UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

Separador Sólido-Líquido para Operação em Fundo de Poços de Petróleo

Autor: **Jason Alves Martins**
Orientador: **Prof. Dr. Eugênio Spanó Rosa**

09/06

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA

Separador Sólido-Líquido para Operação em Fundo de Poços de Petróleo

Autor: **Jason Alves Martins**
Orientador: **Prof. Dr. Eugênio Spanó Rosa**

Curso: Engenharia Mecânica
Área de Concentração: Térmica e Fluídos

Dissertação de mestrado acadêmico apresentada à comissão de Pós Graduação da Faculdade de Engenharia Mecânica, como requisito para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Campinas, 2006
S.P . – Brasil

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

M366s

Martins, Jason Alves
Separador sólido-líquido para operação em fundo de poços de petróleo / Jason Alves Martins. --Campinas, SP: [s.n.], 2006.

Orientador: Eugênio Spanó Rosa
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

1. Escoamento bifásico. 2.Simulação por computador. 3. Ciclones. 4. Petróleo. 5. Separação de fases I. Rosa, Eugenio Spanó. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.

Titulo em Inglês: Swirl tubes as a downhole desander device
Palavras-chave em Inglês: Separation, Solid-liquid, Swirl tube
Área de concentração: Térmica e Fluídos
Titulação: Mestre em Engenharia Mecânica
Banca examinadora: Geraldo Afonso Spinelli Martins Ribeiro e Antônio Carlos Bannwart
Data da defesa: 04/09/2006

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO ACADÊMICO

Separador Sólido-Líquido para Operação em Fundo de Poços de Petróleo

200708677

Autor: **Jason Alves Martins**
Orientador: **Prof. Dr. Eugênio Spanó Rosa**

A Banca Examinadora composta pelos membros abaixo aprovou esta Dissertação:

Prof. Dr. Eugênio Spanó Rosa, Presidente
DE/FEM/UNICAMP

Prof. Dr. Geraldo Afonso Spinelli
CENPES/PETROBRAS/Rio de Janeiro

Prof. Dr. Antônio Carlos Bannwart
DE/FEM/UNICAMP

Campinas, 04 de setembro de 2006.

Dedicatória:

Dedico este trabalho à minha querida mãe.

Agradecimentos

À PETROBRAS, pelo apoio financeiro na realização deste trabalho.

À minha mãe pelo apoio e incentivo em todos os momentos da minha vida.

Ao meu orientador, pelos conhecimentos que me passou e pela seriedade na condução deste trabalho.

Aos professores e colegas do Departamento de Energia que me ajudaram de alguma forma durante o mestrado, e pelas inestimáveis amizades que adquiri.

Aos engenheiros Robson de Oliveira Souza, Nelson Shiratori e Valdir Estevam, da PETROBRAS, pelas valiosas informações e sugestões dadas.

Aos funcionários da oficina do Departamento de Energia: Alcimar da Silveira, Adriano Navarro e Luiz Biason, responsáveis pela montagem e manutenção do circuito experimental.

Ao CEPETRO, responsável pelo meu contrato de estágio e pelo apoio dado em todas as compras realizadas durante o trabalho.

Nada do que é humano me é estranho.

Terêncio

Resumo

MARTINS, Jason Alves, *Separador Sólido-Líquido para Operação em Fundo de Poços de Petróleo*, Campinas,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2006. 160 p. Dissertação (Mestrado)

O presente trabalho investiga os mecanismos de separação sólido-líquido em separadores tubo-ciclônicos. O trabalho é desenvolvido a partir de testes experimentais e simulação numérica. A etapa experimental investiga a influência do aumento de viscosidade sobre a eficiência do separador. Através de uma análise dimensional, os dados experimentais são reduzidos em grupos adimensionais. Obtem-se uma correlação entre a eficiência de separação e os grupos adimensionais. Ela revela como a eficiência depende dos parâmetros geométricos e operacionais do separador. A correlação obtida possibilita dimensionar estes separadores para cenários com elevada viscosidade. As simulações numéricas são realizadas utilizando um método de volumes finitos. O processo de separação é estudado através do adimensional Stokes. São introduzidos os conceitos de superfície de captura e tempo de residência de partículas. Define-se um importante parâmetro do escoamento, o comprimento de decaimento. Propõe-se um modelo unidimensional para o separador. Realiza-se com base neste modelo uma análise comparativa entre dois separadores. Os resultados são coerentes com dados experimentais e indicam quais características geométricas melhoram a eficiência do separador.

Palavras Chave

- Escoamento bifásico, Simulação por computador, Ciclones, Petróleo, Separação de fases.

Abstract

MARTINS, Jason Alves, *Swirl Tubes as a Downhole Desander Device*, Campinas,: Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, 2006. 160 p. Dissertação (Mestrado)

This work investigates the solid-liquid separation mechanisms in swirl tubes through experimental and numerical analysis. In the experimental phase, it is analyzed the impact of the viscosity increase on the separation efficiency of swirl tubes. The experimental data are reduced using dimensional analysis. A functional relationship between the separation efficiency and the dimensionless groups is obtained, allowing to calculate the separation efficiency dependency on the liquid viscosity, flow rate, particle size, and other geometrical parameters of the separator. This relationship helps to design these desander devices to scenarios with high viscosity. Numerical simulations are carried out in a structured grid using a finite volume method. Separation process is studied through the Stokes number. The concepts of capture surface and residence time of particles are introduced and an important flow field parameter, the length of decay is defined. A one-dimensional model is proposed for the swirl tube. A comparative analysis between two separators is done based on the one-dimensional model. The results are in agreement with experimental data and indicate which geometrical features help to improve the separator efficiency.

Key Words

Separation, Solid-Liquid, Swirl Tube.

Sumário

Lista de Figuras ..... **iii**

Lista de Tabelas ..... **viii**

Nomenclatura ..... **x**

Introdução **1**

Revisão da Literatura **7**

Descrição do Aparato Experimental e Técnicas de Medida **10**

3.1 Montagem Experimental 10

3.2 Fluido Teste 16

3.3 Características Operacionais do Circuito 18

3.4 Material Particulado dos Testes 20

3.5 Características dos Separadores Tubo-Ciclônicos Testados 29

Resultados Experimentais **33**

4.1 Resultados Experimentais 33

4.2 Análise Dimensional 38

4.3 Análise de Incerteza 54

Análise Numérica **64**

5.1 Método Numérico 65

5.2 Análise do Campo de Escoamento 70

5.3 Superfície de Captura das Partículas Sólidas 76

5.4 Análise Comparativa de Vazão, Diâmetro de Partícula e Viscosidade.....80

Proposição de Modelo Unidimensional para Separador Tubo-Ciclônico.....84

6.1 Modelo Unidimensional.....84

6.2 Análise Comparativa das Configurações de Separadores Testados.....104

Conclusões e Sugestões para Próximos Trabalhos.....109

Referências Bibliográficas.....113

Dinâmica de Partículas Sólidas em Meio Fluido.....115

I.1 Forças que Atuam em uma Partícula Sólida Imersa em um Fluido.....115

I.2 Equação Geral da Aceleração da Partícula.....121

I.3 Cálculo da Velocidade da Partícula entre os Instantes (t) e (t + Δt).....122

I.4 Determinação da Posição da Partícula.....125

I.5 Algoritmo de Cálculo.....125

I.6 Caso Especial: Partícula em Queda Livre com Fluido Parado.....128

Artigos Apresentados em Congressos.....131

Dimensionamento de Separador Tubo-Ciclônico.....148

Medidas Experimentais de L_d.....153

Arquivo Q1.....155

Lista de Figuras

1.1 (a) Separador tubo-ciclônico Cavins; (b) filtro....2
1.2 Cenário de aplicação do separador de sólidos de fundo de poço....3
1.3 Esquema de um separador de sólidos tubo-ciclônico....4
3.1 Montagem experimental....11
3.2 Vista geral da montagem experimental ….....12
3.3 Vista geral da montagem experimental ….....13
3.4 Reservatório de sólidos....14
3.5 Distrubuidor líquido-sólido....14
3.6 Painel de instrumentos....15
3.7 Detalhe do helicóide....15
3.8 Detalhe da entrada do separador 15
3.9 Detalhe da peneira de coleta de sólidos ingeridos 15
3.10 Curva da viscosidade da solução em função da temperatura....17
3.11 Curva de operação da bomba 19
3.12 Fuso do Alimentador de Sólidos com Esferas de 900 μm....27
3.13 Vazão de esferas em função da tensão do motor para esferas de 900 μm....28
3.14 Vazão de esferas em função da tensão do motor para esferas de 250 μm....29
3.15 Hélices fixas do Separador Cavins....30
3.16 Dimensões do separador tubo-ciclônico Cavins utilizado nos testes experimentais....31
3.17 Separadores Cavins e B1....32
3.18 Série B1 – Detalhe....32
3.19 Extensão Série B1....32
3.20 Detalhe da Montagem da Série B1 na Extremidade do Cavins....32

4.1 Ensaio experimental de eficiência de separação com o Cavins em função da viscosidade para vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d. O material particulado foi esfera de vidro de diâmetro de 900μm.….....37
4.2 Ensaio experimental de eficiência de separação com o B1 em função da viscosidade para vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d. O material particulado foi esfera de vidro de diâmetro de 900μm.…….....37
4.3 Definição dos parâmetros geométricos D_p, D_e e L do Cavins e B1.....40
4.4 Definição dos parâmetros geométricos A_j e α na hélice.....44
4.5 Resultados experimentais na forma adimensional para o Cavins.....46
4.6 Eficiências de separação prevista (linha contínua) e experimental em função do parâmetro χ para o Cavins…….....48
4.7 Eficiência prevista em função do diâmetro da partícula para vazões de líquido de 60 m^3/d, 120 m^3/d e 210 m^3/d. A viscosidade do líquido é de 10 cP.....49
4.8 Eficiência prevista em função do diâmetro da partícula para viscosidades de líquido de 10, 20 e 50 cP. A vazão de líquido é de 120 m^3/d…….....50
4.9 Eficiência prevista em função do diâmetro da partícula para dois valores de A_j. A viscosidade e vazão do líquido são de 10 cP e 120 m^3/d respectivamente.....51
4.10 Eficiência prevista em função do diâmetro da partícula para dois valores de α . A vazão e a viscosidade do líquido são de 120 m^3/d e 10 cP respectivamente.….....51
4.11 Eficiência prevista em função da densidade do líquido para partículas de 250 μm. A vazão e a viscosidade do líquido são 120 m^3/d e 10 cP respectivamente..….....52
4.12 Eficiência prevista em função da vazão de líquido para viscosidades de 1 cP, 40 cP, 60 cP e 100 cP. O diâmetro de partícula é de 900 μm..….....53
4.13 Eficiência prevista em função da área de descarga do jato para líquidos com viscosidades de 10 cP, 30 cP e 60 cP. O diâmetro de partícula é 250 μm e a vazão de líquido 120 m^3/d.....54
4.14 Medição da área de descarga do jato A_j.….....57
5.1 Esquema do separador tubo-ciclônico e região analisada por simulação.....66
5.2 Representação esquemática da malha: (a) plano yz, (b) plano xy.....67
5.3 Teste de malha. Perfis de velocidade na posição axial z=400mm: (a) velocidade axial, (b) velocidade tangencial.....68

5.4 Campo de velocidade para o caso referência, (a) U-vel (m/s) , (b) W-vel (m/s) e (c) linhas de corrente.....71
5.5 Perfil de velocidade U em diferentes posições axiais.....72
5.6 Perfil de velocidade W em diferentes posições axiais.....73
5.7 Razão entre vazões de corrente líquida descendente Q_z/Q_{in}, para vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d, e viscosidades de líquido 20 cP and 100 cP.....74
5.8 Velocidade radial máxima VR para vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d, e viscosidades de líquido de 20 cP e 100 cP.....75
5.9 Convenção de sinal para as componentes de velocidade radial V e axial W em função do sentido positivo das coordenadas y e z.....78
5.10 Regiões onde 0< StkZ < 1 e 0< StkR < 1 e a superfície de captura (overlap).....79
5.11 Regiões de StkZ < 1e StkR < 1 e superfície de captura para vazões de líquido de 116 m^3/d e 20 m^3/d. Diâmetro de partícula de 900 μm e viscosidades de líquido de 20 cP.....81
5.12 Regiões de StkZ < 1e StkR < 1 e superfície de captura para diâmetros de partícula de 250 μm 900 μm e 4000 μm. Vazão de líquido de 120 m^3/d e viscosidade de 20 cP.....82
5.13 Regiões de StkZ < 1e StkR < 1 e superfície de captura para líquidos com viscosidade de 20 cP e 100 cP. Diâmetro de partícula de 900 μm e vazão de 120 m^3/d.....83
6.1 Representação unidimensional do escoamento no separador tubo-ciclônico. Comprimento de decaimento L_d e diâmetro de produção D_p.....85
6.2 Superfície de captura para o modelo unidimensional do tubo-ciclônico. $\overline{StkZ} \leq 1$ para corrente ascendente e $\overline{StkR} \leq 1$ para corrente descendente.....90
6.3 Possíveis trajetórias da partícula na região da superfície de captura para o modelo unidimensional do tubo-ciclônico.....91
6.4 Variação do primeiro termo do lado direito da Equação 6.27 em função de R_A para três valores de τ.....98
6.5 Variação do segundo termo da Equação 6.27 em função de R_A.....99
6.6 Variação da razão entre tempos em função do parâmetro geométrico R_A.....100
6.7 Variação da razão entre tempos em função do parâmetro geométrico R_A. Segundo cenário de operação.....101
6.8 Configurações de separadores: Cavins e Série B1.....106

4.1 Ensaio experimental de eficiência de separação com o Cavins em função da viscosidade para vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d. O material particulado foi esfera de vidro de diâmetro de 900μm.....107
4.2 Ensaio experimental de eficiência de separação com o B1 em função da viscosidade para vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d. O material particulado foi esfera de vidro de diâmetro de 900μm.....107

Anexo I – Dinâmica de Partículas Sólidas em um Meio Fluido
I.1 Coeficiente de Arrasto em Função do Número de Reynolds para Esfera.....118
I.2 f(Rep) em função do número de Reynolds para esfera.....119
I.3 Posição da Partícula.....125
I.4 Partícula em Queda Livre com Fluido Parado.....128

Anexo II – Experimental Analysis of Swirl Tubes as Downhole Desander Device
II.1 Application scenario of the downhole desander.....133
II.2 Experimental set-up.....133
II.3 Schematic of the swirling tube.....134
II.4 Separation efficiency as a function of the liquid viscosity. The inlet solids concentration and mean diameter were constant and equal to 0.1% and 900 μm.....135
II.5 The predicted (continuous line) and the experimentally determined separation efficiency as a function of χ parameter defined in Eqs. (7) and (8).....136
II.6 Predicted separation efficiency as a function of the solid particle diameter for liquid viscosities of 10 cP, 20 cP and 50 cP. The volumetric flow rate is 120 m^3/d.....137
II.7 Predicted separation efficiency as a function of the volumetric flow rate for liquid viscosities of 1cP, 40cP, 60 cP and 100 cP. The particle size is 900 μm.....137
II.8 Predicted separation efficiency as a function of the jet discharge area for liquid viscosities of 10cP, 30cP and 60cP. The particle size is 250 μm. The volumetric flow rate is 120 m^3/d.....137
II.9 Predicted separation efficiency as a function of the particle size for swirling vane angle of 1 and 10 degrees. The liquid viscosity and the volumetric flow rate are of 10cP and 120 m^3/d.....137

Anexo II – Analysis of Swirl Tube as Downhole Desander Device

II.1 (a) Schematic of swirl tube inside the well and (b) swirl tube main dimensions…….140

II.2 Schematic of the grid 141

II.3 Velocity field for the reference case, (a) U-vel (m/s), (b) W-vel (m/s) and (c) streamlines.142

II.4 U and W velocity profiles at different axial positions.....143

II.5 Downward liquid flow rate ratio, Qz/Q (a) and maximum radial velocity VR (b) for 60 m^3/d and 116 m^3/d liquid flow rates, 20cP and 100cP liquid viscosities.....144

II.6 0< StkZ < 1and 0<StkR < 1 regions and the capture surface (overlap).....145

II.7 StkZ < 1 and StkR < 1 regions and capture surface for different flow rate, particle sizes and viscosities…….146

Anexo III – Dimensionamento de um Separador Tubo-Ciclônico

III.1 Dimensões do separador tubo-ciclônico.....…….....…….152

Anexo IV – Medidas Experimentais de L_d

IV.1 Detalhes das linhas inseridas na parede do tubo externo para auxiliar a visualização da rotação do fluido e a determinação de L_d…….....…….154

Lista de Tabelas

3.1 Vazões de teste e rotações correspondentes.....19
3.2 Parâmetros estatísticos da amostra de esferas de 250μm.....24
3.3 Parâmetros estatísticos das esferas de 900 μm.....25
3.4 Densidade real, aparente e fator de empacotamento para as amostras de esferas.....25
3.5 Dados de calibração do alimentador de esferas de 900 μm.....27
3.6 Dados de calibração do alimentador de esferas de 250 μm.....28
4.1 Testes realizados no Cavins com partículas de 900 μm e 250 μm.....34
4.2 Testes realizados no B1 com vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d e partículas de 900 μm e 250 μm.....36
4.3 Valores dos parâmetros Re, Fr, Stk, x e χ obtidos nos testes com o Cavins.....47
4.4 Incerteza nas medidas primárias.....59
4.5 Valores de Re, Fr, Stk, x e η, e respectivas incertezas relativas para cada teste.....63
5.1 Condições de contorno.....70
5.2 Parâmetros de simulação do escoamento.....75
6.1 Testes de eficiência de separação realizados com o Cavins.....102
6.2 Variação da razão entre tempos em função dos argumentos dos ln da Equação 6.27.....103

Anexo II – Experimental Analysis of Swirl Tubes as Downhole Desander Device
II.1 Separation efficiency tests.....135
II.2 The predicted separation efficiency.....136

Anexo II - Analysis of Swirl Tube as Downhole Desander Device

II.1 Flow simulation parameters.....143

Anexo IV – Medidas Experimentais de L_d

IV.1 Resultados de testes experimentais com L_d para o Cavins.....154

Nomenclatura

Letras Latinas

A_{in}- área do anular	[m^2]
d_p - diâmetro da partícula	[m]
C_D – coeficiente de arrasto sobre esfera	[ ]
D_e - diâmetro do tubo externo	[m]
D_p - diâmetro do tubo de produção	[m]
e – erro médio absoluto entre os dados experimentais e a correlação	[%]
Fr – número de Froude	[ ]
g – aceleração da gravidade	[m/s^2]
L – comprimento da chicana	[m]
L_d – comprimento de decaimento	[m]
Q - vazão volumétrica do líquido	[m^3/s]
Q_{in} - vazão volumétrica do líquido na entrada	[m^3/s]
R – raio médio	[m]
R_A – razão de áreas	[ ]
Re – número de Reynolds	[ ]
Re_p – número de Reynolds para partícula esférica	[ ]
StkR – número de Stokes radial	[ ]
StkZ – número de Stokes axial	[ ]
$\overline{StkR}$ - número de Stokes radial médio	[ ]
$\overline{StkZ}$ - número de Stokes axial médio	[ ]

U - componente de velocidade tangencial [m/s]

V - componente de velocidade radial [m/s]

W – componente de velocidade axial [m/s]

W_{in} – componente de velocidade axial na entrada [m/s]

$\overline{U}$ - velocidade tangencial média da corrente descendente [m/s]

$\overline{VR}$ - velocidade radial média [m/s]

$\overline{W}$ - velocidade axial média da corrente descendente [m/s]

$\overline{W}_{up}$ - velocidade axial média da corrente ascendente [m/s]

••

Letras Gregas

α - ângulo das hélices fixas [graus]

$\Delta\rho$ - diferença de densidades sólido-líquido [kg/m^3]

Δta - tempo de residência axial [s]

Δtr - tempo de residência radial [s]

$\Delta ta/\Delta tr$ – razão entre tempos de residência [ ]

ρ - densidade do líquido [kg/m^3]

ρ_p - densidade da partícula [kg/m^3]

μ - viscosidade cinemática do líquido [cP]

τ - constante de tempo [s]

η - eficiência de separação [%]

η_{exp} - eficiência de separação experimental [%]

η_{pre} - eficiência de separação prevista [%]

η_{erro} – módulo da diferença entre as eficiências de separação experimental e prevista [%]

••

Subscritos

in - propriedade avaliada na entrada

up - propriedade avaliada no sentido ascendente

••

Abreviações

BCS - Bombeio centrífugo submerso;

BCP - Bombeio por cavidades progressivas;

BM - Bombeio mecânico;

BSW - Basic sediments and water;

••

Capítulo 1

Introdução

Na produção de petróleo, ocorre com freqüência o transporte de particulado sólido do reservatório para a linha de produção. Ainda que em baixas concentrações, a presença do particulado sólido na linha de transporte de óleo é indesejável. O seu transporte na linha causa abrasão nas paredes, reduzindo a vida útil de equipamentos como válvulas e sistemas de elevação, obrigando a intervenção em poços produtores. O impacto da presença de sólidos (areia) na operação de produção pode ser minimizado introduzindo-se separadores sólido-líquido entre o canhoneado e o sistema de elevação. A função dos separadores sólido-líquido é evitar total ou parcialmente a presença de sólidos em poços que operam com bombeio centrífugo submerso (BCS), bombeio mecânico (BM) ou mesmo bombeio por cavidades progressivas (BCP).

