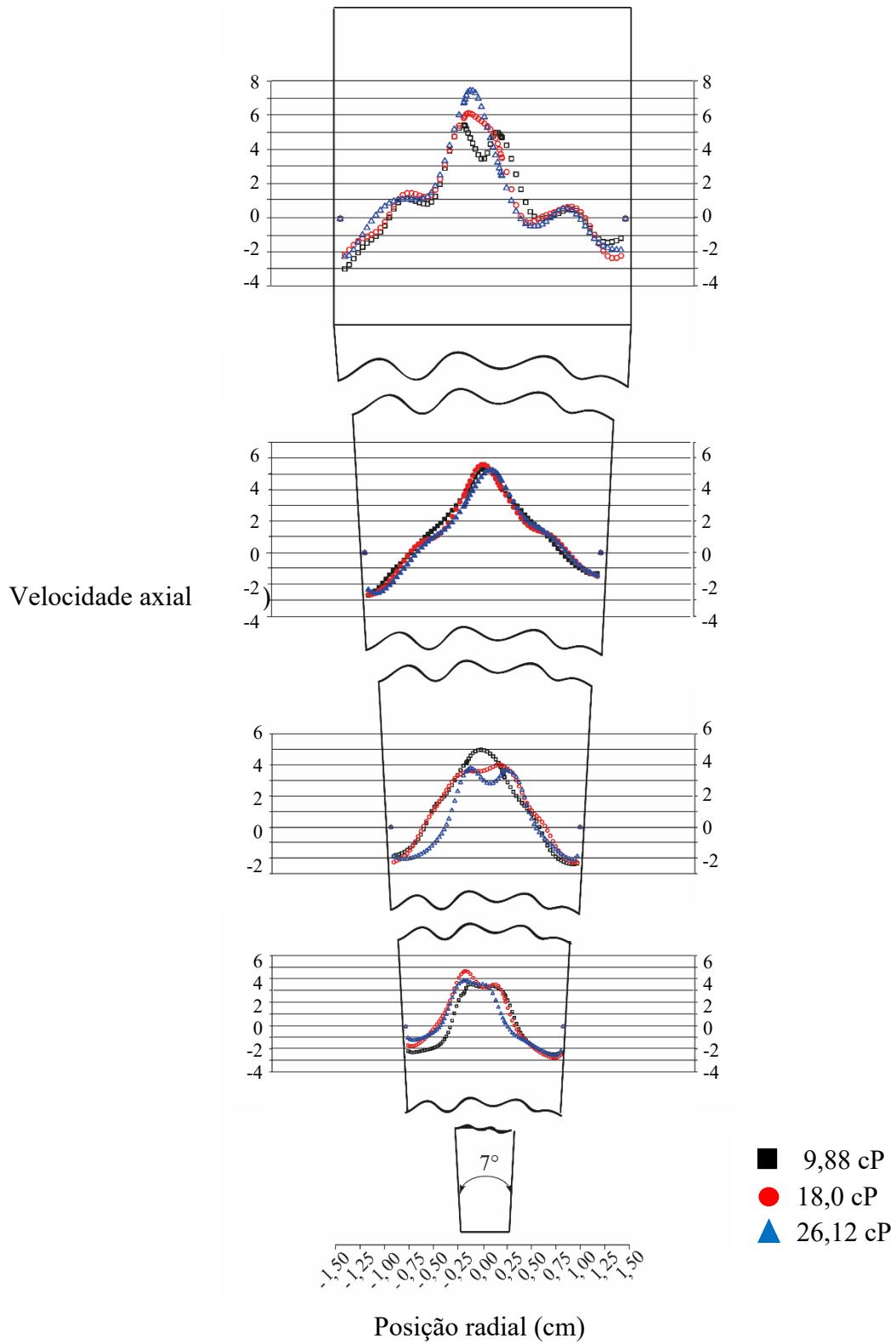


Figura 4.37 – Perfil de velocidade axial em diferentes viscosidades.

Na Figura 4.37, observa-se que o aumento da viscosidade não influenciou de forma significativa nos valores de velocidade axial, os quais possuem valores muito próximos independentemente da altura considerada.

Nota-se também no perfil de velocidade axial da Figura 4.37, velocidade igual zero nas posições radiais que representam a parede do hidrociclone para a respectiva altura. O fluxo ascendente em direção ao *overflow* é evidenciado pelos valores positivos de velocidade na região radial central e, para regiões próximas à parede do hidrociclone, a velocidade negativa representa o fluxo em direção ao *underflow*, entre estes componentes, é situado o local onde a velocidade vertical é nula (*LZVV – Locus of zero vertical velocities*), apresentado na distribuição de velocidade axial da Figura 2.7.

Outro fator evidenciado através das simulações numéricas é o da formação de um núcleo central de baixa pressão, responsável pela formação de um núcleo gasoso no interior do hidrociclone, o *air core*, este fenômeno foi constatado experimentalmente através da corrente de saída em formato do tipo *spray*, que caracteriza tal acontecimento.

O contorno de pressão estática para o interior do separador é visualizado na Figura 4.38. Uma vez que a simulação utilizou somente solução de sacarose, não foi possível a reprodução do *air core*, somente da região de baixa pressão.

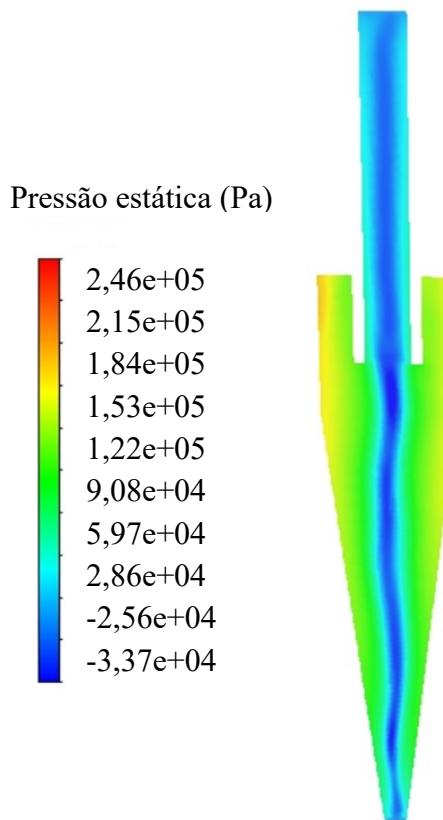


Figura 4.38 – Contorno de pressão estática para solução de 26,12 cP.

CAPÍTULO 5

CONCLUSÃO

5.1 – Conclusão

Considerando os ensaios experimentais realizados e os principais resultados obtidos, pode-se destacar:

5.1.1 – Configuração geométrica otimizada

- Para a primeira parte do estudo, na qual foram analisadas variáveis geométricas, os valores obtidos para a eficiência de separação foram acima de 72%, tais valores são considerados altos, tendo em vista a dimensão da partícula e a utilização de uma solução com viscosidade consideravelmente superior à da água;
- Observou-se também, que a sacarose atuou como bom modificador de viscosidade, sendo de grande aplicabilidade devido ao preço, facilidade de acesso, fácil limpeza da unidade e, principalmente, ao confiável caráter newtoniano para a faixa de estudo.
- A eficiência de separação foi maximizada pelo incremento do valor de D_u , e por valores intermediários de angulação da região cônica;
- Para a resposta razão de líquido, a variável θ foi significativa, com pequeno coeficiente negativo na forma linear, de forma que sua modificação pouco alterou a divisão de fluxo. O diâmetro de *underflow* muito influenciou na resposta, com o aumento da razão de líquido para maiores valores de D_u ;
- Observou-se uma tendência linear entre a eficiência global de separação e a razão de líquido, parte considerável do incremento da eficiência de separação, deu-se devido ao aumento da razão de líquido, não representado necessariamente uma melhoria real de desempenho do hidrociclone;

- A configuração geométrica que, concomitante, obteve elevada taxa de coleta de sólidos e reduzida perda de líquido pelo *underflow*, foi obtida no experimento 7, com $D_u = 5$ mm e $\theta = 7^\circ$, os quais, para os níveis dos módulos estudados, possuíam valores próximos aos intermediários de angulação da região cônica e diâmetro de *underflow*.

5.1.2 – Planejamento Composto Central

- Foi observada pequena variação percentual (menor que 5%) entre os valores de razão de líquido para os níveis estudados, tal fato impediu a formulação de uma correlação empírica com as variáveis significativas para esta resposta;
- Nos resultados obtidos no estudo das variáveis operacionais no Planejamento Composto Central, ficou evidente a maior significância da viscosidade da solução frente a pressão e a concentração volumétrica de sólidos. Menores níveis de viscosidade apresentaram consideráveis aumentos na eficiência de separação global, eficiência reduzida, número de Euler, e redução do diâmetro de corte;
- Os dados sugerem que o aumento da viscosidade diminuiu a intensidade do vórtice, e, portanto, a velocidade tangencial e força centrífuga tenham sido influenciadas pelo seu aumento. Pelos resultados, pôde-se ainda inferir, que a força de arraste na partícula aumentou com o incremento da viscosidade. Foi, portanto, destacada a fundamental análise da viscosidade no processo de separação com hidrociclos, uma vez que esta, é uma variável não muito abordada;
- O incremento de pressão atuou significativamente no aumento da capacidade de processamento, também correspondendo de forma considerável para o incremento das respostas de eficiência global de separação, eficiência reduzida, número de Euler e diminuição do diâmetro de corte, uma vez que esta variável operacional é a força motriz responsável pelo escoamento no interior do aparelho;
- No Planejamento Composto Central, para a faixa estudada, os níveis de concentração volumétrica de sólidos não modificaram significativamente as respostas analisadas, demonstrando que na simulação fluidodinâmica, a consideração somente da fase fluida pôde ser empregada;
- Nos ensaios do Planejamento Composto Central, a reprodutibilidade experimental foi satisfatória, com pequenas variações nos pontos centrais.

5.1.3 – Simulações fluidodinâmicas

- No teste de independência de malha, o aumento de refino na malha reduziu desvios dos valores experimentais de razão de líquido e pressão de entrada nos ensaios com solução de sacarose;
- A malha com ordem de 4×10^5 células foi selecionada por ser a de menor tamanho a apresentar desvios menores que 30% para pressão de entrada e razão de líquido;
- Para as quatro alturas selecionadas, observou-se a diminuição da velocidade tangencial com o incremento da viscosidade da solução. Tal relação condiz com as correlações empíricas de eficiência de separação do planejamento de experimentos, nas quais a variável operacional viscosidade apresentou ser a variável que mais influenciou na eficiência de separação, sendo seu coeficiente negativo associado à redução da velocidade tangencial, diminuindo assim eficiência de separação;
- No perfil de velocidade axial, não foi observada redução significativa do valor da velocidade com o incremento da viscosidade. Foi possível constatar o fluxo ascendente em direção ao *overflow*, evidenciado pelos valores positivos de velocidade na região radial central, e, nas regiões próximas à parede do hidrociclone, a velocidade negativa exibiu o fluxo em direção ao *underflow*;
- O perfil de pressão estática evidenciou a formação de um núcleo central de baixa pressão, responsável pela formação do *air core* no interior do hidrociclone. Uma vez que simulação não abrangeu o modelo multifásico, foi reproduzida somente a região de baixa pressão.

5.2 – Sugestões para futuros trabalhos

Para progressão do estudo de separação de partículas em fluidos viscosos, sugere-se os seguintes procedimentos e análises:

- Expansão dos níveis utilizados no Planejamento Composto Central, com ampliação da faixa estudada para viscosidade, pressão e, principalmente, concentração volumétrica de sólidos, uma vez que esta última variável operacional não apresentou alta significância para os níveis estudados;

- Ampliação das variáveis geométricas analisadas no estudo da melhor configuração de separação, alterando-se por exemplo o *vortex finder* ou comprimento da seção cilíndrica;
- Verificação de aumento significativo na resposta de eficiência de separação na utilização de hidrociclones em série;
- Simulação fluidodinâmica com inserção de ar (modelo multifásico), a fim de reproduzir o *air core* observado experimentalmente.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABDOLLAHZADEH, L., HABIBIAN, M., ETEZAZIAN, R., NASERI, S., Study of particle's shape factor, inlet velocity and feed concentration on mini-hydrocyclone classification and fish-hook effect, Powder Technology, v. 283, p. 294-301, 2015. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2015.05.007>
- AGAR, G. E., HERBST, J. A., The effect of fluid viscosity on cyclone classification. AIMS Trans. V. 235, p. 145-149, 1966.
- ALDRICH, C. Progress in Filtration and Separation, Academic Press, Estados Unidos da América, 1 ed, 698p, 2015. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-384746-1.00001-X>
- ALMEIDA, C. A. K., Comportamento do Hidrociclone Filtrante Frente as Modificações no Diâmetro de Underflow e no Tubo de Vortex Finder, PPGEQ/UFU, Uberlândia – MG (dissertação de mestrado), 89p, 2008. <https://repositorio.ufu.br/handle/123456789/15110>
- ALVES, J. V. B. Hidrociclone para a separação do óleo residual de água em refinarias, Escola de Química/UFRJ, Rio de Janeiro – RJ, 108, 2012.
- BERK, Z. Food Process Engineering and Technology, 1st Edition, Elsevier, 2009. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-373660-4.00028-4>
- BICALHO, I. C., Separação de leveduras de fermentação alcoólica em hidrociclos, PPGEQ/UFU, Uberlândia – MG (Dissertação de Mestrado), 169, 2011. <https://repositorio.ufu.br/handle/123456789/15119>
- BICALHO, I. C., MOGNON, J. L., SHYMOIAMA, J., DUARTE, C. R., ATAÍDE, C. H, Separation of yeast from alcoholic fermentation in small hydrocyclones, Separation and Purification Technology, v.87, p. 62 – 70, 2012. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2011.11.023>
- BICALHO, I. C., MOGNON, J. L., SHYMOIAMA, J., DUARTE, C. R., ATAÍDE, C. H, Effects of operation variables on the yeast separation process in hydrocyclone, Separation Science and Technology, v. 48, p. 915 – 922, 2013. <https://doi.org/10.1080/01496395.2012.712597>
- BIRD, R. B; STEWART, W. E., LIGHTFOOT, E. N. Transport Phenomena, 2nd edition, 2004.
- BOURGEOIS, F., MAJUMDER, A. K., Is the fish-hook effect in hydrocyclones a real phenomenon? Powder Technology, v.237, p. 367-375, 2013. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2012.12.017>