Atualmente estão disponíveis no mercado separadores sólido-líquido como Cavins®, SandCat® e Lakos®. Estes separadores, no entanto, são fornecidos de acordo com o diâmetro do revestimento do poço para determinadas faixas de vazão, e não atendem às condições de operação específicas de cada poço, tais como: diâmetro médio e densidade do particulado, vazão de produção, conteúdo de água no óleo, BSW, e viscosidade do óleo. O cenário de aplicação deste estudo é a área produtora de óleo do recôncavo baiano explorada pela PETROBRAS, denominada UN-BA. Ela possui cerca de 1300 poços produtores sendo que sua maioria possui equipamentos para retirar areia. O intervalo entre as intervenções nos poços é de 18 meses em média, entretanto há poços com um intervalo muito abaixo deste período médio. Alguns destes casos podem ser atribuídos a uma operação não adequada do separador. Considerando o grande

número de poços terrestres que produzem por sistemas de elevação suscetíveis à presença de sólidos, e o alto custo associado às intervenções periódicas nesses poços através de sondas terrestres, além dos custos devidos à substituição de equipamentos e o lucro cessante, constata-se a necessidade de se desenvolver separadores de sólidos mais eficientes, projetados para características de operação específicas de cada poço.

As limitações físicas de operação dos separadores de sólidos de fundo de poço se devem, entre outros, a fatores como: o espaço restrito de operação, a viscosidade do óleo de alguns reservatórios, que ainda pode ser alterada quando água é produzida junto com óleo, formando emulsões óleo-água, e a necessidade de se separar partículas com diâmetro de até 100 μm. Atender a estes diferentes requisitos faz do projeto de separadores de sólidos eficientes um desafio.

A separação de sólidos no fundo de poço pode ocorrer pela ação do campo de velocidades, como é o caso dos separadores tubo-ciclônicos, ou pelo uso de filtros. A Figura 1.1(a) mostra em detalhe um separador tubo-ciclônico Cavins. Pode-se observar na extremidade inferior do tubo de produção, peça que está sendo segurada, que este separador possui apenas uma hélice fixa formando um canal helicoidal, entretanto ele pode possuir mais canais.

(a) (b)

Figura 1.1. (a) Separador tubo-ciclônico Cavins; (b) filtro.

O tubo de produção é fixado pela sua extremidade superior no interior do tubo externo, mostrado à esquerda do tubo de produção na Figura 1.1(a). O tubo externo apresenta aberturas ou rasgos laterais por onde entra o líquido. A Figura 1.1(b) mostra em detalhe um filtro. O óleo entra através das ranhuras na lateral do filtro.

Os separadores de sólidos de fundo de poço são normalmente instalados na posição vertical ou aproximadamente vertical e acima da zona de produção de óleo, como mostra a Figura 1.2. O separador de sólidos tubo-ciclônico emprega os campos centrífugo e gravitacional, e consiste de dois tubos concêntricos que se sobrepõem um ao outro formando uma chicana, sendo um tubo externo que irá formar o reservatório de sólidos separados embaixo, e o tubo interno, aqui designado por tubo de produção.

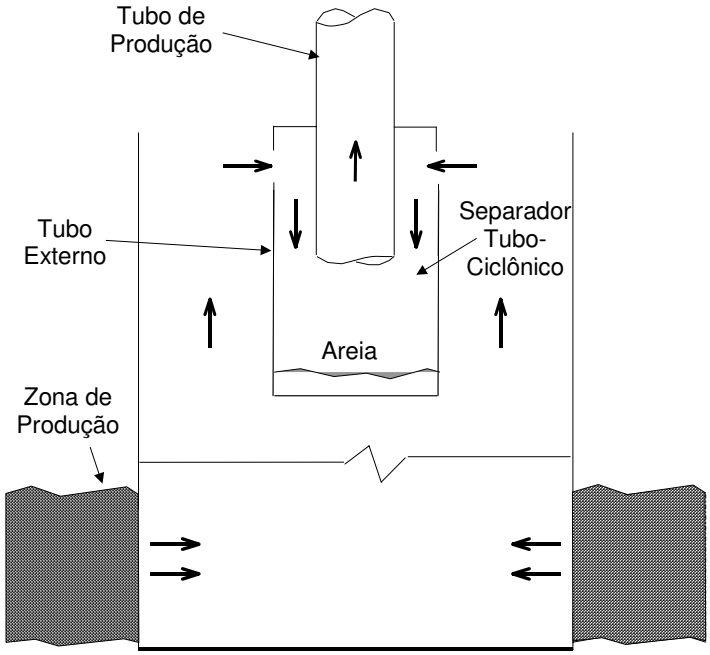


Figura 1.2. Cenário de aplicação do separador de sólidos de fundo de poço.

Na região anular entre os tubos há hélices fixas que formam canais helicoidais. A área transversal dos canais helicoidais vai sendo progressivamente diminuída da entrada para a saída. Ao passar por esses canais, a corrente descendente de líquido com sólidos adquire uma componente de velocidade tangencial. Abaixo da chicana a corrente líquida é desviada para cima

em direção ao tubo de produção, e os sólidos separados são coletados no reservatório de sólidos embaixo. A Figura 1.3 mostra um esquema de um separador de sólidos tubo-ciclônico.

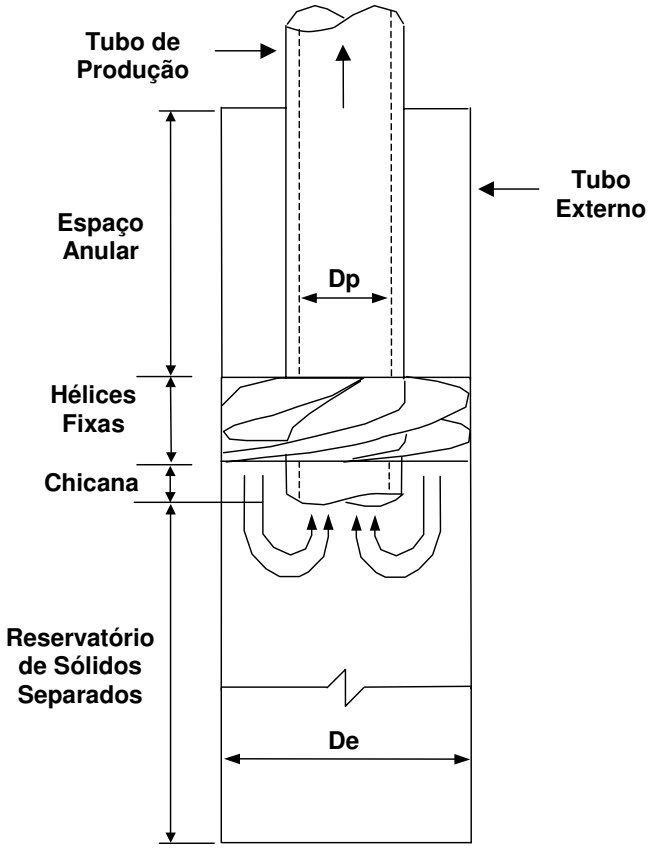


Figura 1.3. Esquema de um separador de sólidos tubo-ciclônico.

Os separadores tubo-ciclônicos são melhor empregados em operação contínua ao invés de escoamentos em golfadas. Esses dispositivos são freqüentemente empregados em campos maduros com alto percentual de água, tipicamente de 95% a 97%. Em geral, têm aplicação bem sucedida para óleos leves e misturas com baixa viscosidade, há porém, relatos de falha ou redução de eficiência de separadores tubo-ciclônicos em aplicações para óleos pesados ou emulsões óleo-água com baixo percentual de água. Em alguns casos, a queda na eficiência de separação ou mesmo a sua completa falha pode ser atribuída ao aumento na viscosidade do líquido devido à formação de emulsão óleo em água.

Este trabalho tem como objetivos entender o processo de separação sólido-líquido dos tubo-ciclônicos e desenvolver equações para projeto destes dispositivos, de modo a melhorar sua

eficiência de separação em aplicações de maior viscosidade. O trabalho é estruturado em 6 capítulos, onde são reportados a técnica experimental utilizada, os resultados experimentais, uma análise numérica e por fim as conclusões. A seguir é apresentado o conteúdo de cada capítulo.

O Capítulo 2 apresenta uma revisão da literatura existente sobre separadores tubo-ciclônicos e as abordagens usadas no estudo numérico de escoamentos bifásicos. Na análise experimental, foram realizados testes com um separador tubo-ciclônico em escala 1:1 com modelo utilizado em campo. A descrição do aparato experimental utilizado, características do circuito de testes, líquido e particulado sólido dos testes, assim como dos procedimentos de medida adotados estão no Capítulo 3. Os testes foram conduzidos com a viscosidade variando entre 1 cP a 100 cP para duas vazões principais: 60 m^3/d e 116 m^3/d. Os testes constituem um esforço pioneiro no sentido de se formar um conhecimento da eficiência de separação deste tipo de separador em uma faixa de viscosidade entre 1 cP a 100 cP. Não há disponível na literatura técnica nem em manuais de fabricantes esta informação. Os resultados experimentais são apresentados na forma de tabelas e gráficos no Capítulo 4. Realiza-se também no Capítulo 4 uma análise dimensional do separador tubo-ciclônico, a partir da qual se desenvolve uma correlação entre a eficiência de separação e os parâmetros operacionais do separador. Esta correlação permite ao projetista dimensionar separadores tubo-ciclônicos para diferentes cenários de operação, e prever a eficiência de separação destes dispositivos. No Capítulo 4 também são mostradas simulações de estudos de casos utilizando a correlação desenvolvida.

A dependência da eficiência de separação em relação aos parâmetros operacionais e geométricos do tubo-ciclônico foi determinada de forma quantitativa por meio de análise dimensional no Capítulo 4. A correlação, entretanto não esclarece mecanismos físicos do escoamento responsáveis pelo aumento ou diminuição da eficiência de separação. Para ampliar o conhecimento destes dispositivos em aplicações envolvendo líquidos mais viscosos, é necessário entender a física do processo de separação sólido-líquido em relação aos parâmetros operacionais e geométricos do dispositivo. Como uma etapa complementar ao estudo experimental realizado, desenvolve-se no Capítulo 5 uma análise numérica do separador tubo-ciclônico. O objetivo é investigar a influência do aumento de viscosidade no processo de separação de tubo-ciclônicos submetidos a diferentes vazões e diâmetros de partículas. Considera-se um campo de velocidades

axi-simétrico no interior do equipamento quando operando com líquidos de viscosidade de 20 cP e 100 cP. No modelo numérico as equações de conservação de massa e quantidade de movimento são discretizadas para um código de volumes finitos com malha estruturada empregado no pacote computacional Phoenics®. O movimento dos sólidos é analisado a partir do adimensional Stokes que expressa a razão entre a velocidade terminal da partícula e a velocidade local do líquido. É introduzido o conceito de superfície de captura como uma separação entre as regiões onde a partícula é separada ou ingerida. Investiga-se o efeito da variação da viscosidade, diâmetro de partícula e vazão a partir de uma análise comparativa tomando um caso como referência.

A análise numérica realizada no Capítulo 5 revela os mecanismos de escoamento responsáveis pela separação sólido-líquido no tubo-ciclônico. Um importante parâmetro revelado é o comprimento de decaimento. A análise realizada no Capítulo 5 é a base para a proposição de um modelo unidimensional que representa o escoamento no interior do tubo-ciclônico. O modelo unidimensional é desenvolvido no Capítulo 6. Realiza-se com base no modelo unidimensional um estudo comparativo entre duas configurações de separadores testados experimentalmente, uma com rotação e outra sem rotação do líquido, os resultados são comparados com dados experimentais. O Anexo I apresenta um estudo sobre movimento de partículas imersas em meios fluidos e forças que atuam nas mesmas. O Anexo II traz dois artigos desenvolvidos a partir do presente trabalho, um deles apresentado no 2005 SPE Latin American and Caribean Petroleum Engineering Conference – LACPEC realizado no Rio de Janeiro de 20 a 23 de Junho de 2005, e o outro apresentado no 18th International Congress of Mechanical Engineering – COBEM 2005 realizado em Ouro Preto de 6 a 11 de Novembro de 2005. O Anexo III apresenta o dimensionamento de um separador tubo-ciclônico através da correlação desenvolvida no Capítulo 4, o objetivo é obter uma configuração que otimize a eficiência de separação para o cenário de operação proposto. O Anexo IV apresenta medições do comprimento de decaimento realizadas em testes experimentais. Finalmente, o Anexo V traz uma listagem de um arquivo q1 utilizado na entrada de dados para a simulação no Phoenics®.

Capítulo 2

Revisão da Literatura

Processos de separação que utilizam campos centrífugos estão presentes nas mais diversas indústrias, dentre elas a indústria de petróleo. Há vários exemplos de aplicações onde se utilizam separadores centrífugos na indústria de petróleo, seja na separação gás-sólido, gás-líquido, líquido-líquido ou sólido-líquido. Em especial, emprega-se a separação sólido-líquido no fundo de poços de petróleo a fim de prolongar a vida útil de equipamentos da linha de transporte de óleo e aumentar o intervalo entre as intervenções nos poços.

Dentre os separadores que utilizam campo centrífugo, os separadores ciclone-em-cone e tubo-ciclônico, aqui genericamente designados por separadores ciclônicos, são particularmente vantajosos devido à: ausência de partes móveis, compacticidade, alta capacidade de vazão, baixo custo e praticamente nenhuma necessidade de manutenção. Em processos de separação de fases que envolvem diferença de densidades, a força centrífuga resultante nestes separadores pode ser muitas vezes maior que a gravitacional, possibilitando uma eficiência de separação maior do que a que seria obtida em processos puramente gravitacionais.

Embora de geometria relativamente simples, a complexidade de seu comportamento e o grande número de parâmetros envolvidos no projeto de separadores ciclônicos faz com que o projetista desses dispositivos freqüentemente necessite de correlações experimentais para a previsão da eficiência de separação. Complementarmente, simulações numéricas podem auxiliar no entendimento dos mecanismos de escoamento responsáveis pela separação em separadores

ciclônicos, desde que validadas experimentalmente. Peng *et al* (2001) publicaram um trabalho onde são comparados dados experimentais e numéricos para dois tipos de separadores centrífugos, ciclone-em-cone e tubo-ciclônico, revelando as diferenças no comportamento desses separadores. Uma coletânea de trabalhos e metodologias de projeto e dimensionamento para separadores ciclônicos sólido-gás pode ser encontrada em Hoffman e Stein (2002). Ainda são escassos os trabalhos que tratem especificamente de separadores tubo-ciclônicos.

Na modelagem numérica de separadores tubo-ciclônicos sólido-líquido o conhecimento da trajetória das partículas é fundamental. Há duas abordagens possíveis em simulações bifásicas, uma é a abordagem Euleriana, também conhecida como modelo de dois fluidos descrito na literatura por Ishii (1975) e Delhaye (1981), onde as fases sólida e líquida são resolvidas simultaneamente a partir de um referencial estacionário como se fossem dois fluidos que se interpenetram e interagem. A fração de volume de cada fase é calculada como a proporção do espaço ocupado pela fase, sendo que a soma de todas as frações de volume deverá ser um. A segunda abordagem possível é a Lagrangeana ou de seguimento de partícula, onde uma partícula sólida tem sua trajetória calculada ponto a ponto no meio fluido através da equação do movimento da partícula. Entre as técnicas que utilizam a abordagem Lagrangeana cita-se o *General Tracking* desenvolvido com base no trabalho publicado por Crowe, Sharma e Stock (1977). O *General Tracking* é um método que resolve as equações da fase contínua da forma normal e integra as equações de movimento das partículas para dar suas trajetórias considerando a influência da partícula sólida na fase líquida. As abordagens Euleriana e Lagrangeana podem ser utilizadas em diferentes aplicações, sendo que a abordagem Lagrangeana é particularmente vantajosa quando se necessita conhecer com precisão a trajetória de uma partícula no interior do separador.

As técnicas numéricas de simulação bifásica vêm sendo utilizadas com sucesso na última década, entretanto, elas não serão utilizadas de modo extensivo neste trabalho pelo fato de pouco se conhecer a operação deste tipo de separador. Neste sentido, optou-se por realizar medidas experimentais da eficiência de separação e modelar somente o campo de velocidades do líquido. O movimento das partículas é modelado a partir da teoria de Stokes descrita por Maxey e Riley

(1983), considerando apenas o balanço entre arrasto, força peso e empuxo. Por conveniência um estudo do movimento de partículas em um campo genérico é apresentado no Anexo I.

Este trabalho também gerou duas publicações que são apresentados no anexo II: Martins e Rosa (2005) e Martins, Rosa e Souza (2005).

Capítulo 3

Descrição do Aparato Experimental e Técnicas de Medida

3.1 Montagem Experimental

Para a realização dos testes experimentais foram reproduzidas em laboratório as condições de operação de um separador de sólidos de fundo de poço. Para isto foi montado um circuito composto basicamente por uma caixa d'água, uma bomba BCP acionada por um motor elétrico com inversor de freqüência, alimentador de esferas de vidro, separador, reservatório de sólidos, peneira para coleta de esferas no retorno à caixa d'água, manômetros, painel de instrumentos e a tubulação de acrílico. O uso de tubulação de acrílico transparente tem a vantagem de permitir a visualização dos fenômenos que ocorrem na região do separador. Diversos testes experimentais foram realizados de forma a assegurar que o circuito experimental não possui pontos de acumulação de esferas. Esta característica permite que os testes sejam realizados em regime permanente para as vazões de líquido e de sólido especificadas. Para referência, a Figura 3.1 mostra a representação esquemática da montagem. As Figuras 3.2 e 3.3 mostram panoramas gerais da montagem experimental.

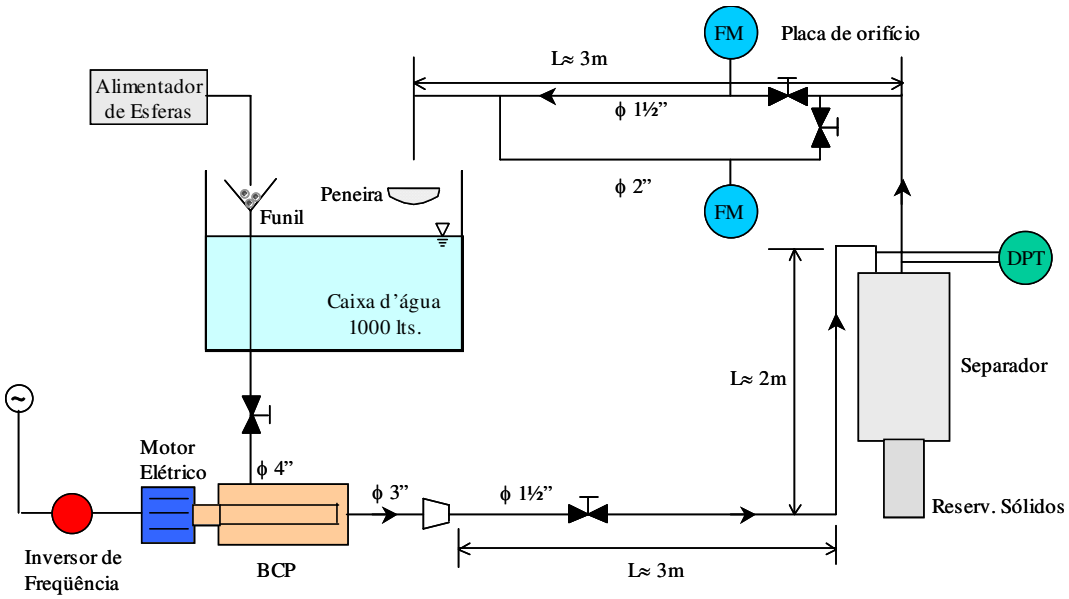


Figura 3.1. Montagem experimental

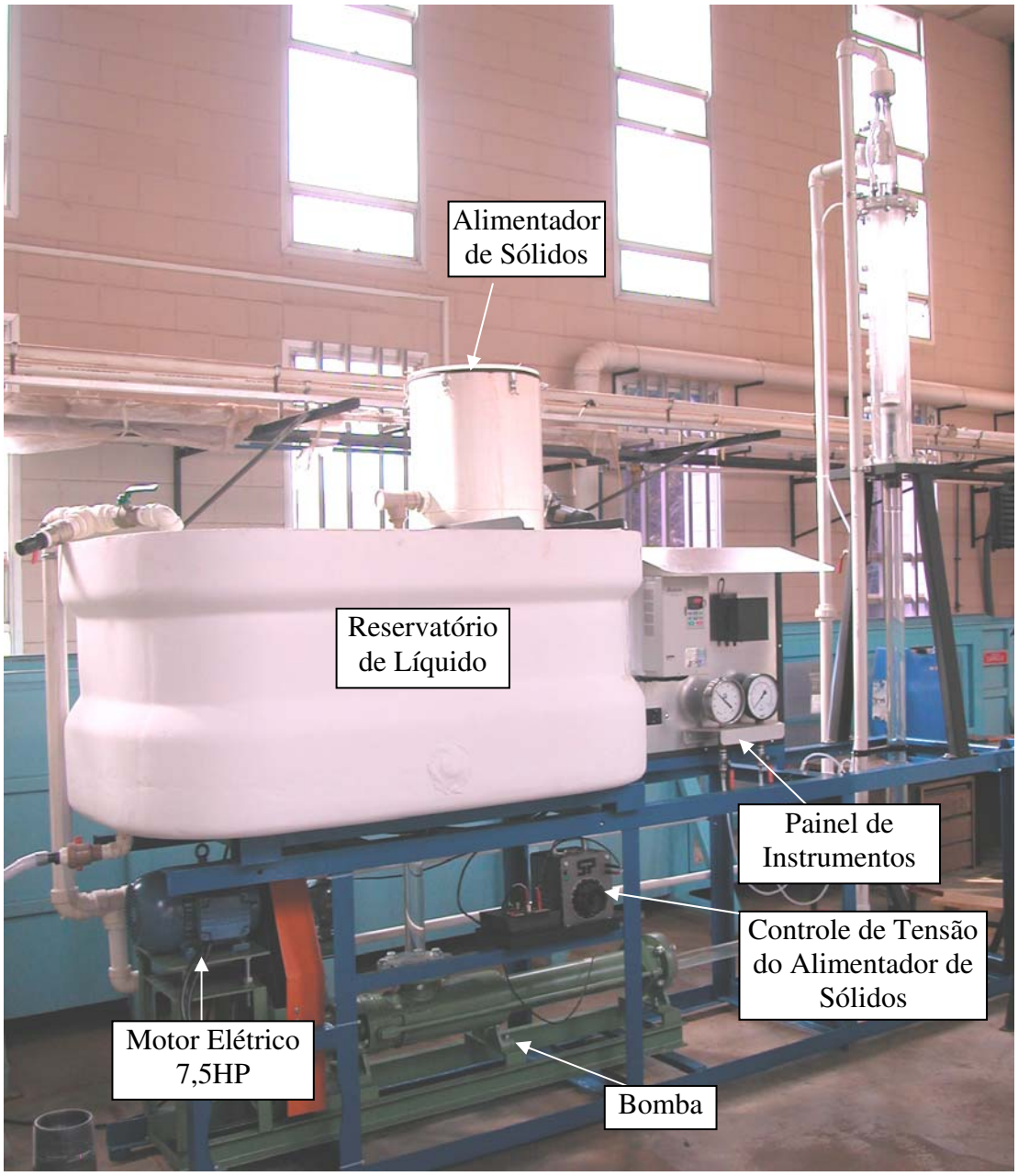


Figura 3.2. Vista geral da montagem experimental

Figura 3.3. Vista geral da montagem experimental

A Figura 3.4 mostra em detalhe o reservatório de sólidos, que dispõe de uma válvula para esvaziamento dos sólidos separados após certo tempo de operação. Já a Figura 3.5 retrata o distribuidor da mistura de água e partículas sólidas, responsável pela injeção homogênea da mistura no revestimento de acrílico por meio de três mangueiras distribuídas na flange superior do mesmo. A Figura 3.6 mostra o painel de instrumentos com o inversor de freqüência e os manômetros que medem a pressão na entrada e na saída do separador. Na Figura 3.7, pode-se ver o helicóide que fornece à mistura o movimento de rotação que gera o campo centrífugo. Esta peça faz parte do separador Cavins que foi enviado pela PETROBRAS ao Laboratório do Depto. Energia da FEM.