- BOYLU, F., ÇINKU, K., ESENLI, F., ÇELIK, M., S., The separation efficiency of Na-bentonite by hydrocyclone and characterization of hydrocyclone products. International Journal of Mineral Processing, v.94, p. 196-202, 2010. <https://doi.org/10.1016/j.minpro.2009.12.004>
- BRADLEY, D. The hydrocyclone. Pergamon Press, Oxford, 1965.
- CASTILHO, L. R.; MEDRONHO, R. A. Cell retention devices for suspended-cell perfusion cultures. Advances in Biochemical Engineering & Biotechnology, v. 74, p. 129-169, 2002. https://doi.org/10.1007/3-540-45736-4_7
- CHEN, W., ZYDEK, N., PARMA, F., Evaluation of hydrocyclone models for practical separation. Chemical Engineering Journal, v. 80, p. 295-303, 2000. [https://doi.org/10.1016/S1383-5866\(00\)00105-2](https://doi.org/10.1016/S1383-5866(00)00105-2)
- CHU, L. Y.; YU, W.; WANG, G. J.; ZHOU, X. T.; CHEN, W. M.; DAI, G. Q. Enhancement of hydrocyclone separation performance by eliminating the air core. Chemical Engineering and Processing, v.43, n. 12 p. 1441-1448, 2004. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2004.01.002>
- CULLIVAN, J. C., WILLIANS, R. A.; CROSS, C. R. Understanding the hydrocyclone separator through computational fluid dynamics. Chemical Engineering Research and Design, v. 81, p.455-466, 2003. <https://doi.org/10.1205/026387603765173718>
- DELFOS, R., MURPHY, S., STANBRIDGE, D., OLUJIC, Z., JANSENS, P. J. A design tool for optimizing axial liquid-liquid hydrocyclones. Minerals Engineering, vol.17, p. 721 – 731, 2004. <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2004.01.012>
- DOBY, M. J., NOWAKOWSKI, A. F., YIU, I., DYAKOWSKI, T. Understanding air core formation in hydrocyclones by studying pressure distribution as a function of viscosity. International Journal Mineral Processing, v. 86, p. 18-25, 2008. <https://doi.org/10.1016/j.minpro.2007.09.002>
- EMAMI, S., TABIL, L. G., TYLER, R. T., Performance comparison of two media during starch protein separation of chickpea flour using a hydrocyclone. Journal of Food Process Eng., v. 33, p. 728-744, 2010. <https://doi.org/10.1111/j.1745-4530.2008.00300.x>
- ENDRES, E., DUECK, J., NEESE, T., Hydrocyclone classification of particles in the micron range. Minerals Engineering, v. 31, p. 42-45, 2012. <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2011.10.013>
- EVANS, W. K., SUKSANGPANOMRUNG, A., NOWAKOWSKI A. F., The simulation of the flow within a hydrocyclone operating with an air core and with an inserted metal rod. Chemical Engineering Journal, Elsevier Science Ltd., v.143, p. 51-61, 2008. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2007.12.023>
- FAHLSTROM, P. H., Int. Min. Processing Congress, p.632-643, 1960.

- FERREIRA, E. E., BRANDÃO, P. R. G., KLEIN, B., PERES, A. E. C., Reologia de suspensões minerais: uma revisão. Escola de Minas, vol. 58, p.83-90, 2005. <https://doi.org/10.1590/S0370-44672005000100014>
- FLINTHOFF, B. C.; PLITT, L. R.; TURAK, A. A. Cyclone modelling a review of present technologies. CIM Bull, v. 69, p. 39–50, 1987.
- FLUENT INC., Fluent 16.2 User's Guide, Centerra Resource Park, 10 Cavendish Court, Lebanon, 2016.
- FOX, R. W., PRITCHARD, P. J., McDONALD, A. T., Introdução à Mecânica dos Fluidos, LTC, 7 ed., 710p., 2010.
- FU, S., LAUNDER, B.E. and LESCHZINER, M.A., Modeling Strongly Swirling Recirculating Jet Flow with Reynolds-Stress Transport Closures. Sixth Symposium on Turbulent Shear Flows, Toulouse, France, 1987.
- GIBSON, M.M. and LAUNDER, B.E., Ground Effects on Pressure Fluctuations in the Atmospheric Boundary Layer, J. Fluid Mech., Vol. 86, p. 491-511, 1978. <https://doi.org/10.1017/S0022112078001251>
- HABIBIAN, M., PAZOUKI, M., GHANAIE, H., ABBASPOUR-SANI, K., Application of hydrocyclone for removal of yeasts from alcohol fermentations broth. Chemical Engineering Journal, Elsevier Science Ltda., v.138, p. 30-34, 2008. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2007.05.025>
- HARGREAVES, J. H., SILVESTER, R. S. – Computational Fluid Dynamics applied to the Analysis of Deoiling Hydrocyclone Performance - Trans. Institute of Chemical Engineering - v.68, p. 365-383 - 1990.
- HEALY, T. W.; BOGER, D. V.; WHITE, L. R.; SCALES, P. J. Particulate fluids - a key concept in advanced mineral processing. XVIII International Mineral Processing Congress, Sydney, Australia, p. 47-55, 1993.
- HINZE, J. O. – Turbulence – An Introduction to its Mechanisms and Theory – Mc Graw-Hill book Company Inc. - 1959.
- HOFFMANN, A. C., STEIN, L. E., Gas cyclones and swirl tubes: principles, design and operation. Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, New York, 2008.
- KAWATRA, S. K., BAKSHI, A. K., RUSESKY, M. T., Effect of viscosity on the cut (d_{50}) size of hydrocyclone classifiers. Mineral Engineering, v. 9, p. 881-891, 1996. [https://doi.org/10.1016/0892-6875\(96\)00079-9](https://doi.org/10.1016/0892-6875(96)00079-9)
- KELSALL, D. F. A study of the motion of solid particles in a hydraulic cyclone, Transactions of the Institution of Chemical Engineers., v. 30, p. 87-104, 1952.
- KUANG, S. B.; CHU, K. W.; YU, A. B.; VINCE, A. Numerical study of liquid–gas–solid flow in classifying hydrocyclones: Effect of feed solids concentration. Minerals Engineering, v. 31, p. 17–31, 2012. <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2012.01.003>

- KYRIAKIDS, Y. N., SILVA, D. O., BARROZO, M. A. S., VIEIRA, L. G. M., Effect of variables related to the separation performance of a hydrocyclone with unprecedented geometric relationships, Powder Technology, v. 338, p. 645-653, 2018. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2018.07.064>
- LAUNDER, B.E. and SHIMA, N., Second-Moment Closure for the Near-Wall Sublayer: Development and Application, AIAA Journal, Vol. 27, n.10, p. 1319-1325, 1989. <https://doi.org/10.2514/3.10267>
- MAJUMDER, K. A., YERRISWAMY, P., BARNWAL, J. P. The fish-hook phenomenon in centrifugal separation of fine particles. Minerals Engineering, v. 16, p. 1005 – 1007, 2003. <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2003.07.001>
- MALVERN INC., A Basic Introduction to Rheology, Malvern Instruments Limited - Whitepaper, Grovewood Road, Worcestershire, United Kingdom, 2016.
- MARTHINUSSEN, S. A., Design and commissioning of an experimental rig and results, Department of Physics and Technology, University of Bergen, Bergen – Noruega, 122, 2011. <http://hdl.handle.net/1956/5138>
- MARTHINUSSEN, S. A., CHANG, Y. F., BALAKIN, B., HOFFMANN, A. C., Removal of particles from highly viscous liquids with hydrocyclones. Chemical Engineering Science, Elsevier Science Ltda., v. 108, p. 169-175, 2014. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2014.01.008>
- MATHLOUTHI, M., REISER, P. Sucrose: properties and applications. Blackie, London, 1995. <https://doi.org/10.1007/978-1-4615-2676-6>
- MEZGER, T. G., The Rheology Handbook, Vincentz, 2 ed, 298p., 2006. <http://dnb.info/1137951354>
- MOGNON, J. L. Mini-hidrociclones aplicados ao sistema de controle de sólidos na perfuração de poços de petróleo, PPGEQ/UFU, Uberlândia – MG (Dissertação de Mestrado), 124, 2015. <https://repositorio.ufu.br/handle/123456789/15265>
- MOGNON, J. L., SILVA, J. M., BICALHO, I. C., ATAÍDE, C. H., DUARTE, C. R. Mini-hydrocyclones applied to the removal of solids from non-Newtonian fluids and analysis of the scale-up effect. Journal of Petroleum Science and Engineering, v. 146, p. 255-263, 2016. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2016.04.034>
- MURTHY Y. R., BHASKAR, K. U. Parametric CFD studies on hydrocyclone. Powder Technology. v. 230, p. 36-47, 2012. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2012.06.048>
- MYERS, R. H., Response Surface Methodology, Ann Arbor, Mich: Edwards Brother (Distributors), Virginia, 1976.
- NAGESWARARAO, K. A critical analysis of the fish-hook effect in hydrocyclone classifiers, Chemical Engineering Journal. v. 80, p. 251–256, 2000. [https://doi.org/10.1016/S1383-5866\(00\)00098-8](https://doi.org/10.1016/S1383-5866(00)00098-8)

NAPIER-MUNN, T. J., MORRELL, S., MORRISON, R. D. AND KOJOVIC, T. Mineral Comminution Circuits: their operation and optimization, JKMR Monograph series, v.2, 1996.

NASCIMENTO, M. R. M., Separação de emulsões óleo-água em hidrociclones, PPGEQ/UFU, Uberlândia – MG (Dissertação de Mestrado), 100, 2012.

NASCIMENTO, M. R. M., BICALHO, I. C., MOGNON, J. L., ATAÍDE, C. H., DUARTE, C. R., Performance of a New Geometry of Deoiling Hydrocyclones: Experiments and Numerical Simulation, Chemical Engineering and Technology, v.36, p. 98 – 108, 2012. <https://doi.org/10.1002/ceat.201200258>

NEESSE, T., DUECK, J., MINKOV, L. Separation of finest particles in hydrocyclones, Minerals Engineering, v. 17, p. 689 – 696, 2004. <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2004.01.016>

NEESSE, T., DUECK, J. SCHWEMMER, H., FARGHALY, M. Using a high pressure hydrocyclone for solids classification in the submicron range. Minerals Engineering, v. 71, p. 85-88, 2015. <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2014.10.017>

PATANKAR, S.V., Numerical Heat Transfer and Fluid Flow, Ed. Hemisphere Pub. Co., New York, 1980.

PERICLEOUS, K. A. Mathematical simulation of hydrocyclones. Applied Mathematical Modelling, v.11, n.4, p.242-255, 1987. [https://doi.org/10.1016/0307-904X\(87\)90139-9](https://doi.org/10.1016/0307-904X(87)90139-9)

PINTO, A. A., BICALHO, I. C., MOGNON, J. L., DUARTE, C. R., ATAÍDE, C. H. Separation of Saccharomyces cerevisiae from alcoholic fermentation broth by two commercial hydrocyclones. Separation and Purification Technology, v.120, p.69-77, 2013. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2013.09.013>

PINTO, R. C. V., MEDRONHO, R. A., CASTILHO, L. R., Separation of CHO cells using hydrocyclone, Cytotechnology, v. 56, p. 57 – 67, 2008. <https://doi.org/10.1007/s10616-007-9108-x>

RIETEMA, K., Het Mechanisme van de afscheiding van fijnverdeelde stoffen in cyclone. De Ingenieur, Vol. 71, p.59-65, 1959.

RIETEMA, K., Performance and Design of Hydrocyclone - Parts I to IV. Chemical Engineering Science, Vol. 15, p.298-325, 1961. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(61\)85036-7](https://doi.org/10.1016/0009-2509(61)85036-7)

SILVA, D. O., Otimização da separação sólido-líquido em hidrociclos mediante modificações geométricas. PPGEQ/UFU, Uberlândia – MG (Tese de Doutorado), 223, 2012. <https://repositorio.ufu.br/handle/123456789/15061>

SHI, F.N.; NAPIER-MUNN, T.J. Measuring the rheology of slurries using an on-line viscometer. International Journal of Mineral Processing, v. 47, nº 3-4, p. 153-176, 1996. [https://doi.org/10.1016/0301-7516\(95\)00102-6](https://doi.org/10.1016/0301-7516(95)00102-6)

- SVAROVSKY, L. Hydrocyclone, Holt, Rinehart & Winston, Eastbourne, Reino Unido. 1984, 198p.
- SVAROVSKY, L. Solid-Liquid Separation, Butterworth Heinemann, Woburn, Estados Unidos da América, 4 ed, 554p, 2000.
- TRINH, T., MONGE, J. J., CHRUSCIEL, W. A., Efficiency of particle removal from viscous liquids with a hydrocyclone. NASA STI / Recon Technical Report, v. 77, 1976.
- VERSTEEG, H. K., MALALASEKERA, W., An Introduction to Computational Fluid Dynamics – The Finite Volume Method. Longman Group Ltd, England, 1995.
- VIEIRA, L. G. M. Otimização dos Processos de Separação em Hidrociclos Filtrantes, PPGEQ/UFU, Uberlândia – MG (Tese de Doutorado), 297, 2006. <https://repositorio.ufu.br/handle/123456789/15053>
- VIEIRA, L. G. M., DAMASCENO, J. J. R., BARROZO, M. A. S., Improvement of hydrocyclone separation performance by incorporating a conical filtering wall. Chemical Engineering and Processing, Elsevier Science Ltda, v.49, p. 460-467, 2010. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2010.03.011>
- WANG, B.; CHU, K. W.; YU, A. B. Numerical study of Particle-Fluid Flow in Hydrocyclone. Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 46, p. 4695-4705, 2007. <https://doi.org/10.1021/ie061625u>
- WANG, B., YU, A. B., Numerical study of the gas–liquid–solid flow in hydrocyclones with different configuration of vortex finder. Chemical Engineering Journal, Elsevier Science Ltd., v.135, p. 33-42, 2008. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2007.04.009>
- WATERS, J. G. The influence of slurry viscosity on hydrocyclone performance, Centre for Minerals Research, University of Cape Town, Cidade do Cabo, África do Sul (Tese de Mestrado), 176, 2012. <http://hdl.handle.net/11427/14417>
- XU., Y.; SONG, X.; SUN, Z.; GUIMIN, L.; LI, P.; YU, J. Simulation Analysis of Multiphase Flow and Performance of Hydrocyclones at Different Atmospheric Pressures. Industrial & Engineering Chemistry Research, v. 51, p. 443-453, 2012. <https://doi.org/10.1021/ie201147e>
- YANG, L., TIAN, J. L., YANG, Z., LI, Y., FU, C. H., ZHU, Y. H., PANG, X. L. Numerical analysis of non-Newtonian rheology effect on hydrocyclone flow field. Petroleum, v. 1, p. 68-74, 2015. <https://doi.org/10.1016/j.petlm.2015.05.001>
- YANG, Q., WANG, H., LIU, Y., LI, Z., Solid/liquid separation performance of hydrocyclones with different cone combinations. Separation and Purification Technology, Elsevier Science Ltd., v.74, p. 271-279, 2010. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2010.06.014>