Figura 3.4. Reservatório de sólidos

Figura 3.5. Distribuidor líquido-sólido

Figura 3.6. Painel de instrumentos

Figura 3.7. Detalhe do helicóide

A Figura 3.8 mostra um detalhe da entrada do separador, composta por 6 rasgos longitudinais igualmente espaçados ao redor do tubo externo do separador. Esta peça foi usinada a partir de um tarugo de acrílico exatamente nas mesmas dimensões do tubo externo do separador Cavins, de forma a permitir a visualização das trajetórias das partículas. Na Figura 3.9 está mostrada a peneira posicionada no retorno à caixa d'água, para coletar os sólidos não separados.

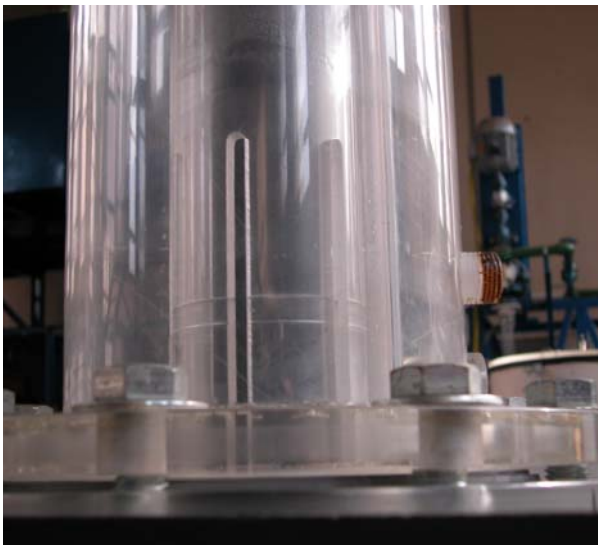


Figura 3.8. Detalhe da entrada do separador.

Figura 3.9. Detalhe da peneira de coleta de sólidos ingeridos.

3.2 Fluido Teste

Foi reportado pela UN-BA a operação não satisfatória de separadores tipo Cavins. Confrontando os testes experimentais na UNICAMP e os dados de campo atribui-se à formação de emulsão óleo-água a operação não satisfatória do Cavins no campo devido ao aumento de viscosidade. Como o óleo da UN-BA apresenta em média uma viscosidade inferior a 10 cP, pode-se inferir que os casos de mau funcionamento do separador devem-se a um aumento de viscosidade causado pela formação de emulsões óleo-água no campo. A seguir é feita uma caracterização do fluido utilizado nos testes na UNICAMP.

3.2.1 Viscosidade do Fluido Teste

Em virtude dos resultados obtidos nos testes com água não reproduzirem as condições de mau funcionamento relatadas em campo, suspeitou-se que a viscosidade da fase líquida do campo fosse muitas vezes superior àquela da água devido à formação de emulsão.

Em vista da impossibilidade de se operar a montagem experimental com emulsões, decidiu-se trabalhar com um fluido newtoniano mais viscoso. Optou-se por trabalhar com a glicerina devido às características de transparência, que era fundamental para a visualização dos fenômenos na região do separador, e de miscibilidade com água, que possibilita trabalhar com soluções diluídas em uma ampla faixa de concentrações e viscosidades.

A viscosidade da solução depende tanto da temperatura como da concentração de água. Estes dois parâmetros são monitorados em cada teste para assegurar o valor desejado de viscosidade do teste. Foram realizadas uma série de medidas da viscosidade da solução em função da temperatura para diferentes concentrações volumétricas. Utilizou-se um viscosímetro Brokfield modelo DV-E. Também foram estabelecidas relações para se estimar a concentração volumétrica de cada componente da solução em função das densidades da solução, da água e da glicerina.

Para cada teste realizado foi feita uma medida de viscosidade. Além disto, a temperatura da solução e sua densidade também foram medidas por meio de um termômetro de imersão de mercúrio e densímetro.

Medições de Viscosidade em Função da Temperatura

Para saber como a viscosidade da solução se comporta com a variação da temperatura foram realizadas medições da viscosidade de duas soluções dentro de uma faixa de temperaturas. A primeira solução tem concentração volumétrica 75% de glicerina e 25% de água e a outra 85,4% de glicerina e 14,6% de água. São mostradas também a viscosidade das soluções com 70% de glicerina e 80% de glicerina na temperatura ambiente. Pode-se observar na Figura 3.10 que as curvas para a viscosidade da solução em função da temperatura são exponenciais e aproximadamente paralelas para as soluções com diferentes concentrações volumétricas.

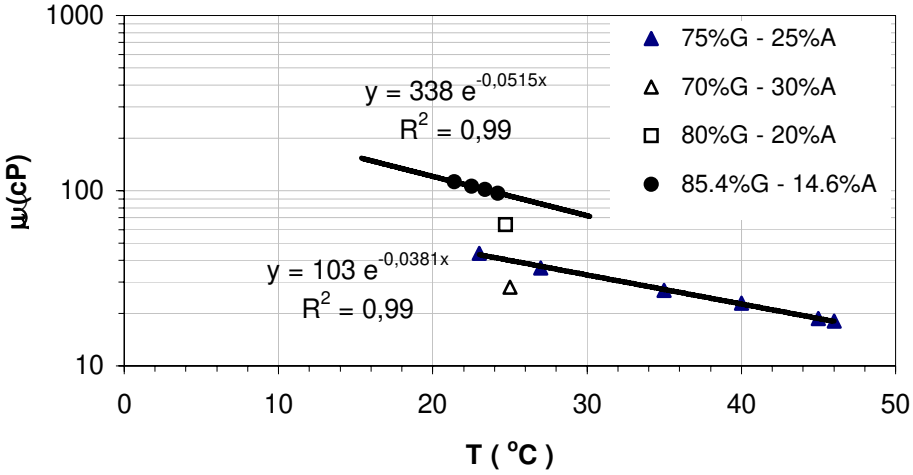


Figura 3.10. Curva da viscosidade da solução em função da temperatura

Concentração Volumétrica em Função da Densidade da Solução

A expressão para a concentração volumétrica da água em função da densidade da mistura é dada por:

$$C_A = \frac{\rho_G - \rho_M}{\rho_G - \rho_A}, \tag{3.1}$$

e a concentração volumétrica da glicerina é então dada por,

$$C_G = 1 - C_A, \tag{3.2}$$

onde ρ_M, ρ_G e ρ_A representam as densidades da mistura, glicerina e água respectivamente.

Como exemplo, temos as concentrações volumétricas para a solução com densidade da mistura ρ_M = 1222 (kg/m^3), densidade da glicerina ρ_G = 1260 g/m^3, e da água ρ_A = 1000 kg/m^3, dadas pelas Eqs (3.1) e (3.2): C_A = 14,6 % , C_G = 85,4% .

3.3 Características Operacionais do Circuito

O circuito possui uma bomba de cavidade progressiva GEREMIA modelo: 2HF-50L para realizar o deslocamento do líquido. A bomba pode operar numa variada faixa de rotações por meio de um inversor de freqüência Delta Electronics modelo: VFD075B23A de 10 HP. A vazão mínima do circuito de testes é de 34 m^3/d. A máxima vazão pode atingir 192 m^3/d se a pressão manométrica, medida na entrada do revestimento de acrílico, for igual ou inferior a 2 barg. Essa é uma medida de segurança, em virtude da fragilidade da peça de acrílico. A medição da vazão volumétrica é feita a partir da leitura da rotação do eixo do motor de acionamento da bomba. O levantamento da curva de vazão da bomba em função da rotação foi realizado para 5 vazões distintas: 34 m^3/d, 68 m^3/d, 102 m^3/d, 136 m^3/d e 170 m^3/d, sendo água o fluido de trabalho. A Tabela 3.1 mostra as vazões e rotações correspondentes. A Figura 3.11 mostra a curva de vazão em m^3/d em função da rotação em rpm do eixo do motor elétrico de acionamento da bomba. A curva é linear por se tratar de uma bomba de deslocamento positivo.

Tabela 3.1. Vazões de teste e rotações correspondentes.

Vazão [m^3/d]	**Rotação [rpm]**
34	265,5
68	526,4
102	787,3
136	1048,3
170	1309,2

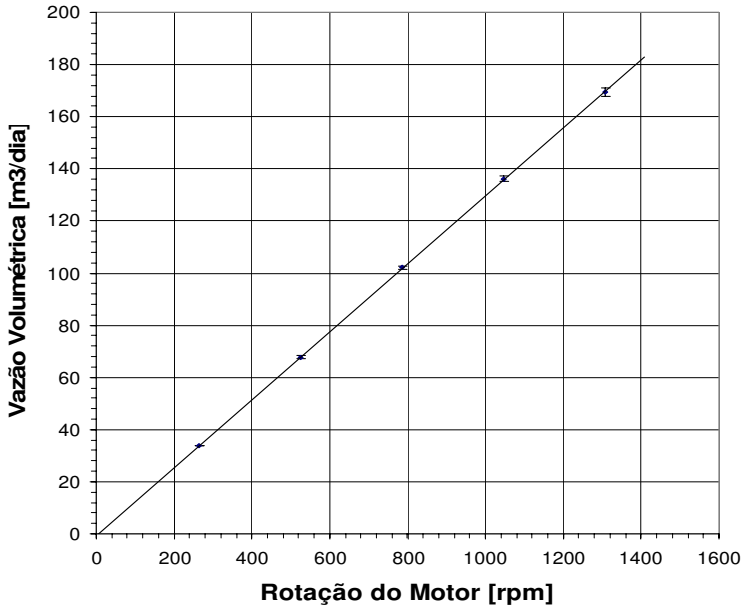


Figura 3.11. Curva de operação da bomba

A operação do circuito com uma solução de 85,4% de glicerina limita a vazão máxima de operação em 120 m^3/d com uma pressão de operação de 1,8 kgf/cm^2. Em soluções mais diluídas pode-se aumentar este limite máximo.

3.4 Material Particulado dos Testes

O conhecimento da granulometria das esferas de vidro é fundamental para os processos de separação e de transporte dos sólidos nos separadores. Entretanto, uma definição precisa do tamanho característico das partículas é impossível devido às não-uniformidades apresentadas em seus diâmetros. A incerteza associada ao tamanho das partículas deve-se aos processos aleatórios que agem durante a sua fabricação.

Os testes foram executados com partículas de 250 μm e 900 μm. Eles são representativos e compatíveis com as informações recebidas do campo. Como é impossível obter partículas exatamente esféricas e de mesmo diâmetro, um estudo estatístico das esferas de vidro a serem utilizadas nos testes é desenvolvido, para determinar parâmetros de interesse como diâmetro médio e desvio-padrão das amostras, bem como parâmetros físicos e geométricos. Antes disso, porém, deve-se introduzir as definições básicas que dão suporte a esta seção.

Parâmetros Estatísticos

Serão apresentados a seguir os parâmetros estatísticos e suas definições para fins de referência. Considerando '*d*' uma variável aleatória, então o valor médio esperado d_M e o desvio padrão, *S*, são definidos por:

$$d_M = \frac{1}{N}\sum_{i=1}^{N} d_i \,, \tag{3.3}$$

$$S = \sqrt{\left(\frac{1}{N-1}\right)\sum_{i=1}^{N}\left(d_i - d_M\right)^2} \,, \tag{3.4}$$

em que *N* é o número de amostras e d_i refere-se ao valor da *i*-ésima amostra '*d*'.

Se a variável aleatória '*d*' passa a representar o diâmetro de uma população de partículas, há várias definições para o diâmetro médio esperado baseadas nas propriedades da distribuição de diâmetros. As mais comuns são:

- a média aritmética dos diâmetros;
- o diâmetro médio Sauter;
- o diâmetro médio baseado no volume.

A utilização de uma das definições acima é uma questão de escolha. Cada uma delas possui um processo distinto de realização da média que influenciará em um maior ou menor grau o resultado final. Emprega-se neste trabalho a definição de diâmetro Sauter na determinação do coeficiente de arrasto em partículas. O diâmetro médio Sauter é definido como o diâmetro de uma esfera que possui a razão entre volume e área de superfície igual a da partícula considerada.

Classificando a população de partículas por um histograma em que n_i representa o número de partículas encontradas numa determinada classe de diâmetros d_{ab} no histograma e N_{ab} representa o número de classes, o diâmetro Sauter, d_S, é calculado por meio da expressão:

$$d_S = \frac{\sum_{i=1}^{N_{ab}} n_i \cdot (d_{ab})_i^3}{\sum_{i=1}^{N_{ab}} n_i \cdot (d_{ab})_i^2}. \qquad (3.5)$$

Parâmetros de Massa e Volume nos Arranjos das Esferas de Vidro

Além dos parâmetros estatísticos que caracterizam a distribuição de diâmetros das esferas é necessário também determinar a densidade do arranjo de esferas com interstícios de ar assim como seu fator de empacotamento. Estas variáveis são fundamentais para se definir a concentração de sólidos na corrente de líquido, que é um parâmetro operacional do separador.

A densidade real de uma amostra de N esferas é definida como sendo a razão entre os somatórios das massas M_i e volumes V_i das esferas de vidro, ou seja,

$$\rho_{real} = \frac{\sum_{i=1}^{N} M_i}{\sum_{i=1}^{N} V_i}. \tag{3.6}$$

Notando-se que as partículas sólidas, quando empilhadas, criam espaços vazios entre seus pares, a razão entre a massa total das partículas e o volume da amostra é menor do que a densidade real, devido aos espaços intersticiais. Define-se então a densidade aparente como sendo a razão entre a massa e o volume de um determinado número de esferas contidas num volume de referência que é ocupado pelas esferas e pelos espaços intersticiais:

$$\rho_{apar} = \frac{\sum_{i=1}^{N} M_i}{\text{Volume Referência}}. \tag{3.7}$$

Reconhecendo-se que o volume ocupado pelas esferas é sempre menor que o volume de referência que as contêm devido aos espaços intersticiais, pode-se definir o fator de empacotamento, FE, como sendo a razão entre estes dois volumes:

$$FE = \frac{\sum_{i=1}^{N} V_i}{\text{Volume Referência}} < 1. \tag{3.8}$$

Com a definição do fator de empacotamento, pode-se definir a concentração volumétrica dos sólidos de forma similar àquela empregada na densidade, isto é, aparente ou real. A concentração volumétrica de sólidos é definida pela razão entre o volume real ou aparente de sólidos e o volume total da mistura. Portanto, a concentração real de sólidos é dada por:

$$C_{real} = \frac{V^S_{real}}{V^S_{real} + V^L} = \frac{\left(V^S_{apar} \cdot FE\right)}{\left(V^S_{apar} \cdot FE\right) + V^L} < 1, \tag{3.9}$$

em que V^S_{real} e V^S_{apar} representam o volume real e aparente de sólidos e V^L o volume de líquido. De forma complementar, a concentração aparente de sólidos é definida por:

$$C_{apar} = \frac{V^S_{apar}}{V^S_{apar} + V^L} = \frac{\left(V^S_{real} / FE\right)}{\left(V^S_{real} / FE\right) + V^L} < 1. \tag{3.10}$$

Reconhecendo-se que experimentalmente é mais simples e usual medir-se a concentração aparente de sólidos pode-se relacionar esta medida com a concentração volumétrica real de sólidos e o fator de empacotamento por meio da expressão:

$$C_{real} = \frac{\left(C_{apar} \cdot FE\right)}{\left[1 + \left(C_{apar} \cdot FE\right) - C_{apar}\right]}. \tag{3.11}$$

Tendo definido os parâmetros estatísticos de interesse nesta seção, parte-se agora para a análise dos dados experimentais disponíveis.

Caracterização do Diâmetro das Esferas de Vidro

Os ensaios com particulado sólido nos separadores são realizados no Laboratório do Depto. Energia da FEM com dois lotes de esferas de vidro de diâmetros nominais de 250 μm e 900 μm. Conforme discutido anteriormente, é necessário realizar uma caracterização estatística devido à falta de esfericidade e uniformidade nos diâmetros dos lotes. Para as partículas de 250 μm utilizou-se uma análise com o equipamento MASTERSIZER do LRAC - Laboratório de Recursos Analíticos e de Calibração da Faculdade de Engenharia Química da Unicamp. Este teste consiste basicamente em se determinar os diâmetros das partículas através de medidas de

espalhamento de um feixe de laser que atinge a mistura de sólidos com um dispersante, no caso a água.

Este equipamento, apesar de muito preciso, só trabalha até a faixa de 900μm, o que impossibilita a análise das amostras deste diâmetro médio, uma vez que uma fração das esferas apresenta diâmetro maior do que este. Por essa razão, a caracterização estatística do lote de esferas de 900 μm foi realizada medindo-se o diâmetro das partículas com um micrômetro com resolução de 0,01 mm.

As duas próximas subseções tratam da caracterização estatística das esferas de vidro a serem utilizadas nos testes no Laboratório do Depto. Energia da FEM.

Esferas de 250 μm

A análise do material particulado de 250 μm foi realizado no MASTERSIZER e os resultados estão apresentados na Tabela 3.2.

Tabela 3.2. Parâmetros estatísticos da amostra de esferas de 250μm.

	Unidade	**Valor**
Diâmetro Médio Sauter	mm	0,266
Desvio Padrão	mm	0,76

Esferas de 900 μm

Conforme consta na Tabela 3.3, foram executadas 120 medições de diâmetro no lote de esferas de 900 μm. Para a análise estatística, foram utilizados os parâmetros definidos na seção 3.4.1. Para fins de determinação do coeficiente de arrasto será empregada neste trabalho a definição do diâmetro médio Sauter, que é de 0,915 mm. O desvio padrão para esta amostra é de 0,05 mm. Com este valor, é possível definir um intervalo ao redor do valor médio de ±0.080 mm,

que representa uma confiabilidade de 90% de se encontrar uma partícula com diâmetro dentro destas faixas.

Tabela 3.3. Parâmetros estatísticos das esferas de 900 μm.

	Unidade	Valor
Tamanho Amostra	---	120
Diâmetro Médio Sauter	mm	0,915
Desvio Padrão	mm	0,049

Caracterização da Densidade e do Fator de Empacotamento das Esferas de Vidro

Nesta seção são apresentados os valores de densidade real e aparente das amostras de esferas de 250 μm e 900 μm, assim como seus fatores de empacotamento. Estas variáveis foram determinadas experimentalmente medindo-se a massa e o volume das esferas secas em uma balança analítica e em um becker graduado, respectivamente. Depois das medidas de massa e volume 'a seco', o conteúdo de partículas é transferido a um segundo becker graduado e preenchido com água. Neste segundo becker, após a transferência das partículas, é obtido o volume real das esferas como sendo igual ao volume de líquido deslocado. As medidas das esferas de 900 μm foram realizadas já em um projeto anterior em uma balança com resolução de 1 grama e em becker com resolução de volume de 50 cm^3, e os dados são reaproveitados aqui. Já o teste com as partículas de 250 μm foi realizado recentemente em uma balança com resolução de 0,1 grama e em um Becker com resolução de 2 cm^3. Os resultados são mostrados na Tabela 3.4.

Tabela 3.4. Densidade real, aparente e fator de empacotamento para as amostras de esferas.

Diâmetro Médio [μm]	**ρ_{real} [g/cm^3]**	**ρ_{apar} [g/cm^3]**	**Fator de Empacotamento**
250	2,500	1,408	0,563
900	2,919	1,505	0,516

Os valores médios encontrados para densidade real, em ambos os casos, situam-se dentro da faixa reportada na literatura para a densidade do vidro, de 2,2 a 2,7 g/cm^3. O fator de empacotamento das partículas de 900 μm é coincidente com um arranjo cúbico simples para o qual FE = 0,52; já para as partículas de 250 μm o fator de empacotamento encontrado, 0,56, situa-se entre o arranjo cúbico simples (0,52) e o cúbico com face centrada (0,68).