APÊNDICE A – INTERFACE GRÁFICA E DIAGRAMA DE BLOCOS DO SISTEMA DE CONTROLE

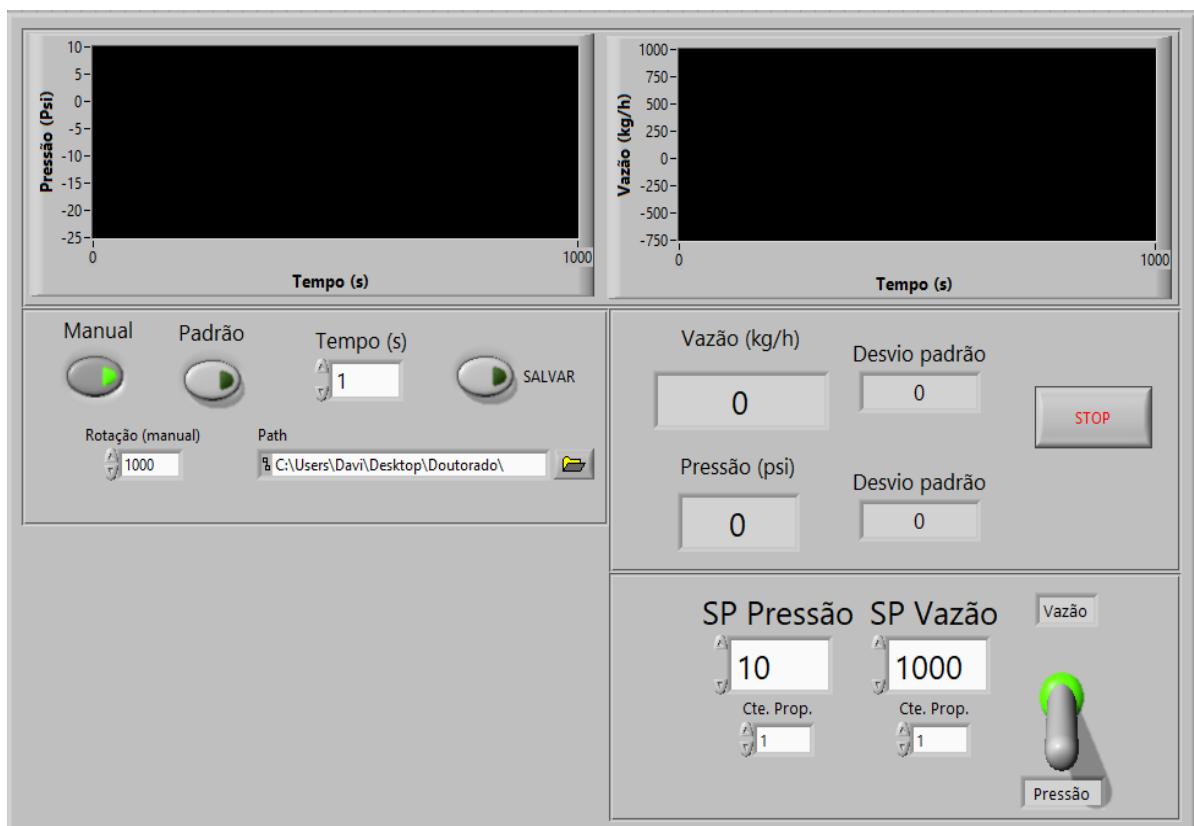


Figura A1 – Interface gráfica do sistema de controle, *software LABVIEW® 14*.

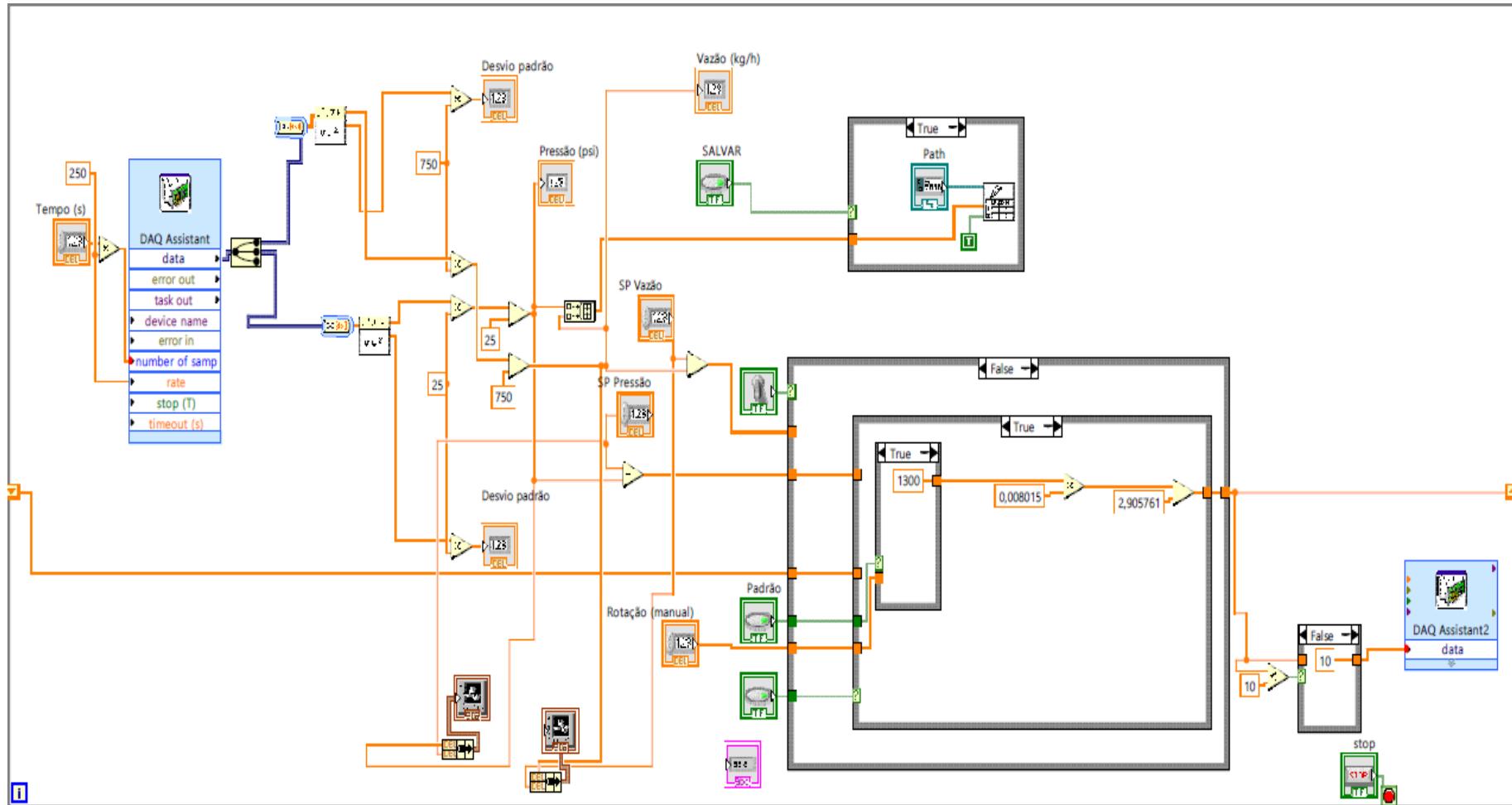


Figura A2 – Diagrama de blocos do sistema de controle, *software LABVIEW® 14*.

APÊNDICE B – CERTIFICADOS DE ANÁLISE

Testes preliminares foram realizados no reômetro (R/S Plus, Brookfield, *spindle CC40*), com o intuito de verificar a calibração do equipamento. Os dados obtidos com o fluido padrão foram comparados com o certificado de análise de viscosidade de referência, fornecido pelo fabricante. O teste foi efetuado nas temperaturas de 23 a 27°C, os valores médios para cada temperatura são apresentados na Tabela B1. Para cada temperatura, foram computados 120 valores para um período de 240 s.

Tabela B1 – Comparaçāo entre os valores de viscosidade com fluido padrão e viscosidade de referência em diferentes temperaturas.

Temp. (°C)	Viscosidade com fluido padrão (mPa.s)	Viscosidade de referência padrão (mPa.s)
23	50,42	49,75
24	48,90	48,74
25	48,24	47,76
26	47,39	46,80
27	46,00	45,86

A distribuição granulométrica das correntes foi obtida pelo equipamento *MasterSizer 2000*, destinado a análise de tamanho de partículas baseado no princípio de difração a *laser*. O certificado de calibração e rastreabilidade das nanoesferas de tamanho padrão utilizadas na calibração do *MasterSizer 2000* é apresentado na Figura B1. As nanoesferas padrão possuem tamanho médio de 600 nanômetros, a distribuição granulométrica do material padrão, é visualizada na Figura B2.



NANOSPHERE™ SIZE STANDARDS NIST Traceable Mean Diameter

1. DESCRIPTION. These particle size standards provide accurate and traceable size calibration for particle size analysis. They are part of a series of polymer microspheres with calibrated mean diameters accessible to the Standard Meter through the National Institute of Standards and Technology (NIST). Diameters from 20 nanometers (nm) to 160 micrometers (μm) are available as aqueous suspensions in dropper-line bottles. The aqueous suspensions are stable at room temperature, for use with electron microscopy (TEM) or optical microscopy. The aqueous medium has been prepared to promote dispersion and reduce clumping of the particles. The approximate particle concentration in percent solids is given to facilitate dilution for the calibration and validation of particle analyzers. Dispersions from 1000 μm are available as dry spheres, calibrated by optical microscopy. The certified mean diameter is traceable to NIST. Other values are for information only and should not be used as calibration values.

2. PHYSICAL DATA

Certified Mean Diameter:	Catalog Number: 3600 and 3600A, Nominal 600 nm 600 nm \pm 9 nm, k=2
Standard Deviation:	10.0 nm
Coefficient of Variation:	1.7%
Microsphere Composition:	Polystyrene
Microsphere Density:	1.05 g/cm ³
Index of Refraction:	1.59 \pm 0.009 nm
Approximate Concentration:	1% solids

- Continued on page 2

NANOSPHERE™ SIZE STANDARDS

- continued from page 1

3. MEASUREMENT METHODOLOGY. The certified mean diameter of this product was obtained using transmission electron microscopy from NIST certified microspheres. The uncertainty is calculated from the calibration transfer uncertainty and the random error of the measurements per NIST Technical Note 1297. The uncertainty listed is the expanded uncertainty with a coverage factor of 2 (k=2). The particle size distribution (standard deviation) was obtained by TEM. The Coefficient of Variation is the standard deviation as a percentage of the mean diameter. The hydrodynamic diameter was measured using photon correlation spectroscopy.

4. CERTIFICATE. Except for the purposes of record keeping, this certificate may not be reproduced. Rebottling or relabeling voids the warranty and invalidates the certification and traceability of these products. The Certified Batch is the master batch of material that is measured and certified with a NIST traceable mean diameter. The Production Batch represents the intermediate material from which the final product is made. Several Production Batches can be made from one Certified Batch.

5. OPERATING INSTRUCTIONS. For ease of use, these standards are packaged in an aqueous suspension. They must be thoroughly dispersed in the bottle to assure statistically consistent samples. To disperse the particles, gently invert the bottle several times, then immerse in a low power ultrasonic bath (10 seconds). Do not shake the bottle, as the small bubbles formed may introduce statistical artifacts. Before using, clear the dropper tip of residue by dispensing 2-3 drops into a waste container. Dispense immediately after dispersion using the dropper tip.

6. SAFETY AND HANDLING PRECAUTIONS. Avoid aerosol production in the workplace while handling these products or wear a suitable filter respirator when necessary. Avoid inhalation or ingestion of the particles. These products should only be used by trained scientific personnel. A Material Safety Data Sheet is included with each package.

7. STORAGE AND DISPOSAL. Keep the bottle tightly sealed to avoid contamination. Store the bottle upright to prevent clogging the tip with particles. Refrigeration is not required for storage. Do not freeze the particles. In case of spills, wash or wipe the area thoroughly. Dispose of as normal laboratory waste. There are no special disposal procedures. Each bottle has a limited shelf life and should not be used after its expiration date.

8. LIMITED WARRANTY. These products are intended for laboratory use by trained scientific personnel. Determination of their suitability for a specific end-use is the responsibility of the user, who assumes all liability for loss or damage arising out of the use of the product. Rebottling or relabeling voids the warranty and certification. Microgenics Corporation's warranty is limited to replacement of defective products if returned with our authorization within 60 days of purchase date.

THE FOREGOING WARRANTY SHALL BE IN LIEU OF ANY OTHER WARRANTIES, EXPRESS OR IMPLIED, INCLUDING WITHOUT LIMITATION, ANY IMPLIED WARRANTY OF MERCHANTABILITY AND FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE. IN NO EVENT SHALL MICROGENICS BE LIABLE FOR INDIRECT, SPECIAL, INCIDENTAL OR CONSEQUENTIAL DAMAGES.



Figura B1 – Certificado de calibração e rastreabilidade das nanoesferas do Mastersizer 2000.