Alimentadores de Esferas de 900 μm e 250 μm

A função do alimentador de esferas na montagem experimental é fornecer de modo contínuo uma vazão específica de esferas para a solução que está sendo bombeada em direção ao separador. Como o aparato experimental opera com diferentes vazões de solução e para garantir que uma determinada concentração de esferas esteja sendo bombeada para o separador foi construído um alimentador de esferas de vazão variável de sólidos.

O alimentador de esferas consiste de um tanque cilíndrico de PVC (30 litros) para armazenar as esferas e de um parafuso sem fim ou fuso, que gira dentro de um tubo instalado na base do tanque. Este cilindro tem um corte longitudinal superior, por onde as esferas entram no fuso. O fuso gira, acionado por um motor elétrico com controle de rotação. Na sua extremidade há um funil que recebe as partículas e as direciona, por gravidade, para a sucção da bomba. A Figura 3.12 mostra em detalhe o fuso de alimentação das esferas.

Em função do diâmetro das esferas e da vazão de sólidos requeridos, são necessários fusos com passos diferentes. Foram projetados e fabricados dois fusos, um para esferas de 900 μm e outro para 250 μm.

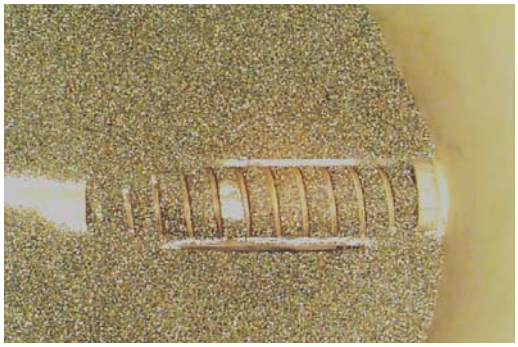


Figura 3.12. Fuso do alimentador de sólidos
com esferas de 900 μm

Para calibrar os alimentadores de esferas foram realizadas medições do volume de esferas fornecido em um certo intervalo de tempo. Foram feitas medições dos valores de tensão aplicados no motor (Volt), e da rotação correspondente do fuso do alimentador (rpm). Os resultados das medições para os alimentadores de esferas de 900 μm e 250 μm são mostrados nas tabelas e gráficos abaixo. A Tabela 3.5 mostra os dados de aferição da curva vazão de esferas e tensão para o alimentador de 900 μm, e a Figura 3.13 apresenta a relação vazão versus tensão. De maneira similar, a Tabela 3.6 e a Figura 3.14 mostram os dados e a curva de calibração do alimentador de esferas de 250 μm. Pode-se observar nas Figuras 3.5 e 3.6 que a relação entre a vazão de esferas do alimentador e a tensão do motor obedecem uma relação linear.

Tabela 3.5. Dados de calibração do alimentador de esferas de 900 μm.

Tensão (Volt)	**Rotação (rpm)**	**t (s)**	**volume (m^3)**	**vazão (m^3/d)**
10,1	16,4	60	3,00E-05	0,043
20	56,4	60	8,00E-05	0,115
70,3	281,5	60	2,76E-04	0,397
89,8	367,2	60	3,04E-04	0,438
91,2	370,2	60	3,21E-04	0,462
110	444,3	60	3,48E-04	0,501

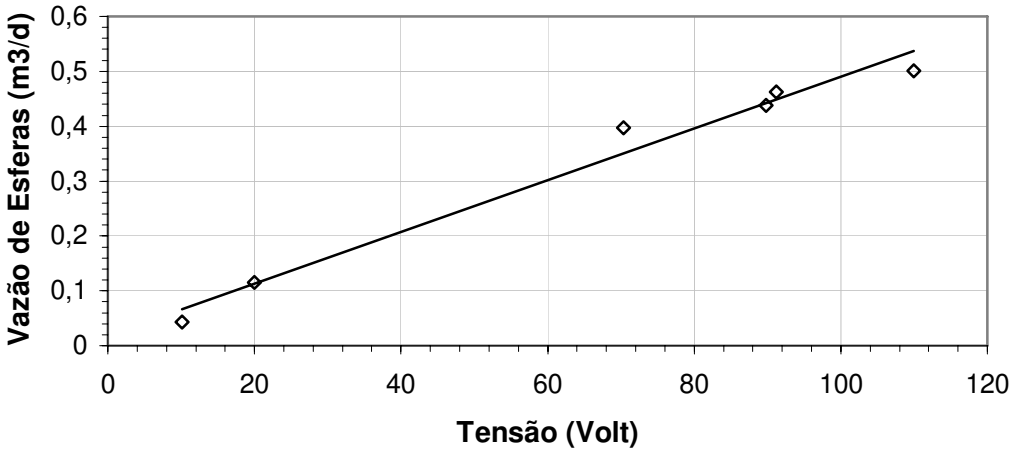


Figura 3.13. Vazão de esferas em função da tensão do motor para esferas de 900 μm.

Tabela 3.6. Dados de calibração do alimentador de esferas de 250 μm.

Tensão (Volt)	**Rotação (rpm)**	**t (s)**	**Volume (m^3)**	**Vazão (m^3/d)**
16,15	40	60	9,20E-05	0,133
37,6	130,5	60	3,00E-04	0,432
58,4	221,5	60	6,20E-04	0,893
80,4	310	60	9,30E-04	1,339
104,5	403,6	60	1,30E-03	1,872
16,7	40,5	60	1,16E-04	0,167
37,7	130	60	3,50E-04	0,504
58,4	225,5	60	6,40E-04	0,922
80,4	313	60	9,20E-04	1,325
104,5	410	60	1,26E-03	1,814
16,1	41,5	60	1,22E-04	0,176
37,6	136	60	3,60E-04	0,518

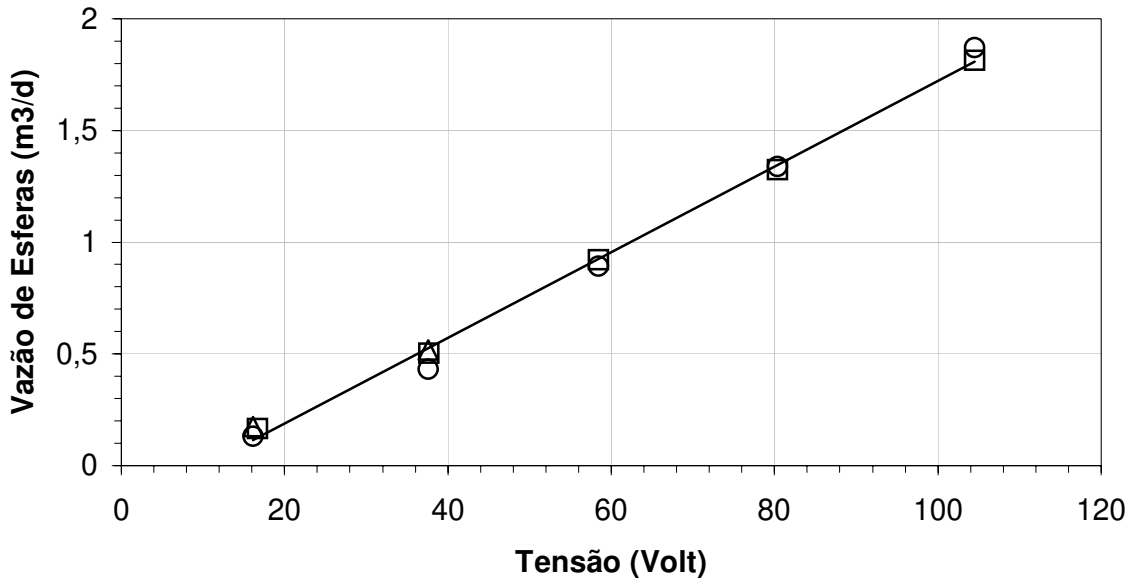


Figura 3.14. Vazão de esferas em função da tensão do motor para esferas de 250 μm.

Eficiência de Separação

Designa-se por V_S, V_P e V_T o volume de sólidos separados, volume de sólidos coletados na peneira e o volume total de sólidos utilizado no teste respectivamente, sendo $V_T=V_S+V_P$. A eficiência de separação é então definida como a razão entre o volume de sólidos separados V_S e o volume total V_T. Durante os testes volume de sólidos foi medido utilizando-se duas provetas, uma de 250 mL e outra de 2000 mL. Como V_T era aproximadamente constante em cada teste, utilizou-se a proveta de 250 mL para medir o menor volume entre V_S e V_P. Agitava-se levemente a proveta a fim de nivelar o conteúdo de sólidos e melhorar a leitura da proveta.

3.5 Características dos Separadores Tubo-Ciclônicos Testados

Descreve-se a seguir as características gerais dos separadores estudados experimentalmente, Cavins e B1, este último sendo uma adaptação do separador Cavins, no qual se acresce uma extensão. Com esta extensão busca-se avaliar a influência da rotação do líquido na eficiência de separação para fluidos com alta viscosidade.

Separador Cavins

Os separadores tubo-ciclônicos podem apresentar um ou mais canais helicoidais formados por hélices fixas. O modelo Cavins utilizado para estudo possui 2 canais, como mostra a Figura 3.15, cuja descarga está a uma distância menor que um diâmetro da chicana. Estes canais causam uma restrição ao fluxo e conseqüentemente aumentam a velocidade da mistura. A mistura é descarregada na chicana na forma de um jato, tangencial à parede do tubo externo, contendo líquido e sólidos. A contração de área normal ao fluxo do anular para o canal das hélices do Cavins é de 7,6:1. Esta contração faz com que a mistura aumente a velocidade na mesma razão. A mistura é acelerada numa distância axial de 29 mm e descarregada na forma de um jato com ângulo de 10 graus com a horizontal a uma distância de 12 mm da chicana, veja Figura 3.15. A Figura 3.16 mostra as principais dimensões do separador Cavins usado nos testes. As dimensões estão em milímetros (mm).

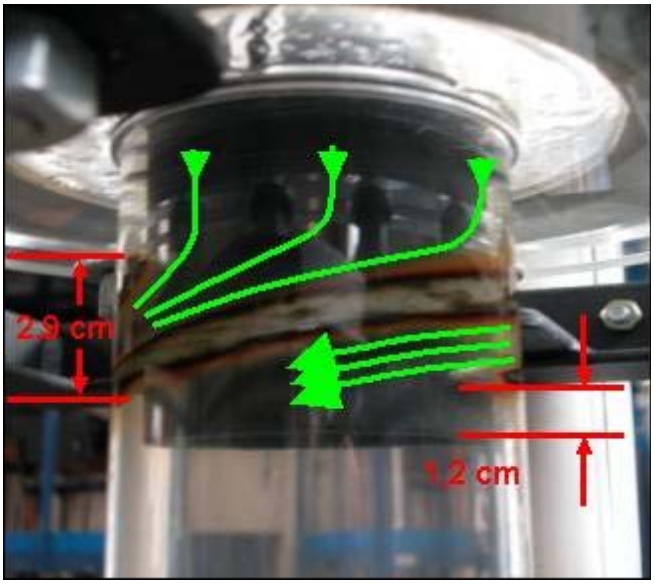


Figura 3.15. Hélices fixas do Separador Cavins

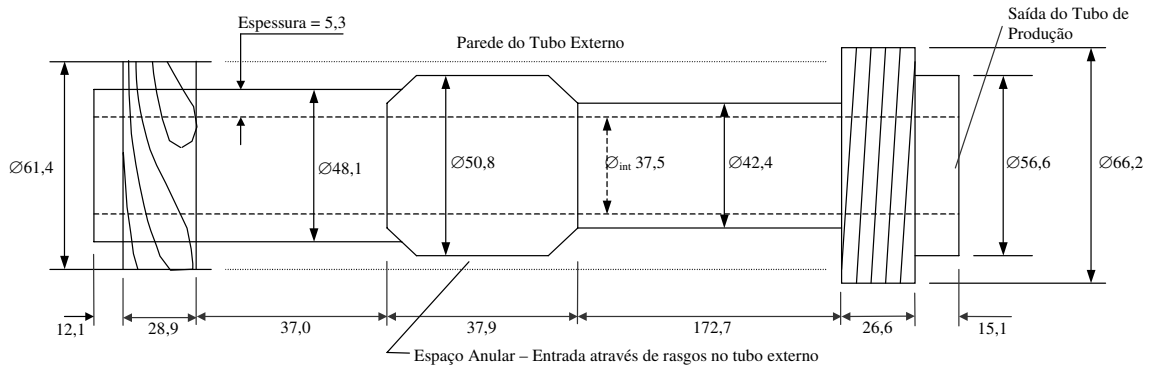


Figura 3.16. Dimensões do separador tubo-ciclônico Cavins utilizado nos testes experimentais.

Separador B1

Com o objetivo de avaliar a influência da rotação do fluido na eficiência de separação foi proposta e executada uma modificação no Cavins que consiste em uma extensão que prolonga a distância axial entre a descarga das hélices e a extremidade da chicana. Ou seja, o parâmetro que diferencia os separadores Cavins e B1 é o comprimento da chicana, designado por L. Assim, a razão entre o comprimento da chicana L e o diâmetro do tubo de produção Dp para os separadores Cavins e B1 é, L/Dp = 0,32 para o Cavins, e L/Dp = 10 para o B1. Desta forma, a extensão B1 é longa o suficiente para dissipar todo o movimento tangencial de modo que o líquido que chega à extremidade inferior da chicana não possui mais rotação. A fim de manter simetria no escoamento foram colocados espaçadores para garantir a centralização da extensão B1 em relação ao tubo externo. As Figuras 3.17 a 3.19 mostram uma representação da extensão B1.

A extensão B1 é feita em acrílico e possui um encaixe mecânico por ‘o-ring’ que se ajusta internamente ao tubo de produção prolongando o canal concêntrico. O tubo de depósito de areia é segmentado, o que facilita a montagem da extensão na extremidade do Cavins. A Figura 3.20 mostra a extensão B1 montada na extremidade do Cavins.

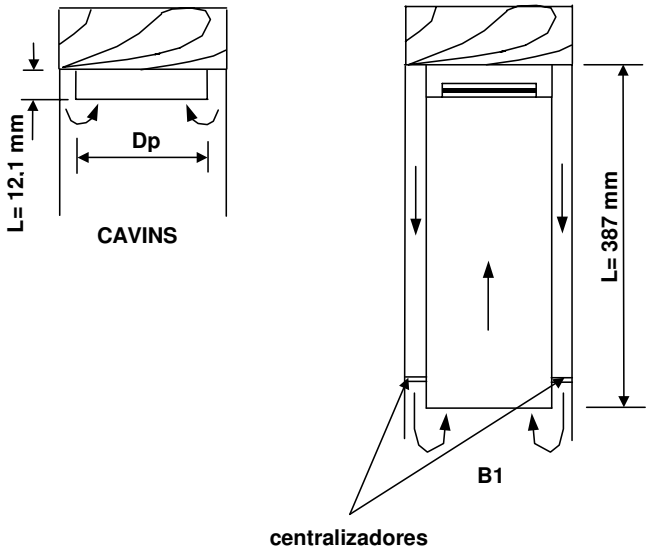


Figura 3.17. Separadores Cavins e B1.

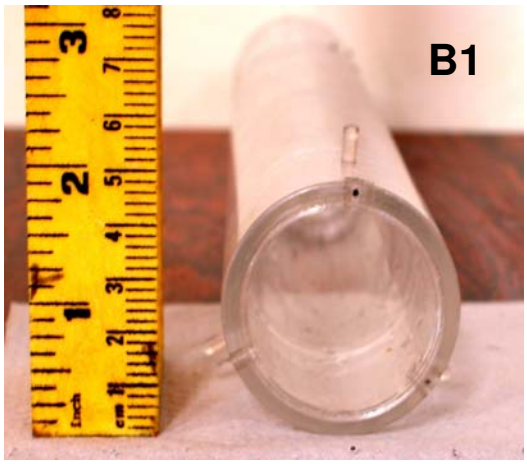


Figura 3.18. Série B1 – Detalhe.

Figura 3.19. Extensão Série B1

Figura 3.20. Detalhe da Montagem da Série B1 na Extremidade do Cavins

Capítulo 4

Resultados Experimentais

4.1 Resultados Experimentais

Esta seção mostra na forma de tabelas e gráficos os resultados experimentais relativos à eficiência de separação para duas configurações testadas, Cavins e B1. Os testes realizados estão dentro de uma faixa de viscosidade de 113 cP a 1 cP, com dois valores de vazão, 60 m^3/d e 116 m^3/d. As partículas usadas nos testes possuem diâmetros médios de 900 μm e 250 μm para dois valores de concentração de sólidos na solução, 0,5% e 0,1%. Os resultados experimentais obtidos nos ensaios com o Cavins e B1 estão mostrados nas Tabelas 4.1 a 4.2. Nelas estão reportados: a data do ensaio, a duração do ensaio em minutos, a vazão de líquido, a densidade do líquido, temperatura e viscosidade da solução, a vazão de sólidos, a concentração de sólidos na entrada e a eficiência de separação.

A Tabela 4.1 mostra resultados de vinte e seis testes realizados no Cavins. Por conveniência ela classifica os dados experimentais em três categorias: testes realizados com vazão constante de 60 m^3/d e partículas com 900 μm de diâmetro, testes realizados com vazão constante de 116 m^3/d e partículas de 900 μm de diâmetro e por fim alguns testes isolados com vazão e diâmetro de partículas variados denominado por miscelânea. Os testes foram realizados durante os meses de agosto a novembro de 2004 e setembro de 2005.

Tabela 4.1. Testes realizados no Cavins com partículas de 900μm e 250μm.

		teste#	data	Duração Ensaio (min)	Vaz Líq (m^3/d)	Dens Líq (kg/m^3)	Temp Líq (ºC)	Visc Líq (cP)	Vaz Sól (m^3/d)	Conc Sól (%)	Efic Sep (%)
Vazão 60 m^3/d e dp = 900 μm		7	25/08/04	5	60	1223	22,9	107	0,46	0,8	6
		8	25/08/04	25	60	1223	23,9	102	0,05	0,1	6
		9	27/08/04	5	60	1220	23,4	101,5	0,42	0,7	6
		10	27/08/04	25	60	1221	24,2	97	0,06	0,1	6
		25	15/09/04	25	60	1219	26,3	79,3	0,05	0,1	10
		e2	09/09/05	25	60	1218	27,5	66,5	0,10	0,2	15
		e6	16/09/05	25	60	1209	27,3	50,8	0,06	0,1	27
		36	19/10/04	25	60	1208	25,5	49,8	0,04	0,1	30
		e11	21/09/05	25	60	1200	25,9	33,2	0,07	0,1	40
		42	22/10/04	25	60	1197	23,6	28,9	0,04	0,1	55
		44	27/10/04	25	60	1188	25,2	22,5	0,05	0,1	81
		n	29/10/04	25	60	1000	20	1	0,04	0,1	100
Vazão 116 m^3/d e dp = 900 μm		26	22/09/04	12,5	116	1224	26,3	99,8	0,13	0,1	9
		29	22/09/04	12,5	116	1220	29,8	76,1	0,18	0,2	22
		33	24/09/04	12,5	116	1217	27,9	70,6	0,15	0,1	20
		e1	09/09/05	12,5	116	1218	27	68,7	0,13	0,1	26
		e5	16/09/05	12,5	116	1209	27	52,3	0,10	0,1	50
		35	19/10/04	12,5	116	1208	25,3	50,8	0,13	0,1	48
		e10	21/09/05	12,5	116	1200	25,8	33,5	0,08	0,1	86
		41	22/10/04	12,5	116	1197	23,2	29,3	0,14	0,1	78
		43	27/10/04	12,5	116	1188	24,8	22,9	0,15	0,1	95
		n2	29/10/04	12,5	116	1000	20	1	0,15	0,1	100
Miscelânea	**dp= 900μm**	34	24/09/04	10	129	1217	28,2	72,6	0,15	0,1	25
		45	28/10/04	7	150	1188	23,7	24,1	0,22	0,1	96
	dp= 250μm	n4	03/11/04	25	60	1000	20	1	0,05	0,1	100
		n3	03/11/04	12,5	120	1000	20	1	0,15	0,1	100

A duração dos testes variou entre 5 minutos a 25 minutos em função da concentração de sólidos do ensaio, 0,1% a 0,8%, de tal forma que o volume de sólidos coletado por teste fosse de aproximadamente 1,5 litros. A densidade do líquido variou de 1225 kg/m^3 a 1000 kg/m^3 em função da diluição de água na glicerina. Diferentes concentrações de água na glicerina e também variações da temperatura ambiente fizeram que a viscosidade do líquido variasse de 107 cP a 1 cP. Durante os testes, a eficiência de separação variou de 6% a 100%.

A Tabela 4.2 mostra resultados de vinte e cinco testes realizados no B1. Os dados experimentais estão classificados em três categorias: testes realizados com vazão constante de 60 m^3/d e partículas com 900 μm de diâmetro, testes realizados com vazão constante de 116 m^3/d e partículas de 900 μm de diâmetro e dois testes isolados com diâmetro de partícula de 250 μm e vazão de 60 m^3/d e 116 m^3/d. Os testes foram realizados durante os meses de agosto a novembro de 2004. A duração dos testes variou entre 5 minutos a 25 minutos em função da concentração de sólidos do ensaio, 0,1% a 0,6%, de tal forma que o volume de sólidos coletado por teste fosse de aproximadamente 1,2 litros. A densidade do líquido variou de 1225 kg/m^3 a 1000 kg/m^3 em função da diluição de água na glicerina. Diferentes concentrações de água na glicerina e variações de temperatura ambiente permitiram que a viscosidade do líquido variasse de 113 cP a 1 cP. A eficiência de separação variou de 6% a 24% quando a viscosidade do líquido ficou na faixa de 20 cP a 100 cP. Ela atingiu 100% quando a viscosidade diminuiu para 1 cP.