MASTERSIZER

2000

Result Analysis Report

Sample Name: CALIBRACAO 600 NM - Average
 SOP Name:
 Measured:

Sample Source & type: Works
 Sample bulk lot ref:
 Measured by: MS2000
 Analysed:

Result Source: Averaged
 Result Emulation: Off

Particle Name: Polystyrene latex	Accessory Name: Hydro 2000MU (A)	Analysis model: General purpose	Sensitivity: Normal
Particle RI: 1.590	Absorption: 0	Size range: 0.020 to 595.800 um	Obscuration: 9.78 %
Dispersant Name: Water	Dispersant RI: 1.330	Weighted Residual: 4.412 %	Result Emulation: Off
Concentration: 0.0016 %Vol	Span : 0.542	Uniformity: 0.16	Result units: Volume
Specific Surface Area: 9.57 m ² /g	Surface Weighted Mean D[3,2]: 0.597 um	Vol. Weighted Mean D[4,3]: 0.622 um	

d(0.1): 0.467 um d(0.5): 0.609 um d(0.9): 0.797 um

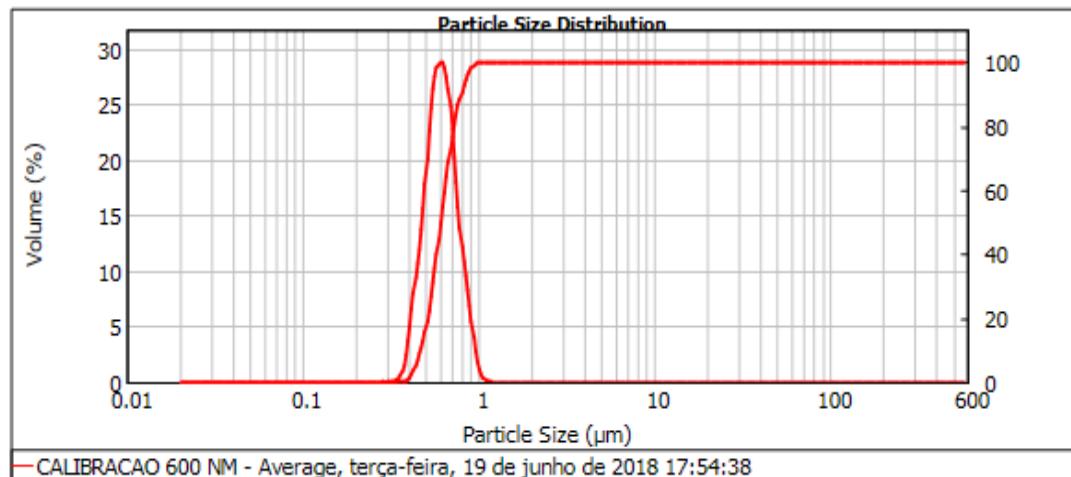


Figura B2 – Distribuição granulométrica das nanoesferas padrão.

APÊNDICE C – DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DA ROCHA FOSFÁTICA

Tabela C1 – Distribuição granulométrica da rocha fosfática.

Diâmetro médio (μm)	Volume (%)	Diâmetro médio (μm)	Volume (%)
2,000	0,00	31,698	2,86
2,244	0,00	35,566	3,28
2,518	0,00	39,905	3,75
2,825	0,00	44,774	4,24
3,170	0,10	50,238	4,76
3,557	0,10	56,368	5,25
3,991	0,11	63,246	5,70
4,477	0,11	70,963	6,06
5,024	0,12	79,621	6,28
5,637	0,13	89,337	6,34
6,325	0,16	100,237	6,22
7,096	0,20	112,468	5,90
7,962	0,26	126,191	5,43
8,934	0,33	141,589	4,81
10,024	0,42	159,866	4,11
11,247	0,54	178,250	3,38
12,619	0,68	200,000	2,65
14,159	0,85	224,404	1,95
15,887	1,03	251,785	1,31
17,825	1,24	282,508	0,84
20,000	1,48	316,979	0,54
22,440	1,75	355,656	0,11
25,179	2,14	399,052	0,00
28,251	2,48	447,744	0,00

APÊNDICE D – RESULTADOS PARA A MELHOR CONFIGURAÇÃO GEOMÉTRICA DE SEPARAÇÃO

Tabela D1 – Resultados obtidos nos experimentos de determinação da melhor configuração geométrica de separação.

Exp.	θ (°)	D_u (mm)	W (kg.h ⁻¹)	W_u (kg.h ⁻¹)	W_o (kg.h ⁻¹)	c_w	c_{wu}	η (%)	RL (%)	η' (%)	FO	Q (m ³ .h ⁻¹)	Temp. (°C)
1	6	4	1974,7	373,4	1601,3	0,032	0,123	72,1	17,1	66,3	0,000	1,554	22,0
2	6	5	1967,3	424,8	1542,5	0,032	0,107	72,6	19,9	65,8	0,026	1,549	25,0
3	6	6	1950,0	578,4	1371,6	0,034	0,088	77,4	28,0	68,6	0,179	1,533	25,5
4	6	7	1965,7	690,3	1275,3	0,032	0,073	79,4	33,6	69,0	0,159	1,547	26,0
5	6	8	1969,3	824,8	1144,5	0,030	0,063	87,0	40,5	78,2	0,105	1,552	26,0
6	7	4	1920,0	331,6	1588,4	0,030	0,138	78,9	15,3	75,1	0,414	1,513	23,5
7	7	5	1901,0	404,6	1496,4	0,030	0,112	80,7	19,5	76,0	0,447	1,499	24,0
8	7	6	1895,0	538,6	1356,4	0,030	0,088	83,9	26,7	78,0	0,431	1,494	25,0
9	7	7	1891,3	715,8	1175,5	0,030	0,068	85,5	36,4	77,2	0,212	1,491	25,5
10	7	8	1902,0	857,0	1045,0	0,029	0,057	87,4	43,8	77,6	0,000	1,500	26,0
11	8	4	1845,3	306,2	1539,1	0,029	0,130	74,2	14,9	69,7	0,130	1,455	24,5
12	8	5	1848,0	375,5	1472,5	0,031	0,118	77,9	18,5	72,9	0,314	1,456	25,5
13	8	6	1833,0	519,7	1313,3	0,030	0,088	81,9	26,7	75,3	0,358	1,445	26,5
14	8	7	1841,0	673,4	1167,6	0,031	0,072	85,1	35,0	77,1	0,245	1,450	26,0

Continuação...