Tabela 4.2. Testes realizados no B1 com vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d e partículas de 900 μm e 250 μm.

	teste#	data	Duração Ensaio (min)	Vaz Líq (m^3/d)	Dens Líq (kg/m^3)	Temp Líq (ºC)	Visc Líq (cP)	Vaz Sól (m^3/d)	Conc Sól (%)	Efic Sep (%)
Vazão 60 m^3/d e dp = 900μm	1	18/08/04	5	60	1223	26	100	0,34	0,6	18
	2	19/08/04	5	60	1225	25	103	0,36	0,6	16
	3	20/08/04	5	60	1225	23,3	113	0,38	0,6	20
	4	23/08/04	25	60	1223	23,3	109	0,03	0,1	14
	5	24/08/04	25	60	1224	23,9	104	0,04	0,1	15
	6	24/08/04	25	60	1224	24	103	0,05	0,1	12
	21	13/09/04	5	60	1219	23,5	95,4	0,34	0,6	15
	22	13/09/04	25	60	1219	24,5	89,4	0,06	0,1	12
	23	13/09/04	5	60	1219	26,7	78,2	0,38	0,6	23
	24	13/09/04	25	60	1219	27	76,8	0,06	0,1	19
	32	23/09/04	25	60	1217	29,7	59	0,04	0,1	19
	38	20/10/04	25	60	1209	24,1	54,6	0,05	0,1	10
	40	21/10/04	25	60	1197	24,3	28,1	0,04	0,1	17
	47	29/10/04	25	60	1188	24,0	23,8	0,03	0,1	24
	m	03/11/04	25	60	1000	20	1	0,05	0,1	100
Vazão 116 m^3/d e dp = 900μm	27	22/09/04	12,5	116	1224	27,4	94,8	0,16	0,1	7
	28	22/09/04	12,5	116	1220	29,4	82,2	0,17	0,1	6
	30	23/09/04	12,5	116	1220	28,8	76	0,16	0,1	6
	31	23/09/04	12,5	116	1217	29,6	55,4	0,16	0,1	6
	37	20/10/04	12,5	116	1209	23,2	57,4	0,14	0,1	6
	39	21/10/04	12,5	116	1197	23,8	28,6	0,15	0,1	10
	46	29/10/04	12,5	116	1188	22,4	25,6	0,13	0,1	20
	m2	03/11/04	12,5	116	1000	20	1	0,15	0,1	100
dp = 250μm	m1	04/11/04	25	60	1000	20	1	0,05	0,1	100
	m3	04/11/04	12,5	116	1000	20	1	0,15	0,1	100

As Figuras 4.1 e 4.2 mostram, respectivamente a eficiência de separação do Cavins e do B1 em função da viscosidade para duas vazões: 60 m^3/d e 116 m^3/d e esferas de 900 μm de diâmetro.

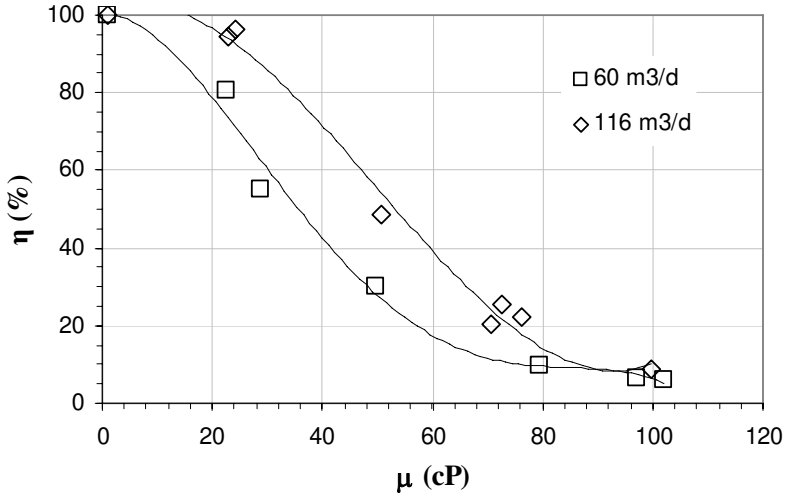


Figura 4.1. Ensaio experimental de eficiência de separação com o Cavins em função da viscosidade para vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d. O material particulado foi esfera de vidro de diâmetro de 900μm.

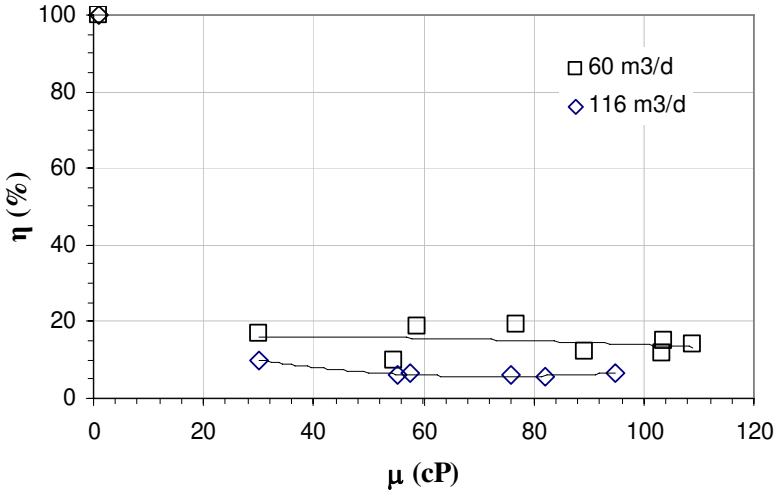


Figura 4.2. Ensaio experimental de eficiência de separação com o B1 em função da viscosidade para vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d. O material particulado foi esfera de vidro de diâmetro de 900μm.

Observa-se na Figura 4.1 que a eficiência de separação do Cavins aumenta com a diminuição da viscosidade. Ela variou de 6% com uma viscosidade de 100 cP para próximo de 100% com uma viscosidade de 20 cP e vazão de 116 m^3/d. A eficiência de separação do Cavins também é sensível a vazão de líquido, isto é quanto maior a vazão maior a eficiência. Note que em toda a faixa de testes a eficiência correspondente à vazão de 116 m^3/d permaneceu superior ou igual à eficiência para a vazão de 60 m^3/d.

A eficiência de separação do B1, Figura 4.2, não se mostrou sensível à viscosidade, mantendo-se constante e abaixo de 20% em uma faixa de viscosidade que vai de 113 cP a 23 cP. Com uma viscosidade de 1 cP a eficiência do B1 é de 100%, porém, comparado ao Cavins o B1 deverá se aproximar da eficiência de 100% para valores de viscosidade menores. Atribui-se esse comportamento à perda de rotação do fluido devido ao acréscimo de comprimento da chicana. Ao contrário do Cavins, a eficiência de separação do B1 diminui com o aumento da vazão. Em toda a faixa de testes, a eficiência correspondente à vazão de 116 m^3/d permaneceu abaixo da eficiência correspondente à vazão de 60 m^3/d.

Os testes também mostraram que a variação da concentração de sólidos não influi significativamente na eficiência de separação para o Cavins e B1, ou seja, quando a concentração variou de 0,8% para 0,1% a eficiência de separação não mudou. Nas condições de campo, acredita-se que as concentrações sejam muito menores que 0,1%. Apenas como exemplo, se um poço produz 60 m^3/d com uma concentração de sólidos de 0,1%, vamos ter ao final de um dia 60 litros de sólidos separados se o separador operar com 100% de eficiência. Se o diâmetro interno do tubo de coleta de areia for de $2^{1/2}$" (61,4 mm), os 60 litros de sólidos separados ocuparão um volume equivalente a uma coluna de 20 metros por dia no tubo de coleta.

4.2 Análise Dimensional

No processo de separação de sólidos estão envolvidas diversas variáveis operacionais como vazão de líquido, viscosidade do líquido, densidade do líquido, concentração de sólidos, densidade do sólido, e também parâmetros geométricos como diâmetros de tubos, comprimento

de chicana, área do canal da hélice e inclinação de hélice, entre outros. Dado o grande número de variáveis envolvidas no problema torna-se inviável a realização de experimentos com todas as combinações possíveis entre essas variáveis. Busca-se então uma técnica que possibilite a obtenção de todas as informações necessárias com o número mínimo de experimentos possível. Por meio da análise dimensional é possível encontrar uma relação envolvendo um número menor de variáveis adimensionais que expresse a mesma dependência do problema dimensional.

A presente seção desenvolve a análise dimensional aplicada às variáveis do separador. A influência de cada variável operacional ou geométrica será expressa por meio de grupos adimensionais. A seguir é proposta uma relação funcional entre a eficiência de separação e os grupos adimensionais. Os coeficientes desta relação são determinados minimizando os erros entre o ajuste e a medida experimental da eficiência de separação. Por último a relação de ajuste é empregada para simular diferentes cenários de operação do separador e suas conseqüências na eficiência de separação.

4.2.1 Variáveis que Influenciam a Eficiência de Separação

A eficiência de separação de sólidos é dependente de 11 parâmetros independentes:

$$\eta = f\left(d_p, \rho_p, C_i, \rho, \mu, W, U, L, D_e, D_p, g\right), \tag{4.1}$$

dentre os quais, os parâmetros relacionados as partículas são: diâmetro d_p, densidade ρ_p e concentração de entrada C_i; aqueles relacionados ao líquido são: densidade ρ, viscosidade μ, velocidade no tubo produção W, e velocidade tangencial do jato U ; os relacionados à geometria do separador são: comprimento da chicana L, diâmetro do tubo externo D_e, diâmetro do tubo de produção D_p, a rugosidade dos tubos é ignorada; por último, relacionados ao campo de força é a aceleração da gravidade *g*, diferentemente dos ciclones ar-sólido, a força gravitacional não pode ser desprezada. A Figura 4.3 ilustra os parâmetros geométricos D_p, D_e e L do Cavins e B1.

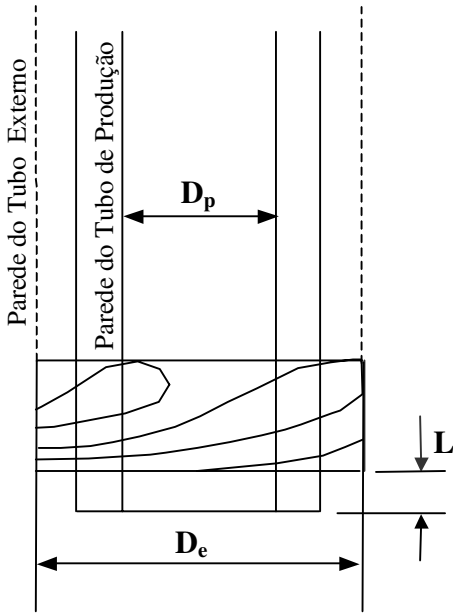


Figura 4.3. Definição dos parâmetros geométricos D_p, D_e e L do Cavins e B1.

4.2.2 Obtenção dos Parâmetros Adimensionais

Conhecendo-se as variáveis relevantes do problema, pode-se expressar a eficiência de separação por meio de grupos adimensionais. Através do teorema dos Pi de Buckingham (Fox & McDonald, 2001), 11 variáveis independentes e 3 dimensões, obtém-se 8 grupos adimensionais Π, que são:

$$\Pi 1 = \frac{\rho \cdot W \cdot D_p}{\mu}, \quad \Pi 2 = \frac{U}{W}, \quad \Pi 3 = \frac{W^2}{g \cdot D_p}, \quad \Pi 4 = C_i, \quad \Pi 5 = \frac{d_p}{D_p}, \quad \Pi 6 = \frac{\Delta\rho}{\rho},$$

$$\Pi 7 = \frac{D_e}{D_p}, \Pi 8 = \frac{L}{D_p}. \tag{4.2}$$

A eficiência de separação expressa em função dos parâmetros adimensionais assume a forma:

$$\eta = f\left(\frac{\rho \cdot W \cdot D_p}{\mu}, \frac{U}{W}, \frac{W^2}{g \cdot D_p}, C_i, \frac{d_p}{D_p}, \frac{\Delta\rho}{\rho}, \frac{D_e}{D_p}, \frac{L}{D_p}\right), \tag{4.3}$$

onde W é a velocidade média no tubo de produção dada por, $W = \frac{Q}{A_p}$, sendo que A_p é a área do tubo de produção, $A_p = \frac{\pi \cdot D_p^{\,2}}{4}$, e Q a vazão volumétrica do líquido; U é a velocidade tangencial na saída do jato, $U = \frac{Q}{A_j} \cdot \cos(\alpha)$, que é definida pela área de descarga do jato, A_j, e pelo ângulo que ele faz com a horizontal, α. A velocidade U também pode ser expressa por, $\frac{U}{W} = A^* \cdot \cos(\alpha)$, onde $A^* = \frac{A_p}{A_j}$.

4.2.3 Combinação dos Grupos Adimensionais

Na mecânica dos fluidos existem certos parâmetros adimensionais usualmente estudados e de significado físico. Para um dado problema, pode-se através de uma combinação dos grupos adimensionais formar outros grupos adimensionais, que sejam significativos para o problema em estudo. Para o estudo do separador de sólidos, uma combinação entre os $\Pi's$ encontrados fornece três parâmetros adimensionais importantes, o número de Reynolds, o número de Froude, e o número de Stokes. Estes parâmetros são definidos abaixo.

O número de Reynolds, Re, baseado no diâmetro do tubo de produção é obtido diretamente de $\Pi 1$,

$$\mathrm{Re} = \frac{\rho \cdot W \cdot D_p}{\mu} = \Pi 1, \tag{4.4}$$

ele é uma medida da relação entre as forças de inércia e viscosa. Quando Reynolds é pequeno, Re<<1, as forças viscosas dominam, e quando Re>>1, as forças de inércia são dominantes.

O número de Froude, Fr, é obtido a partir da combinação dos grupos $\Pi 3$, $\Pi 2$ e $\Pi 7$:

$$Fr = \frac{U^2}{g \cdot D_e} = (\Pi 3)^{+1} \cdot (\Pi 2)^{+2} \cdot (\Pi 7)^{-1}, \tag{4.5}$$

ele expressa a razão entre as acelerações inercial e gravitacional.

Por último, o número de Stokes, Stk, baseado na velocidade média no tubo de produção é obtido a partir dos grupos $\Pi 6$, $\Pi 3$, $\Pi 1$ e $\Pi 5$:

$$Stk = \frac{1}{18} \frac{\Delta\rho \cdot d_p{}^2 \cdot g}{\mu \cdot W} = (\Pi 6)^{+1} \cdot (\Pi 3)^{-1} \cdot (\Pi 1)^{+1} \cdot (\Pi 5)^{+2}, \tag{4.6}$$

Stk expressa a razão entre a velocidade terminal de queda livre da partícula, $W_{term} = \frac{1}{18} \frac{\Delta\rho \cdot d_p{}^2 \cdot g}{\mu}$, e a velocidade média no tubo de produção, W. Stk por si só pode ser considerado como critério geral para determinar se uma partícula será separada ou ingerida. Para uma partícula ser separada, ela tem que cair numa região onde a velocidade ascendente é menor que sua velocidade terminal de queda livre. Observa-se que se Stk é menor que a unidade o tubo de produção apresenta uma velocidade média maior que a velocidade terminal da partícula e há condições da partícula ser ingerida.

A eficiência de separação expressa em termos dos grupos adimensionais, agora com os números de Reynolds, Stokes e Froude, tem a forma,

$$\eta = f\left(\mathrm{Re},\ Stk,\ Fr,\ \frac{d_p}{D_p},\ \frac{\Delta\rho}{\rho},\ C_i,\ \frac{D_e}{D_p}, \frac{L}{D_p}\right). \tag{4.7}$$

Devido à baixa concentração de sólidos (C_i < 0,1%) espera-se que a eficiência de separação seja fracamente dependente deste parâmetro, podendo ser descartado em primeira aproximação. De modo similar, uma vez que a razão entre o diâmetro da partícula e o diâmetro do tubo

$\frac{d_p}{D_p}$<<1, considera-se que a eficiência depende fracamente deste parâmetro. Considera-se também que a razão entre as densidades $\frac{\Delta\rho}{\rho}$ seja constante. Isto permite simplificar a análise para 5 parâmetros:

$$\eta = f\left(\mathrm{Re},\ \mathrm{Stk},\ \mathrm{Fr}, \frac{D_e}{D_p}, \frac{L}{D_p} \right). \tag{4.8}$$

O parâmetro que diferencia o separador Cavins do B1 é o comprimento da chicana L. Em termos do grupo adimensional $\frac{L}{D_p}$ tem-se que:

$$\left.\frac{L}{D_p}\right|_{CAVINS} \cong 0{,}32 \qquad \text{e} \qquad \left.\frac{L}{D_p}\right|_{B1} \cong 10\,,$$

o aumento de L tem o efeito de reduzir progressivamente a velocidade tangencial do fluido a partir do jato formado na saída da hélice até chegar à chicana.

Para as duas configurações de separadores testados, considera-se fixos os parâmetros: a razão entre os diâmetros do tubo externo e de produção $\frac{D_e}{D_p}$, assim como a razão entre o comprimento da chicana e o diâmetro do tubo de produção $\frac{L}{D_p}$. Deste modo a informação contida nos grupos Re, Fr e Stk permite analisar a eficiência de separação quando variam, o diâmetro da partícula d_p, a inclinação do jato α, área do jato A_j, a viscosidade μ, e a vazão Q, isto é, a eficiência de separação pode ser prevista em função de três parâmetros:

$$\eta = f\left(\mathrm{Re},\ \mathrm{Stk},\ \mathrm{Fr}\right). \tag{4.9}$$

Por conveniência, os parâmetros Re, Fr e Stk são definidos em função dos parâmetros operacionais e geométricos do separador:

$$\mathrm{Re} = 4 \cdot \frac{\rho \cdot Q}{\pi \cdot D_p \cdot \mu}, \qquad \mathrm{Fr} = \frac{\mathrm{Q}^2 / \mathrm{A}_\mathrm{j}^2}{\mathrm{g} \cdot \mathrm{D}_\mathrm{p}} \cdot \cos^2(\alpha), \qquad Stk = \frac{\pi}{72} \cdot \frac{\Delta\rho \cdot d_p^2 \cdot D_p^2 \cdot g}{\mu \cdot Q}, \qquad (4.10)$$

onde:

Q - vazão volumétrica do líquido (m^3/s);

D_p - diâmetro do tubo de produção (m);

d_p - diâmetro da partícula (m);

A_j - área de descarga do jato (m^2);

ρ - densidade do líquido (kg/m^3);

ρ_p - densidade da partícula (kg/m^3);

μ - viscosidade do líquido (Pa.s);

g – aceleração da gravidade (m/s^2);

α - ângulo de descarga do jato (graus).

A Figura 4.4 ilustra a definição dos parâmetros geométricos A_j e α na região da hélice do separador, onde o fluido adquire movimento rotacional.

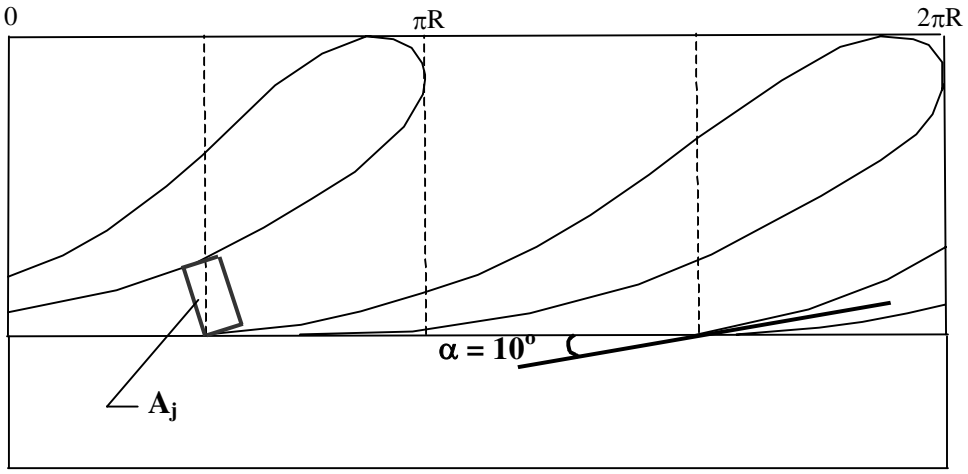


Figura 4.4. Definição dos parâmetros geométricos A_j e α na hélice.

4.2.4 Relação Funcional para a Eficiência de Separação

Como a eficiência de separação obtida com a configuração B1 se manteve constante e abaixo de 20% em toda a faixa dos testes, não sendo utilizável na prática, não será buscada uma relação funcional para a eficiência de separação em função dos parâmetros adimensionais para esta configuração.

O separador com a razão $\frac{L}{D_p} \cong 0{,}32$, tipo Cavins, tem uma eficiência de separação que varia de 100% a 6% que depende da vazão Q, da área do jato A_j, do diâmetro da partícula d_p, e da viscosidade μ. Nesta seção será buscada uma relação funcional entre a eficiência de separação para este tipo de separador em função de um parâmetro x, que por sua vez depende dos grupos adimensionais Re, Fr e Stk na forma:

$$\eta = f(x), \qquad \text{onde} \qquad x = Stk^{a} \cdot (1 + Fr) \cdot \mathrm{Re}^{b} \tag{4.11}$$

onde *a* e *b* são parâmetros que devem ser encontrados através de ajuste.

A Figura 4.5 mostra os resultados experimentais na forma adimensional para o Cavins. Eles contemplam partículas de 900 μm e 250 μm, viscosidades de 110 cP a 1 cP e vazões de 60 m^3/d a 116 m^3/d, quando a = 1,2 e b = 0,4.

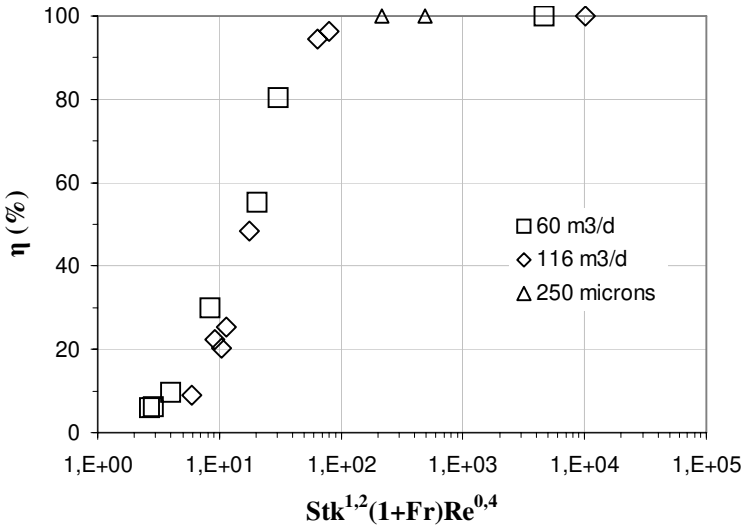


Figura 4.5. Resultados experimentais na forma adimensional para o Cavins

A Figura 4.5 mostra que eficiência de separação varia de 0% a 100% num intervalo da abscissa de 1 a 10^3. Nos testes com água o limite superior atinge 10^4. Pode-se observar também na Figura 4.5 que a curva experimental possui a forma de S. Ela será ajustada a partir da função erro[*], definindo-se dois parâmetros adicionais, *m* e *s*, na forma:

$$\eta = 50 \cdot \left(1 + \frac{\chi}{|\chi|} erf\left(|\chi|\right) \right), \tag{4.12}$$

onde $\chi = \dfrac{\mathrm{x - m}}{\mathrm{s}}$ e $\mathrm{x} = \mathrm{Stk}^{\,a} \cdot (1 + \mathrm{Fr}) \cdot \mathrm{Re}^{\,b}$.

Os parâmetros de ajuste *m*, *s*, *a* e *b* devem ser os valores que minimizem o erro entre a correlação e os resultados experimentais. Definindo um erro médio absoluto, e, entre a correlação e os resultados experimentais na forma: $e = \dfrac{1}{n} \cdot \eta_{erro}$, onde $\eta_{erro} = \sqrt{\left(\eta_{\mathrm{exp}} - \eta_{\mathrm{pre}}\right)^2}$, n é o número de testes, η_{exp} é a eficiência experimental e η_{pre} é a eficiência prevista com a correlação. Chegou-se a um valor mínimo de e=1,7%, correspondente aos seguintes valores dos parâmetros de ajuste:

[*] A função erro é definida como: $\mathrm{ERF(z)} = \dfrac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^z \mathrm{e}^{-\mathrm{t}^2}\,\mathrm{dt}$

m=19, *s*=16, *a*=1,2 e *b*=0,4. A Figura 4.6 mostra a curva de ajuste sobre os resultados experimentais utilizando os parâmetros *m*, *s*, *a* e *b* encontrados. Para referência, a Tabela 4.3 mostra os valores dos parâmetros Re, Fr, Stk, obtidos durante os testes, assim como os valores de x, χ e a eficiência prevista com a correlação η_{pre}. Os testes n3 e n4 foram realizados com partículas de 250 μm.

Tabela 4.3. Valores dos parâmetros Re, Fr, Stk, x e χ obtidos nos testes com o Cavins.

teste #	**ρ (kg/m^3)**	**μ (cP)**	**Q (m^3/d)**	**η_{exp} (%)**	**Re**	**Fr**	**Stk**	**X**	**χ**	**η_{pre} (%)**	**η_{erro} (%)**
8	1223	102	60	6	283	57	0,012	2,65E+00	-1,0	7	1
10	1221	97	60	6	297	57	0,012	2,87E+00	-1,0	8	1
25	1219	79	60	10	362	57	0,015	3,97E+00	-0,9	9	0
42	1197	29	60	55	980	57	0,042	2,02E+01	0,1	54	1
44	1188	22,5	60	81	1245	57	0,054	3,01E+01	0,7	84	3
n	1000	1	60	100	23579	57	1,347	4,64E+03	288,7	100	0
n4	1000	1	60	100	23579	57	0,104	2,16E+02	12,3	100	0
n3	1000	1	120	100	47157	227	0,052	4,89E+02	29,4	100	0
26	1224	99,8	116	9	559	212	0,006	5,97E+00	-0,8	12	4
29	1220	76,1	116	22	731	212	0,008	9,23E+00	-0,6	19	3
33	1217	70,6	116	20	786	212	0,009	1,04E+01	-0,5	22	2
34	1217	72,6	129	25	850	263	0,008	1,13E+01	-0,5	25	0
35	1208	50,8	116	48	1084	212	0,012	1,77E+01	-0,1	45	3
43	1188	22,9	116	95	2365	212	0,027	6,38E+01	2,8	100	5
45	1188	24,1	150	96	2906	355	0,020	7,99E+01	3,8	100	4
n2	1000	1	116	100	45585	212	0,697	1,01E+04	630,2	100	0

Pode-se observar na Tabela 4.3 que o valor de Re varia numa faixa de 283 a 47157, como Re é diretamente proporcional à vazão e à densidade, e inversamente proporcional à viscosidade, o maior valor Re = 47157, corresponde ao teste n3 com água a 1 cP e vazão de 120 m^3/d, sendo que para um valor de transição de Re = 2000, os testes realizados com água ocorrem em regime turbulento, assim como os testes #43 e #45. A variação de Fr de 57 a 355, ocorreu apenas em

função da vazão, pois as outras variáveis que influenciam Fr estão fixas nos testes, isto indica a necessidade de se realizar mais testes variando este parâmetro. Stk variou de 0,006 a 1,347, como Stk é inversamente proporcional à viscosidade e à vazão e diretamente proporcional ao quadrado do diâmetro da partícula, o maior valor de Stk corresponde ao teste n, com água a 1 cP, vazão de 60 m^3/d e partícula de 900 μm, e o menor valor corresponde ao teste 26 com vazão de 116 m^3/d e viscosidade 99,8 cP. Deve ser lembrado que a eficiência de separação deve diminuir com a diminuição de Stk.

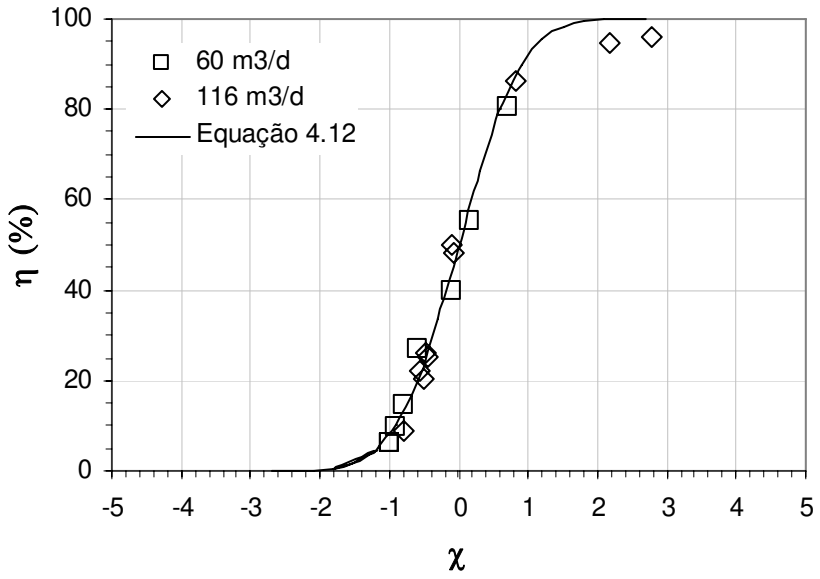


Figura 4.6. Eficiências de separação prevista (linha contínua) e experimental em função do parâmetro χ para o Cavins.

Os testes realizados com água não aparecem na Figura 4.6. Como os valores de x para a água são até 2 ordens de magnitude maior, os valores de χ correspondentes são deslocados para a direita de $\chi = 5$ (ver Tabela 4.3).

As principais vantagens do ajuste é que ele possibilita prever a eficiência de separação, avaliar quais parâmetros geométricos podem ser alterados para favorecer o dimensionamento de um novo separador dadas as condições operacionais do campo. O Anexo III apresenta o dimensionamento de um separador tubo-ciclônico através da correlação obtida na Equação 4.12.

4.2.5 Simulações Usando a Relação Funcional

Esta seção apresenta as simulações realizadas utilizando a correlação obtida na Equação 4.12, entre a eficiência e os parâmetros adimensionais Re, Fr e Stk . A eficiência de separação é obtida em função da variação de parâmetros como diâmetro de partícula, vazão de líquido, viscosidade, densidade do líquido, ângulo de descarga do jato e área de descarga do jato. São avaliados os efeitos da variação desses parâmetros e a sua importância relativa dentro de uma faixa de valores que seria de difícil realização através de testes experimentais. O objetivo é verificar qual a sensibilidade da eficiência em relação a cada variável analisada para propor alterações que possam otimizar essa eficiência.

A Figura 4.7 mostra a eficiência de separação em função da variação do diâmetro da partícula para a viscosidade de 10 cP e vazões de 60 m^3/d, 120 m^3/d e 210 m^3/d. Pode-se observar que a eficiência aumenta com o diâmetro da partícula, como era esperado. A eficiência também aumenta em função da vazão, sendo que para partículas de 300 μm a eficiência de separação correspondente às vazões de 60 m^3/d e 210 m^3/d é de aproximadamente 20% e 100% respectivamente.

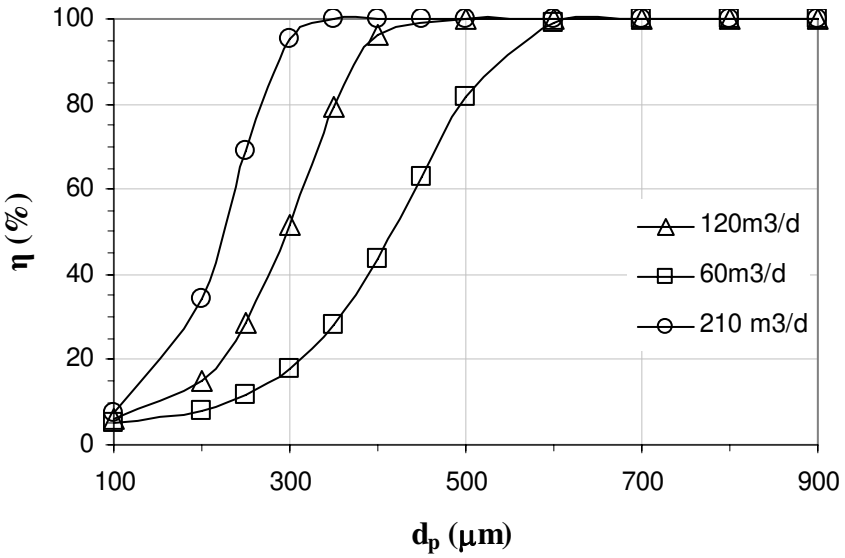


Figura 4.7. Eficiência prevista em função do diâmetro da partícula para vazões de líquido de 60 m^3/d, 120 m^3/d e 210 m^3/d. A viscosidade do líquido é de 10 cP.

A Figura 4.8 mostra a eficiência de separação em função da variação do diâmetro da partícula para a vazão de 120 m^3/d e valores de viscosidade de 10 cP, 20 cP e 50 cP. A eficiência prevista se mostra bastante sensível à viscosidade, para partículas de 500 μm e viscosidades de 10 cP e 50 cP a eficiência vai de 100% para aproximadamente 10% respectivamente. Para partículas abaixo de 200 μm no entanto, os valores de eficiência não ultrapassam 15% para todas as viscosidades analisadas.

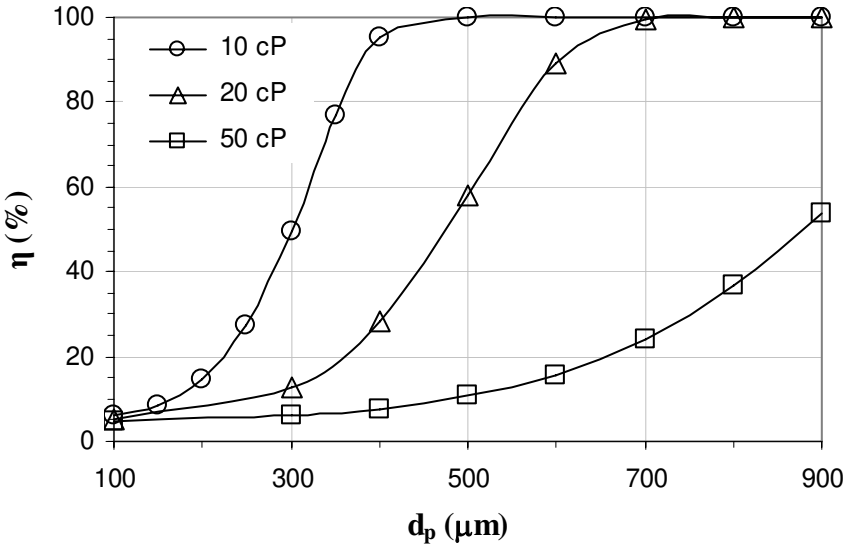


Figura 4.8. Eficiência prevista em função do diâmetro da partícula para viscosidades de líquido de 10, 20 e 50 cP. A vazão de líquido é de 120 m^3/d.

Pode-se observar na Figura 4.9 a eficiência de separação em função da variação do diâmetro da partícula para a vazão de 120 m^3/d, viscosidade de 10 cP e dois valores da área de descarga do jato A_j e $A_j/2$. A Figura 4.9 mostra que a eficiência de separação prevista para partículas de 200 μm vai de 15% para 80% quando A_j é reduzido pela metade. Isto indica que uma melhora considerável pode ser obtida na eficiência de separação simplesmente reduzindo a área de descarga do jato A_j. Deve-se lembrar, porém que testes experimentais precisam ser realizados variando A_j para comprovar experimentalmente o resultado previsto pela análise dimensional.

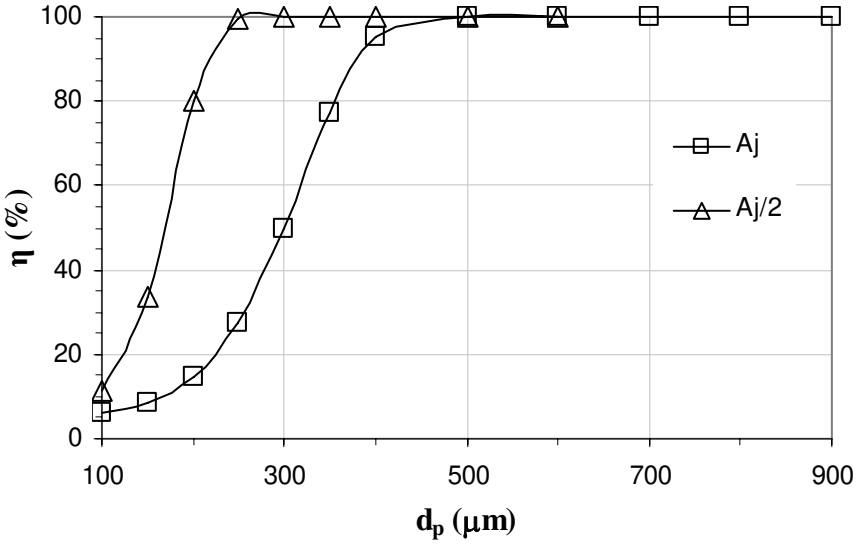


Figura 4.9. Eficiência prevista em função do diâmetro da partícula para dois valores de A_j. A viscosidade e vazão do líquido são de 10 cP e 120 m^3/d, respectivamente.

A Figura 4.10 mostra a eficiência de separação em função da variação do diâmetro da partícula para a vazão de 120 m^3/d, viscosidade de 10 cP e valores do ângulo de descarga do jato α iguais 1 e 10 graus. Pode-se observar que a eficiência não é sensível à variação de α.

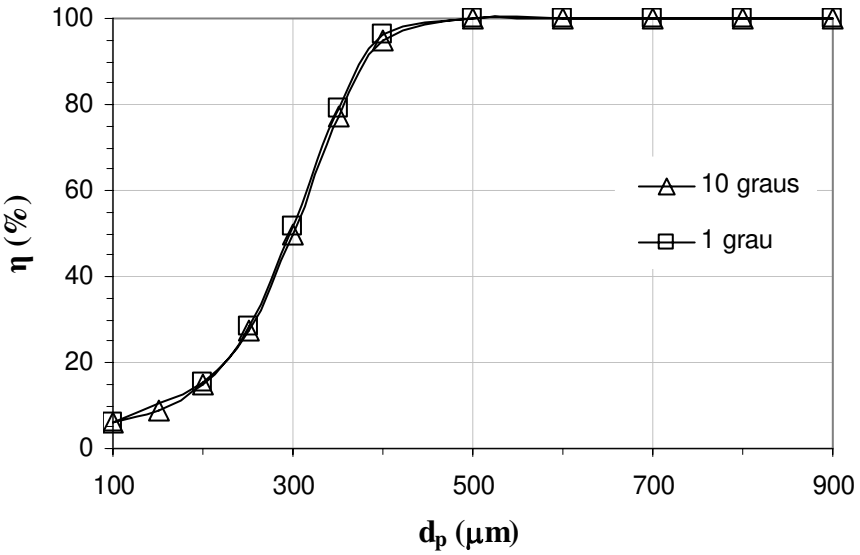


Figura 4.10. Eficiência prevista em função do diâmetro da partícula para dois valores de α . A vazão e a viscosidade do líquido são de 120 m^3/d e 10 cP respectivamente.

A Figura 4.11 mostra a eficiência prevista em função da variação de densidade do líquido para vazão de 120 m^3/d, viscosidade de 10 cP e partículas de 250 μm. Pode-se observar que a eficiência prevista não se altera dentro da faixa de densidades de líquido analisada revelando uma fraca dependência em relação à este parâmetro.

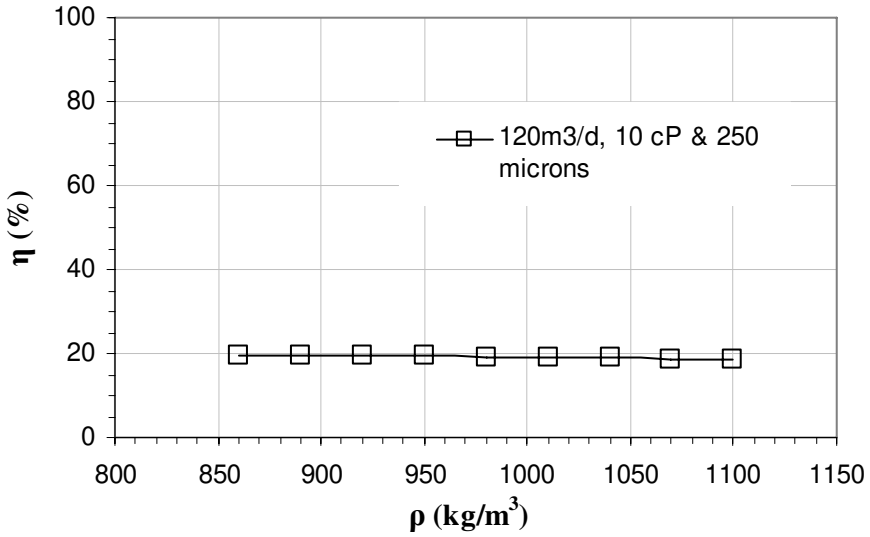


Figura 4.11. Eficiência prevista em função da densidade do líquido para partículas de 250 μm. A vazão e a viscosidade do líquido são 120 m^3/d e 10 cP respectivamente.

A Figura 4.12 mostra a eficiência em função da variação da vazão para valores de viscosidade de 1 cP, 40 cP, 60 cP e 100 cP, e diâmetro de partícula de 900 μm. Pode-se observar que a eficiência prevista é sensível à viscosidade e à vazão. Dentro da faixa de vazão analisada a eficiência tenderá mais rapidamente a 100% quanto menor o valor da viscosidade, sendo que para a água 1 cP, a eficiência se mantém em 100% para toda a faixa de vazão. Para líquidos com viscosidade de 100 cP, espera-se que a eficiência alcance 100% somente para valores de vazão mais elevados.

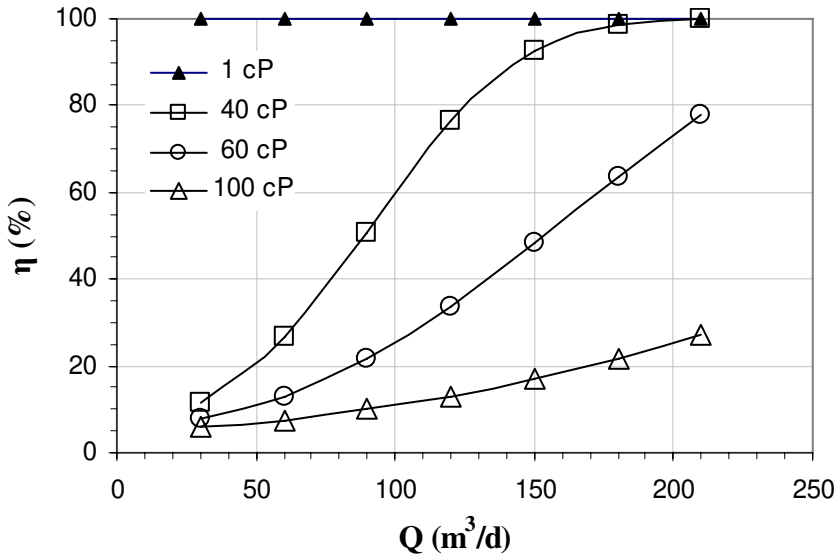


Figura 4.12. Eficiência prevista em função da vazão de líquido para viscosidades de 1 cP, 40 cP, 60 cP e 100 cP. O diâmetro de partícula é de 900 μm.