Exp.	θ (°)	D_u (mm)	W (kg.h ⁻¹)	W_u (kg.h ⁻¹)	W_o (kg.h ⁻¹)	c_w	c_{wu}	η (%)	RL (%)	η' (%)	FO	Q (m ³ .h ⁻¹)	Temp. (°C)
15	8	8	1841,0	777,6	1063,4	0,031	0,063	86,2	40,8	76,7	0,090	1,450	27,0
16	9	4	1839,3	295,9	1543,4	0,031	0,147	77,3	14,2	73,5	0,329	1,449	25,0
17	9	5	1830,7	370,5	1460,2	0,030	0,118	79,8	18,4	75,2	0,418	1,443	26,5
18	9	6	1818,0	518,0	1299,9	0,030	0,087	82,7	26,8	76,4	0,385	1,433	27,0
19	9	7	1827,0	639,2	1187,8	0,030	0,073	86,0	33,4	79,0	0,309	1,440	26,5
20	9	8	1864,0	771,7	1092,3	0,030	0,063	85,8	40,0	76,3	0,111	1,469	26,0
21	10	4	1819,7	292,2	1527,5	0,030	0,143	77,4	14,2	73,7	0,335	1,435	25,0
22	10	5	1798,0	372,1	1425,9	0,028	0,110	80,1	19,0	75,4	0,424	1,419	24,5
23	10	6	1802,7	517,7	1284,9	0,031	0,089	83,5	27,0	77,4	0,410	1,420	26,0
24	10	7	1804,3	634,5	1169,8	0,030	0,073	84,5	33,6	76,7	0,270	1,422	27,5
25	10	8	1819,7	759,4	1060,3	0,031	0,065	87,9	40,3	79,7	0,118	1,434	30,0

APÊNDICE E – RESULTADOS DO PLANEJAMENTO COMPOSTO CENTRAL

Tabela E1 – Resultados obtidos nos experimentos do Planejamento Composto Central.

Exp.	μ (cP)	C	P (psi)	W (kg.h ⁻¹)	W_u (kg.h ⁻¹)	RL (%)	η (%)	η' (%)	Eu	Q (m ³ .s ⁻¹)	d_{50} (μ m)	Temp. (°C)
1	-1	-1	-1	1586,7	339,64	19,2	86,1	82,8	972,0	1,286	39,9	20,0
2	-1	-1	1	2022,0	451,12	19,7	90,9	88,7	1039,9	1,634	32,1	23,5
3	-1	1	-1	1646,3	376,67	17,9	85,3	82,1	952,8	1,299	42,5	25,0
4	-1	1	1	2090,3	496,11	18,1	90,0	87,8	1026,7	1,644	32,5	26,0
5	1	-1	-1	1693,7	383,61	20,9	74,7	68,0	814,9	1,373	59,6	27,0
6	1	-1	1	2172,7	484,39	20,2	81,7	77,1	857,8	1,758	45,4	24,5
7	1	1	-1	1733,3	453,99	22,5	77,1	70,5	815,1	1,372	49,8	25,0
8	1	1	1	2235,0	518,64	18,7	83,1	79,2	849,1	1,767	43,2	23,5
9	-1,353	0	0	1831,0	424,78	19,5	93,3	91,7	1029,8	1,467	22,4	25,0
10	+1,353	0	0	2042,0	456,69	19,6	75,8	69,9	780,4	1,637	55,4	23,5
11	0	-1,353	0	1919,7	420,02	20,2	77,1	71,3	885,2	1,559	56,2	26,0
12	0	+1,353	0	2006,7	483,27	19,4	75,9	70,1	868,6	1,574	58,2	25,5
13	0	0	-1,353	1581,0	354,36	19,8	73,1	66,5	855,6	1,268	60,3	27,0
14	0	0	+1,353	2229,3	505,42	19,4	82,6	78,4	919,3	1,784	42,5	27,5
15	0	0	0	1929,0	432,19	19,5	78,9	73,8	899,8	1,546	53,1	28,5
16	0	0	0	1937,3	462,75	20,9	78,9	73,3	894,6	1,551	52,5	28,0
17	0	0	0	1936,7	460,45	20,6	79,9	74,7	896,6	1,549	52,1	26,0

APÊNDICE F – RESULTADOS DOS TESTES COM SOLUÇÕES DE SACAROSE

Tabela F1 – Teste preliminar às simulações fluidodinâmicas com soluções de sacarose, na viscosidade de 9,88 cP.

Pressão (psi)	Taxa de entrada (kg.h ⁻¹)	Taxa de <i>underflow</i> (kg.h ⁻¹)	<i>RL</i> (%)
19,18	1401	303,59	22,0
	1399	303,19	22,0
	1399	302,07	22,0
22,00	1496	316,36	21,0
	1494	314,74	21,0
	1493	315,59	21,0
30,00	1715	352,00	21,0
	1716	349,55	20,0
	1715	349,38	20,0
38,00	1909	379,42	20,0
	1907	380,14	20,0
	1907	381,91	20,0
40,82	1971	390,03	20,0
	1973	391,07	20,0
	1972	391,39	20,0

Tabela F2 – Teste preliminar às simulações fluidodinâmicas com soluções de sacarose, na viscosidade de 12,0 cP.

Pressão (psi)	Taxa de entrada (kg.h ⁻¹)	Taxa de <i>underflow</i> (kg.h ⁻¹)	RL (%)
19,18	1452	288,35	20,0
	1452	290,29	20,0
	1452	287,89	20,0
22,00	1531	310,79	20,0
	1532	311,12	20,0
	1531	310,19	20,0
30,00	1744	362,87	21,0
	1742	359,20	21,0
	1742	361,35	21,0
38,00	1929	395,45	21,0
	1929	396,23	21,0
	1930	394,82	20,0
40,82	1988	402,65	20,0
	1988	399,73	20,0
	1988	398,96	20,0

Tabela F3 – Teste preliminar às simulações fluidodinâmicas com soluções de sacarose, na viscosidade de 18,0 cP.

Pressão (psi)	Taxa de entrada (kg.h ⁻¹)	Taxa de <i>underflow</i> (kg.h ⁻¹)	RL (%)
19,18	1511	345,69	23,0
	1511	346,06	23,0
	1511	345,16	23,0
22,00	1617	364,82	23,0
	1616	362,09	22,0
	1614	362,83	22,0
30,00	1868	401,65	22,0
	1869	402,67	22,0
	1869	403,17	22,0
38,00	2087	446,51	21,0
	2089	442,47	21,0
	2088	443,62	21,0
40,82	2162	458,82	21,0
	2162	461,96	21,0
	2160	457,08	21,0

Tabela F4 – Teste preliminar às simulações fluidodinâmicas com soluções de sacarose, na viscosidade de 24,0 cP.

Pressão (psi)	Taxa de entrada (kg.h ⁻¹)	Taxa de <i>underflow</i> (kg.h ⁻¹)	RL (%)
19,18	1536	420,47	27,0
	1535	418,08	27,0
	1537	416,81	27,0
22,00	1635	404,32	25,0
	1637	404,11	25,0
	1637	400,83	24,0
30,00	1892	425,98	23,0
	1892	425,66	22,0
	1891	425,03	22,0
38,00	2117	447,96	21,0
	2119	448,64	21,0
	2120	450,89	21,0
40,82	2189	465,43	21,0
	2189	460,33	21,0
	2189	462,15	21,0

Tabela F5 – Teste preliminar às simulações fluidodinâmicas com soluções de sacarose, na viscosidade de 26,12 cP.

Pressão (psi)	Taxa de entrada (kg.h ⁻¹)	Taxa de <i>underflow</i> (kg.h ⁻¹)	RL (%)
19,18	1606	369,14	23,0
	1604	371,68	23,0
	1604	365,88	23,0
22,00	1707	374,60	22,0
	1709	374,14	22,0
	1706	375,07	22,0
30,00	1974	422,40	21,0
	1976	416,42	21,0
	1973	422,24	21,0
38,00	2210	464,98	21,0
	2210	462,83	21,0
	2208	461,02	21,0
40,82	2288	481,61	21,0
	2287	478,98	21,0
	2286	479,16	21,0