A Figura 4.13 mostra a eficiência prevista em função da área de descarga do jato. O eixo x mostra uma razão de áreas de jato ao invés da área do jato propriamente. Considerou-se a área de descarga do jato do Cavins como área do jato de referência, o seu valor é de 0.00015 m^2, o que corresponde à área da seção transversal dos duplos jatos. As viscosidades do líquido são de 10 cP, 30 cP e 60 cP, e o diâmetro de partícula é 250 μm. A vazão de líquido é de 120 m^3/d. Observa-se que a eficiência de separação aumenta com a diminuição da razão de áreas de jato. Considerando uma razão de área de jato unitária, a eficiência de separação é aproximadamente 10% para líquidos com 30 cP e 60 cP e aumenta para 30% para líquidos com 10 cP. Quando a razão de áreas de jato diminui para a metade, a eficiência de separação vai para 100%, 20% e 10% correspondendo a líquidos com 10 cP, 30 cP e 60 cP respectivamente.

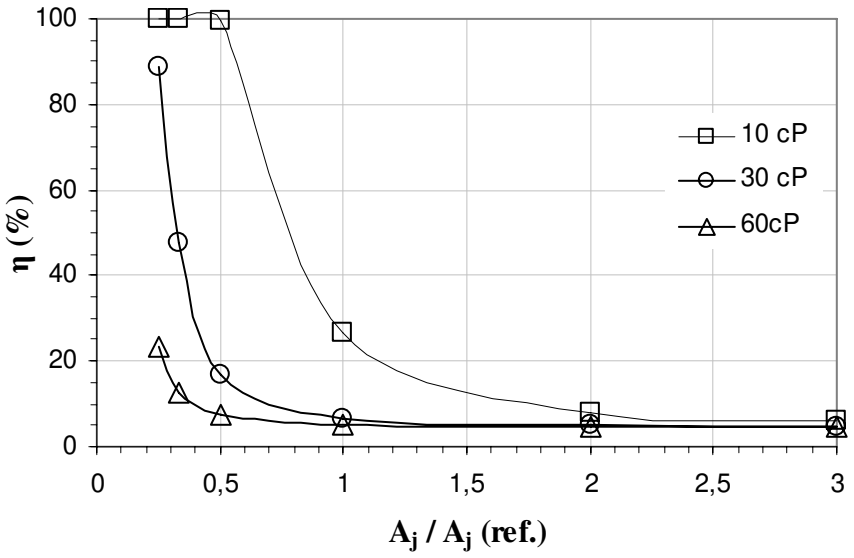


Figura 4.13. Eficiência prevista em função da área de descarga do jato para líquidos com viscosidades de 10 cP, 30 cP e 60 cP. O diâmetro de partícula é 250 μm e a vazão de líquido 120 m^3/d.

4.2.6 Principais Características Reveladas pela Relação Funcional

Os estudos de casos realizados na seção 4.2.5 usando a relação funcional desenvolvida revelam que há um aumento da eficiência de separação em função do: aumento de vazão Q, aumento do diâmetro de partícula d_p, diminuição da viscosidade μ e diminuição da área de descarga do jato Aj. A eficiência não se mostrou muito sensível a variações no ângulo de descarga do jato α e da densidade do líquido ρ.

4.3 Análise de Incerteza

Em toda medição experimental estão envolvidos erros, que podem ser sistemáticos ou aleatórios. A partir da calibração adequada dos instrumentos de medição pode-se eliminar os erros sistemáticos. No entanto, os erros aleatórios não podem ser eliminados. Busca-se então estimar os erros aleatórios nos resultados experimentais através da análise de incerteza. Através

da análise de incerteza é possível ainda identificar as fontes de erro mais significativas e planejar os experimentos de modo a minimizar esses erros.

Na etapa experimental deste trabalho foram realizadas medições das seguintes variáveis: diâmetro do tubo de produção D_p, diâmetro da partícula d_p, área de descarga do jato A_j, densidade do líquido ρ, densidade da partícula ρ_p, viscosidade do líquido μ, temperatura do líquido T, volume de sólidos V e ângulo de descarga do jato α. A vazão volumétrica do líquido Q foi obtida diretamente de um gráfico com valores de vazão calibrados em função da rotação do motor que aciona a bomba. Com exceção do diâmetro das partículas, para o qual foram obtidos resultados estatísticos a partir de amostras, para as demais variáveis foi feita apenas uma medição para cada ponto analisado. Denomina-se neste trabalho de medidas primárias as variáveis efetivamente medidas, e de medidas secundárias e terciárias as variáveis calculadas a partir das medidas primárias. A seguir é feita uma estimativa do erro aleatório envolvido nas medidas primárias e também da propagação dos erros nas medidas secundárias e terciárias a partir das medidas primárias.

4.3.1 Intervalo de Incerteza das Medidas Primárias

Pode-se expressar o valor provável de uma medição em termos de um intervalo de incerteza que representa a probabilidade de que o valor medido esteja dentro de um certo intervalo em torno do valor declarado. A especificação de um intervalo de incerteza em uma medição depende, entre outros fatores, da resolução do instrumento utilizado. A partir do conhecimento da menor divisão de escala dos instrumentos de medida, pode-se obter uma boa estimativa para o erro aleatório envolvido em uma medição. Algumas vezes também podem estar envolvidas incertezas de leitura do instrumento. O erro provável deve levar em conta todas as possíveis fontes de incerteza que forem relevantes. A incerteza relativa *u* nas medições é expressa como a razão entre o erro provável ou incerteza absoluta e o valor medido. O intervalo de incerteza das medidas primárias é mostrado a seguir em termos de uma incerteza relativa ou absoluta, discute-se em cada caso as fontes de erro envolvidas. A Tabela 4.4 mostra os valores das incertezas absoluta ou relativa para cada medida.

Diâmetro do tubo de produção D_p

O diâmetro do tubo de produção é de D_p = 37,5 mm. O diâmetro foi medido com um paquímetro com resolução de 0,05 mm. Considerando a incerteza devido a não esfericidade do tubo e a leitura do instrumento, o intervalo de incerteza na medição do diâmetro pode ser estimado como $D_p = 37{,}5 \pm 0{,}05$ mm.

Área de descarga do jato A_j

A área de descarga do jato foi obtida do produto da profundidade do canal entre as hélices **b**, e a distância entre as hélices, **a**, medida perpendicularmente à saída do jato como mostra a Figura 4.14. A profundidade do canal é obtida da diferença entre o raio interno do tubo externo e raio externo do tubo de produção. A distância entre as hélices foi medida com um paquímetro lateralmente no separador. Considerando as incertezas absolutas devido ao instrumento e à leitura, pode-se estimar a incerteza relativa na medição da área do jato A_j a partir das incertezas relativas de **a** e **b**. A incerteza relativa em a e b é dada por:

$$u_a = \frac{\delta a}{a} = \frac{0{,}2\,\text{mm}}{11{,}25\,\text{mm}} = \pm 0{,}018$$

$$u_b = \frac{\delta b}{b} = \frac{0{,}1\,\text{mm}}{6{,}65\,\text{mm}} = \pm 0{,}015$$

A incerteza relativa em A_j é dada por:

$$u_{A_j} = \sqrt{u_a{}^2 + u_b{}^2} = \sqrt{0{,}018^2 + 0{,}015^2} = \pm 0{,}023 \text{ ou } \pm 2{,}3\%.$$

O intervalo de incerteza absoluta na medição da área de descarga do jato de $A_j = (75 \pm 2)\ 10^{-6}\ m^2$.

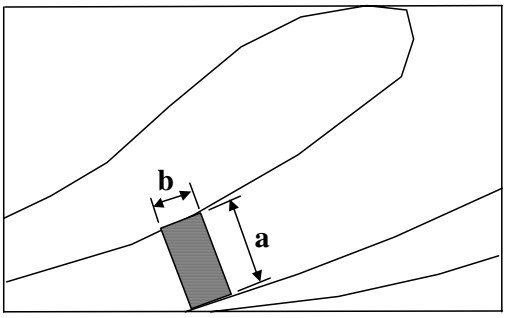


Figura 4.14. Medição da área de descarga do jato A_j

Ângulo de descarga do jato α

O ângulo de descarga do jato foi medido projetando a área da hélice sobre um plano e calculando o arco tangente da altura de uma hélice sobre o seu comprimento circunferêncial. Como a medição não pode ser realizada diretamente devido à geometria das hélices, o erro envolvido está ligado à projeção da área, assim como ao instrumento de medida. Estima-se que o ângulo foi medido com um intervalo de incerteza absoluta de $\alpha = (10 \pm 1{,}14)$ graus.

Viscosidade do Líquido

A viscosidade do líquido foi medida com um viscosímetro que possui uma incerteza absoluta para fundo de escala de 1%.

Densidade do Líquido

A densidade do líquido foi medida utilizando-se um densímetro com escala mínima de $1 kg/m^3$. Como pode haver incertezas devido a alguma possível não homogeneidade no líquido, o erro provável de medição é estimado como $\pm 3\ kg/m^3$.

Diâmetro das partículas

A incerteza no diâmetro das partículas está associada ao processo de fabricação. Através de um estudo estatístico das partículas determinou-se o intervalo de incerteza no diâmetro médio. A

partir do diâmetro médio Sauter o intervalo de incerteza para as partículas de 250 μm e 900 μm é mostrado abaixo, conforme mencionado no Capítulo 3.

Partículas de 250 μm

Intervalo de incerteza ao redor do valor médio: 0,266 ± 0,16 mm.

Partículas de 900 μm

Intervalo de incerteza ao redor do valor médio: 0,915 ± 0,08 mm.

Densidade das partículas

A densidade das partículas foi determinada experimentalmente medindo-se a massa e o volume das esferas secas em uma balança analítica e em um Becker graduado, respectivamente. Estima-se uma incerteza absoluta de ± 3 kg/m^3 para a densidade das partículas.

Temperatura

As medições de temperatura foram realizadas com um termômetro com escala mínima de 0,1 ^{o}C. Pode-se então estimar um erro provável na medição da temperatura de ± 0,05 ^{o}C.

Vazão Volumétrica de Líquido

Pode-se estimar um intervalo de incerteza relativa para a vazão volumétrica de líquido de ±1,5 %.

Volume de Sólidos

O volume de sólidos foi medido utilizando-se duas provetas, uma de 250 mL e outra de 2000 mL, com escalas mínimas de 2 mL e 20 mL respectivamente. Considerando ainda possíveis incertezas de leitura, pode-se estimar então o erro absoluto para as provetas de 250 mL e 2000 mL em ±2 mL e ±12 mL respectivamente. Designa-se por V_S, V_P e V_T o volume separado, volume da peneira e volume total respectivamente, sendo $V_T = V_S + V_P$. Devido à variação no volume de sólidos que era separado de teste para teste, adotou-se o procedimento de medir o

volume de sólidos separado na proveta de 250 mL quando este volume fosse menor que o volume da peneira. Assim, tem-se uma incerteza absoluta para o volume separado de $\delta V_S = \pm 2\,mL$ ou de $\delta V_S = \pm 12\,mL$ dependendo do volume separado. O mesmo ocorre para o volume da peneira V_P. Pode-se então estimar uma incerteza absoluta para o volume total em:

$$\delta V_T = \sqrt{\delta V_S{}^2 + \delta V_P{}^2} = \sqrt{2\,mL^2 + 12\,mL^2} = \pm 12\,mL\,.$$

Tabela 4.4. Incerteza nas medidas primárias.

variável primária		valor médio	Incerteza absoluta δ	incerteza relativa u
D_p (mm)		37,5	0,05	0,13%
A_j (m^2)		7,5 E-05	1,7 E-06	2,26%
ρ(kg/m^3)		-	3	-
μ (cP)		-	1,2	-
T (^oC)		-	0,05	-
α (rad)		0,174	0,017	9,77%
Q (m^3/d)		-	-	1,50%
V_S (mL)		-	-	-
V_T (mL)		1200	12	1,00%
ρ_p (kg/m^3)	d_p = 250μm	2500	3	0,12%
	d_p = 900μm	2919	3	0,10%
d_p (μm)	d_p = 250μm	266	0,16	0,06%
	d_p = 900μm	915	0,08	0,01%

4.3.2 Propagação de Incerteza nas Medidas Secundárias

Para analisar como os erros nas variáveis medidas se propagam no cálculo de medidas secundárias e terciárias usa-se o conceito de derivada de uma função (Fox & McDonald, 2001). A incerteza relativa em uma medida secundária R causada pelas incertezas relativas de todas as medidas primárias é dada por:

$$u_R = \pm\left[\left(u_{R1}\right)^2 + \left(u_{R2}\right)^2 + ... + \left(u_{Rn}\right)^2\right]^{1/2}. \quad (4.13)$$

Estimada a incerteza nas medidas primárias, realiza-se a seguir uma análise da incerteza nas seguintes medidas secundárias: número de Reynolds Re, número de Froude Fr, número de Stokes Stk e eficiência de separação experimental η.

Incerteza no Número de Reynolds

O número de Reynolds Re é obtido a partir da equação,

$$\mathrm{Re} = 4 \cdot \frac{\rho \cdot Q}{\pi \cdot D_p \cdot \mu} = \mathrm{Re}\left(\mathrm{Q}, \mathrm{D_P}, \rho, \mu\right). \quad (4.14)$$

Determinados os intervalos de incerteza para a vazão volumétrica de líquido Q, diâmetro do tubo de produção D_p, densidade do líquido ρ, e viscosidade do líquido μ, pode-se calcular a incerteza relativa do número de Reynolds a partir da Equação (4.13):

$$u_{Re} = \pm\left[\left(u_Q\right)^2 + \left(u_\rho\right)^2 + \left(-u_\mu\right)^2 + \left(-u_{D_p}\right)^2\right]^{1/2}$$

Incerteza no Número de Froude

O número de Froude Fr é obtido a partir da equação:

$$\mathrm{Fr} = \frac{\mathrm{Q}^2 / \mathrm{A}_\mathrm{j}^2}{\mathrm{g} \cdot \mathrm{D_p}} \cdot \cos^2(\alpha) = \mathrm{Re}\left(\mathrm{Q}, \mathrm{D_P}, \mathrm{A_j}, \alpha\right). \quad (4.15)$$

Determinados os intervalos de incerteza para a vazão volumétrica de líquido Q, diâmetro do tubo de produção D_p, área de descarga do jato A_j, e ângulo de descarga do jato α, pode-se calcular a incerteza relativa do número de Froude a partir da Equação (4.13):

$$u_{Fr} = \pm\left[\left(2u_Q\right)^2 + \left(-2u_{A_j}\right)^2 + \left(-u_{D_p}\right)^2 + \left(2\alpha^2 u_\alpha\right)^2\right]^{1/2}$$

Incerteza no Número de Stokes

O número de Stokes Stk, é obtido a partir da equação:

$$Stk = \frac{\pi}{72}\cdot\frac{\Delta\rho\cdot d_p{}^2\cdot D_p{}^2\cdot g}{\mu\cdot Q} = Stk\left(Q, D_P, d_p, \rho_p, \rho, \mu\right). \tag{4.16}$$

Determinados os intervalos de incerteza para a vazão volumétrica de líquido Q, diâmetro do tubo de produção D_p, diâmetro das partículas d_p, densidade do líquido ρ, densidade das partículas ρ_p, e viscosidade do líquido μ, pode-se calcular a incerteza relativa do número de Stokes a partir da Equação (4.13):

$$u_{Stk} = \pm\left[\left(-u_Q\right)^2 + \left(-u_\mu\right)^2 + \left(2u_{D_p}\right)^2 + \left(2u_{d_p}\right)^2 + \left(u_{\Delta\rho}\right)^2\right]^{1/2}.$$

Eficiência de Separação Experimental

A determinação da eficiência de separação experimental é obtida a partir da razão entre o volume de sólidos separados V_S, e o volume total de sólidos fornecido V_T, sendo dada por $\eta = \frac{V_S}{V_T}$. A incerteza absoluta em η é expressa por:

$$\delta\eta = \sqrt{\delta V_S{}^2 + \delta V_T{}^2}\ .$$

Como o volume total é aproximadamente constante em todos os testes, $V_T \approx 1200$ mL, a incerteza relativa no volume total $u_{V_T} = \frac{\delta V_T}{V_T} \cong \pm 0{,}01$ também será constante. Assim, a incerteza relativa na eficiência de separação dada por:

$$u_\eta = \sqrt{u_{V_S}{}^2 + u_{V_T}{}^2},$$

será função da incerteza relativa do volume separado $u_{V_S} = \frac{\delta V_S}{V_S}$, sendo que, quanto menor o volume separado maior será a incerteza relativa resultante no volume separado e conseqüentemente na eficiência de separação.

4.3.3 Propagação de Incerteza nas Medidas Terciárias

As medidas terciárias x e χ contém erros que se propagam a partir das variáveis secundárias Re, Fr e Stk. Da mesma forma feita para as medidas secundárias pode-se calcular também os erros que se propagam para as medidas terciárias usando o conceito de derivada de uma função.

Incerteza em x

A variável terciária x é obtida a partir da equação:

$$x = Stk^{1,2} \cdot (1 + Fr) \cdot Re^{0,4} \quad = x(Re, Fr, Stk). \tag{4.17}$$

Conhecidas as incertezas relativas das variáveis secundárias Re, Fr e Stk, e utilizando o conceito de derivada de uma função, pode-se estimar a incerteza relativa em x a partir da Equação 4.13:

$$u_x = \pm\left[(0{,}4\,u_{Re})^2 + (1{,}2\,u_{Stk})^2 + (u_{(1+Fr)})^2\right]^{1/2}$$

Pode-se observar que o expoente de uma variável se torna multiplicador da incerteza relativa desta variável durante os cálculos, razão pela qual busca-se correlações com os menores expoentes possíveis.

A Tabela 4.5 mostra os valores de Re, Fr, Stk, x e η, e suas respectivas incertezas relativas. A última coluna a direita da tabela mostra o erro relativo na medida da eficiência de separação $\mathbf{u}_\eta$, o valor médio de $\mathbf{u}_\eta$ é 1,8%. Note-se que este valor é aproximadamente igual à incerteza média do ajuste na Equação 4.12.

Tabela 4.5. Valores de Re, Fr, Stk, x e η, e respectivas incertezas relativas para cada teste.

teste #	**Re**	$\mathbf{u_{Re}}$	**Fr**	$\mathbf{u_{Fr}}$	**Stk**	$\mathbf{u_{Stk}}$	**x**	$\mathbf{u_x}$	$\boldsymbol{\eta_{exp}}$ **(%)**	$\mathbf{u_\eta}$ **(%)**
8	283	0,019	57	0,05	0,012	0,019	2,65	0,06	6	3,6
10	297	0,020	57	0,05	0,012	0,020	2,87	0,06	6	3,2
25	362	0,021	57	0,05	0,015	0,022	3,97	0,06	10	2,5
42	980	0,044	57	0,05	0,042	0,044	20,2	0,08	55	1,1
36	572	0,029	57	0,05	0,024	0,029	8,39	0,07	30	1,4
44	1245	0,055	57	0,05	0,054	0,056	30,1	0,09	81	2,0
n	23579	1,200	57	0,05	1,347	1,200	4638	1,52	100	1,4
n4	23579	1,200	57	0,05	0,104	1,200	216	1,52	100	1,4
n3	47157	1,200	227	0,05	0,052	1,200	489	1,52	100	1,4
26	559	0,019	212	0,05	0,006	0,020	5,97	0,06	9	2,2
29	731	0,022	212	0,05	0,008	0,022	9,23	0,06	22	1,2
33	786	0,023	212	0,05	0,009	0,023	10,4	0,06	20	1,2
34	850	0,022	263	0,05	0,008	0,023	11,3	0,06	25	1,2
35	1084	0,028	212	0,05	0,012	0,028	17,7	0,07	48	2,4
43	2365	0,055	212	0,05	0,027	0,055	63,8	0,09	95	1,4
45	2906	0,052	355	0,05	0,020	0,052	79,9	0,09	96	1,6
n2	45585	1,200	212	0,05	0,697	1,200	10102	1,52	100	1,4

Capítulo 5

Análise Numérica

Como uma etapa complementar ao estudo experimental realizado no Capítulo 4, desenvolve-se neste capítulo uma análise numérica do separador tubo-ciclônico. Os objetivos são: entender os mecanismos físicos do escoamento responsáveis pela separação sólido-líquido, e investigar a influência do aumento de viscosidade no processo de separação de tubo-ciclônicos submetidos a diferentes vazões e diâmetros de partículas. Neste trabalho, não utiliza-se as abordagens tradicionais Euleriana ou Lagrangeana para escoamentos bifásicos, as simulações são monofásicas, ou seja, resolve-se apenas o campo de escoamento, pois considera-se que a baixa concentração de sólidos, <0,1%, não afeta o fluido.

O escoamento real no interior do separador é complexo devido, entre outros fatores à presença de 2 jatos com regime turbulento na descarga dos canais helicoidais, além disso, o escoamento tem dupla curvatura. A uma certa distância axial à jusante da descarga dos jatos, o escoamento se torna laminar. Utiliza-se neste trabalho um modelo algébrico de turbulência chamado LVEL que, apesar de não ser o mais indicado prevê a relaminarização do escoamento. Não são introduzidas correções de curvatura no modelo.

Na seção 5.1 são descritos: o método numérico utilizado, a malha, condições de contorno e critérios de convergência. A seção 5.2 traz uma análise do campo de escoamento; define-se o principal parâmetro do escoamento, o comprimento de decaimento. O movimento dos sólidos é analisado a partir do adimensional Stokes e do conceito de superfície de captura, que serão

definidos na seção 5.3. Na seção 5.4 investiga-se o efeito da variação da viscosidade, diâmetro de partícula e vazão a partir de uma análise comparativa tomando um caso como referência.

5.1 Método Numérico

As equações de conservação de massa e de quantidade de movimento foram discretizadas através do método dos volumes finitos (Patankar, 1980), empregando-se o pacote computacional Phoenics® 3.5.1 que utiliza malha deslocada. A entrada de dados no programa é efetuada através de um arquivo chamado q1*, onde são definidos sistema de coordenadas, geometria, tipo e tamanho de malha, propriedades do fluido, regime de escoamento, modelo de turbulência, condições de contorno, critérios de convergência e relaxação, entre outros parâmetros. O acoplamento do campo de velocidade e de pressão é realizado por uma variante do algoritmo SIMPLE denominado SIMPLEST. Utiliza-se o esquema híbrido de interpolação na discretização dos termos difusivos e convectivos. Considera-se que a concentração de sólidos, que é menor que 0,1% da vazão de líquido na entrada, não afeta o campo de escoamento de líquido.

5.1.1 Malha

A Figura 5.1 mostra esquematicamente o separador tubo-ciclônico em estudo com suas partes e respectivas dimensões. A área limitada pela linha pontilhada representa a região simulada, onde ocorrem os fenômenos de separação de interesse no presente estudo numérico. Na simulação as hélices duplas não estão representadas, a entrada do domínio são 2 jatos tangenciais com velocidade uniforme produzidas pelas hélices, e a saída é o tubo de produção.

* O Anexo V traz a listagem de um arquivo q1 usado nas simulações deste trabalho.

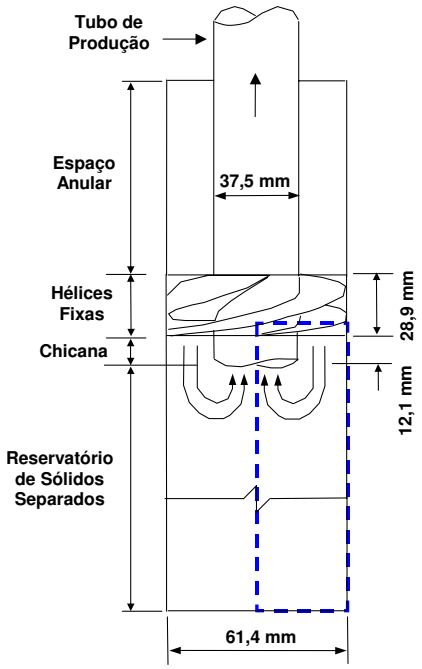


Figura 5.1. Esquema do separador tubo-ciclônico e região analisada por simulação.

Na geometria do separador tubo-ciclônico, as direções ortogonais tangencial, radial, e axial são indicadas pelos eixos coordenados x, y e z respectivamente, como mostram as Figuras 5.2(a) e 5.2(b). Conseqüentemente, no campo de velocidade as componentes U, V e W estão associadas às direções x, y e z respectivamente. Utilizou-se no domínio de cálculo uma malha estruturada em um sistema de coordenadas cilíndrico-polar.

O escoamento no interior do tubo-ciclônico é simulado em regime permanente e incompressível. Emprega-se simetria nas direções tangencial e radial de modo que o domínio de cálculo representa apenas uma seção transversal do tubo-ciclônico, reduzindo o esforço computacional. As Figuras 5.2(a) e 5.2(b) representam a malha, na direção x há apenas um volume de controle. O domínio possui as seguintes dimensões: x= 0.1 rad, y= 0.0307 m e z= 2.0 m. A malha é distribuída de maneira não uniforme, sendo mais refinada próxima às fronteiras como mostra a Figura 5.2(a). Um mapa de resíduos para cada variável mostrou algumas regiões no interior do domínio onde era necessário um maior refinamento da malha a fim de capturar efeitos do campo de escoamento que aumentavam o resíduo local.

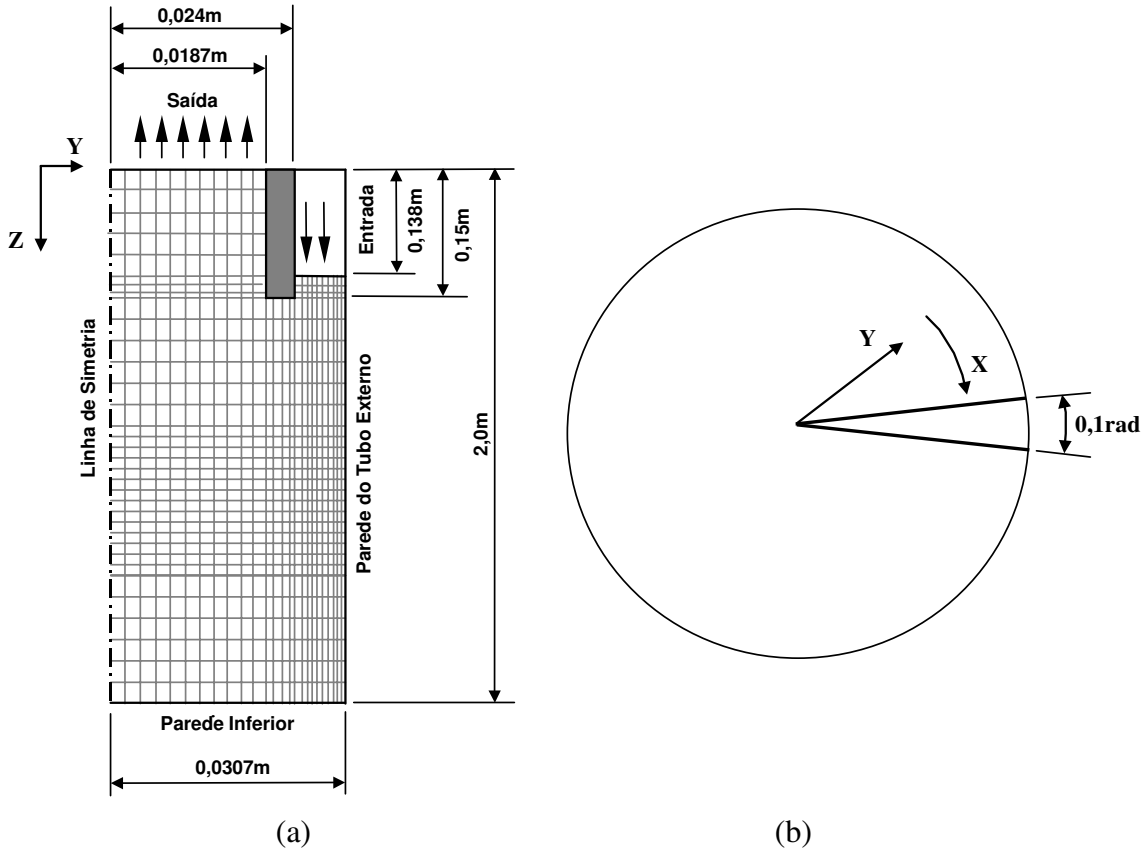
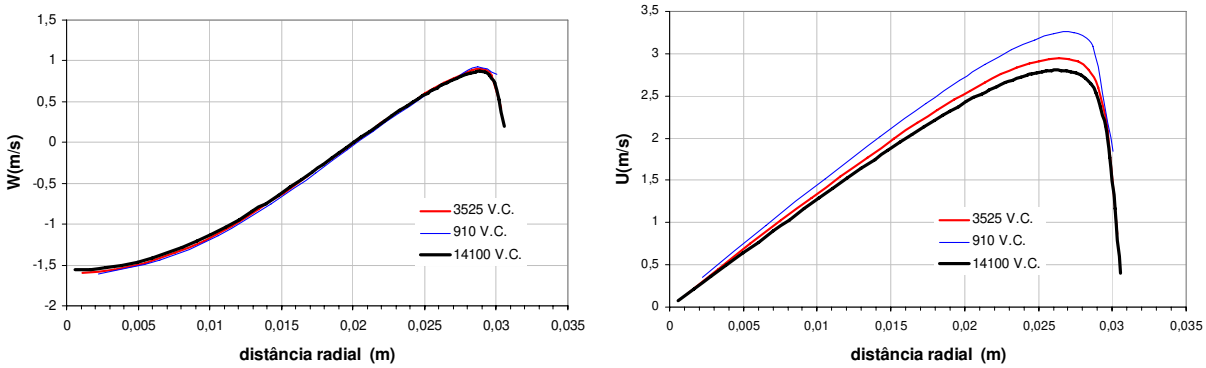


Figura 5.2. Representação esquemática da malha: (a) plano yz, (b) plano xy.

A independência do resultado em relação à malha foi analisada através de três simulações onde se duplicou o número de volumes de controle nas direções radial e axial de um caso para outro. Foram realizadas simulações com as malhas: 1x13x70, 1x25x141 e 1x50x282 correspondendo ao número de volumes de controle nas direções x, y e z. As Figuras 5.3(a) e 5.3(b) mostram os perfis de velocidade axial e tangencial na posição axial z=400 mm para as três malhas analisadas. A Figura 5.3(a) mostra que a velocidade axial praticamente não muda para as três malhas analisadas, enquanto que a velocidade tangencial apresenta a maior mudança onde ocorre o valor máximo de U como mostra a Figura 5.3(b). Para a velocidade tangencial, a diferença de valores diminui progressivamente da malha mais grosseira para a mais refinada, sendo que a diferença entre a malha intermediária e a mais refinada se torna bastante pequena indicando convergência. A fim de manter o melhor compromisso entre tempo computacional e precisão numérica empregou-se neste trabalho uma malha de 1x25x170.



(a) (b)

Figura 5.3. Teste de malha. Perfis de velocidade na posição axial z=400mm: (a) velocidade axial, (b) velocidade tangencial.

5.1.2 Convergência e Condições de Contorno

O critério de convergência para a solução de uma variável no Phoenics® é dado pela razão entre o somatório dos resíduos de uma variável e o resíduo de referência para esta variável. Considera-se convergida a solução de uma variável ϕ quando:

$$\frac{\sum_{NX,NY,NZ} |resíduo(\phi)|}{RESREF(\phi)} < 1, \tag{5.1}$$

onde RESREF é o resíduo de referência para uma variável ϕ. O resíduo de referência, RESREF, representa um fluxo de referência da variável. Ele é estimado como sendo um fluxo característico da variável multiplicado pelo fator RESFAC, da seguinte forma:

$$RESREF = RESFAC \cdot Fluxo\,Característico, \tag{5.2}$$

onde RESFAC é um fator de tolerância e representa o percentual do fluxo de referência que a soma dos resíduos deverá atingir para que a solução esteja convergida.

Considerou-se para este trabalho uma solução numérica convergida quando a somatória dos resíduos de massa e quantidade de movimento ocorrido em cada volume de controle era menor que 0,2 % dos fluxos de massa ou quantidade de movimento correspondentes na entrada do domínio. Por conveniência, o fluxo de quantidade de movimento de referência para a direção y foi tomado como igual ao fluxo de quantidade de movimento de referência para a direção z.

As condições de contorno usadas neste trabalho são: influxo de massa e quantidade de movimento na entrada, não deslizamento nas paredes externa e inferior, escoamento periódico na direção x, simetria na linha de centro e, na saída o escoamento é localmente parabólico. Para referência as condições de contorno estão representadas esquematicamente nas Figuras 5.2(a) e 5.2(b). A entrada é colocada na posição: 0,024m < y < 0,0307m e z= 0,138m. É especificado fluxo de massa e de quantidade de movimento na entrada como mostra a Figura 5.2(a). O fluxo de massa é inserido na equação de correção da pressão. As componentes de velocidade na entrada são axial e tangencial. O valor da componente axial W_{in} na entrada é obtido pela razão entre a vazão volumétrica Q_{in} (m^3/s) e a área da seção anular do tubo-ciclônico A_{in} (m^2). A relação entre as componentes axial e tangencial na entrada é dada por: $\tan(\alpha) = W_{in}/U_{in}$, onde α é o ângulo que as hélices fixas formam com a horizontal no tubo-ciclônico, $\alpha = 0{,}175$ rad, e U_{in} é a velocidade tangencial. A condição de não deslizamento foi especificada nas paredes do tubo externo e na chicana entre a entrada e a saída. A simetria tangencial é estabelecida aplicando uma condição periódica na direção x. Na linha de centro, y = 0 m e 0 m < z < 2 m, todos os gradientes de variáveis são nulos. Na saída, localizada em 0 m < y < 0,0187 m e z = 0 m, os coeficientes de difusão são nulos e permitiu-se que a pressão flutuasse na direção radial de acordo com o campo de força centrífuga resultante. Para referência a Tabela 5.1 mostra as condições de contorno utilizadas.

Tabela 5.1. Condições de contorno.

Entrada	Saída	Simetria Radial (y = 0)	Simetria Tangencial (x = 0 e x = 0,1rad)	Paredes
$U = W_{in}/\tan(\alpha)$	$\frac{\partial U}{\partial z} = 0$	$\frac{\partial U}{\partial y} = 0$	$\frac{\partial U}{\partial x} = 0$	U = 0
V = 0	$\frac{\partial V}{\partial z} = 0$	$\frac{\partial V}{\partial y} = 0$	$\frac{\partial V}{\partial x} = 0$	V = 0
$W_{in}=Q_{in}/A_{in}$	$\frac{\partial W}{\partial z} = 0$	$\frac{\partial W}{\partial y} = 0$	$\frac{\partial W}{\partial x} = 0$	W = 0

α (rad)- ângulo que as hélices fixas formam com a horizontal;

Q_{in} (m^3/s)- vazão volumétrica de líquido;

A_{in} (m^2)- área da seção anular do tubo-ciclônico.

5.2 Análise do Campo de Escoamento

O campo de escoamento no interior do tubo-ciclônico possui as componentes de velocidade axial, radial e tangencial, W, V e U respectivamente. A interação entre estas três componentes determina a trajetória da particula sólida e define se ela será separada ou não. A análise numérica é realizada a partir de simulação do separador em três condições operacionais distintas, conforme mostrado na Tabela 5.2. Ela tem início com um caso referência definido por: vazão de líquido de 116 m^3/d, viscosidade de líquido de 20 cP e ângulo das hélices fixas ou ângulo de rotação de 10 graus. A Figura 5.4 mostra os campos de velocidade tangencial e axial e as linhas de corrente. A dimensão da figura não está em escala, mas ampliada em 10 vezes na direção radial. A velocidade tangencial é máxima (6,5 m/s) na entrada e decai ao longo da direção axial assim como quando se aproxima do centro do tubo. A velocidade axial W possui valores positivos e negativos representando as direções descendente e ascendente respectivamente, ela descreve uma curva em U porque a parte inferior do dispositivo é fechada e a saída, ou seja, o tubo de produção, está quase lado a lado com a área de entrada. A velocidade descendente máxima é de 1,5 m/s na região de entrada, e velocidade ascendente mínima é de –2 m/s próximo à entrada do tubo de produção. A velocidade W decai em valores absolutos em qualquer posição axial na direção do aumento de z. As linhas de corrente, mostradas à direita da Figura 5.4, revelam que o

líquido vai progressivamente realizando uma curva em U. As linhas de corrente que saem da região mais interna da entrada são as primeiras a fazer a curva e viajam uma distância curta ao longo da direção axial antes de sair do domínio. Por outro lado, as linhas de corrente que saem da região mais externa da entrada precisam viajar uma distância maior na direção axial e são as últimas a fazer a curva para cima. As linhas de corrente também revelam a existência de uma componente de velocidade radial, que aponta sempre para a linha de centro do tubo.

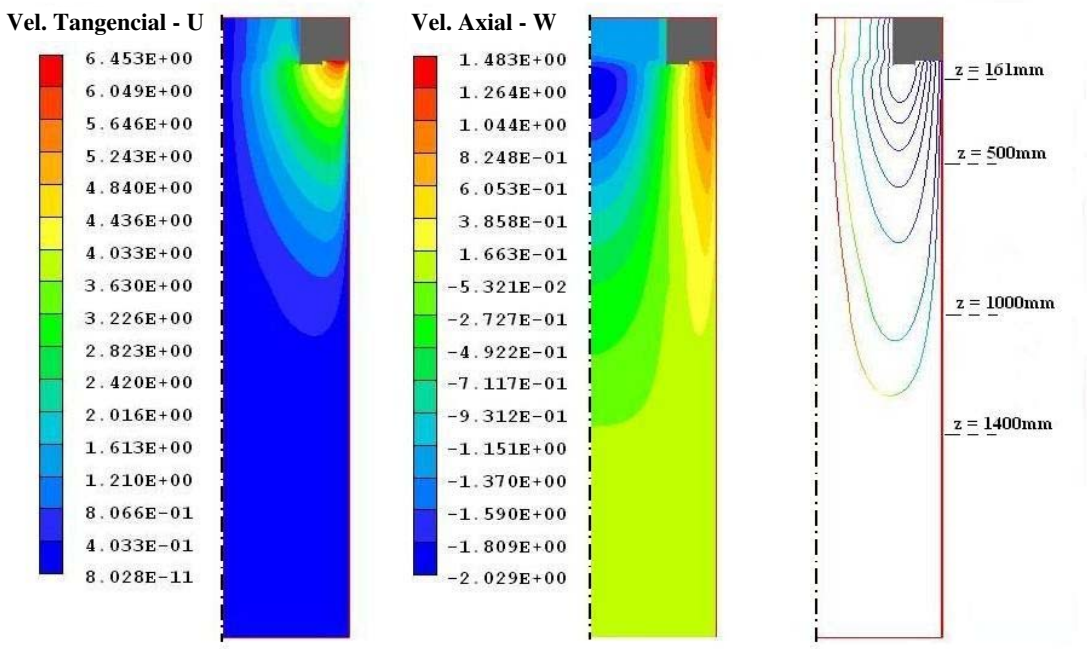


Figura 5.4. Campo de velocidade para o caso referência, (a) velocidade tangencial - U (m/s) , (b) velocidade axial - W (m/s) e (c) linhas de corrente.

A taxa de decaimento da velocidade tangencial e axial ao longo do eixo z está representada nas Figuras 5.5 e 5.6 tomadas em quatro posições axiais à jusante da entrada: 161 mm, 500 mm, 1000 mm e 1400 mm. Para referência estas posições axiais estão representadas como marcas externas à direita do contorno das linhas de corrente na Figura 5.4. Considerando a Figura 5.5 em uma dada seção z, U é aproximadamente zero na linha de centro do tubo, cresce quase linearmente com o aumento da coordenada y, alcança um máximo próximo à região de entrada e cai para zero novamente devido à condição de não deslizamento na parede. A taxa de crescimento quase linear de U próximo da linha de centro do tubo indica que o fluido rotaciona como um corpo rígido. Mantendo constante a coordenada y pode-se observar que a velocidade U

sempre decai com o aumento da posição axial. Não há velocidade tangencial significativa 1400 mm à jusante da entrada.

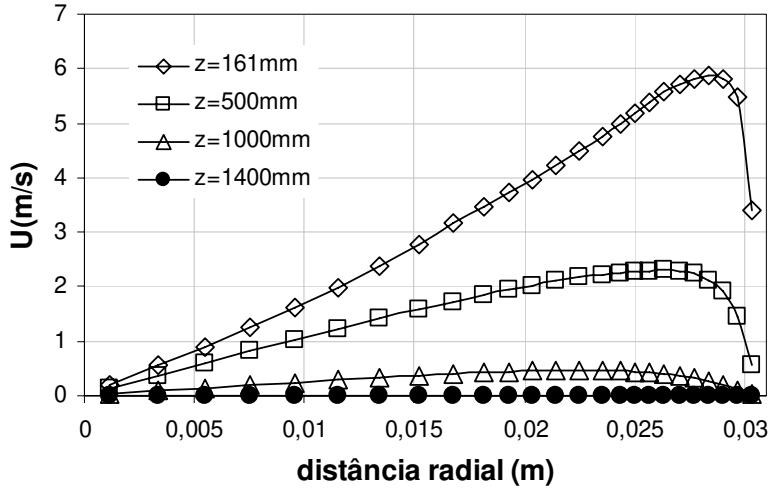


Figura 5.5. Perfil de velocidade tangencial em diferentes posições axiais.

Os perfis de velocidade axial em diferentes seções z são mostrados na Figura 5.6. A velocidade axial próximo à linha de centro do tubo tem um mínimo, cresce monotônicamente, atravessa o valor zero, alcança um máximo na região de entrada e então cai para zero novamente próximo à parede do tubo externo. A distância radial onde W é zero é aproximadamente a mesma para todas as outras seções z, y = 0,022 m, e coincide com o diâmetro externo do tubo de produção. O valor absoluto de W decai à jusante da entrada com o aumento de z, em 1400 mm W é aproximadamente zero. A fim de que o líquido faça uma curva em U dentro do dispositivo é necessário que a corrente de líquido descendente seja progressivamente reduzida transferindo líquido para a corrente ascendente. A vazão de líquido descendente, definida como Q_z, é determinada pela soma do produto das áreas das células vezes a componente de velocidade *positiva* W ao longo de cada seção z. Naturalmente a vazão de líquido ascendente tem a mesma magnitude de Q_z mas sinal oposto para conservar a massa. Q_z é proporcional à velocidade descendente média W e é útil para revelar a taxa de decaimento.

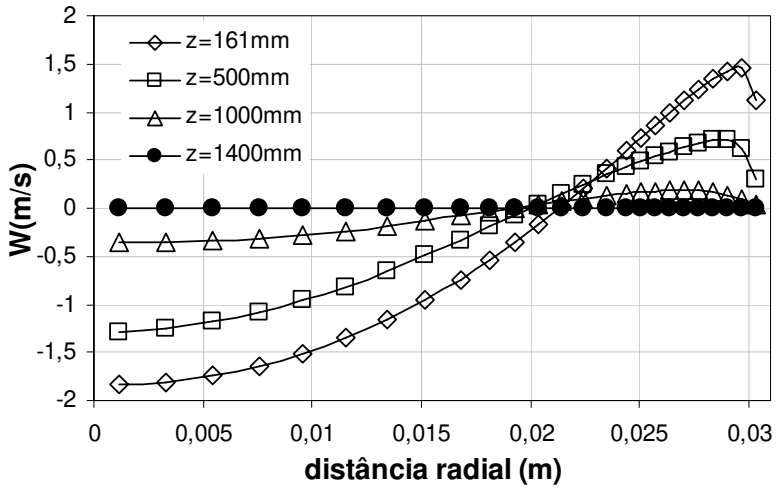


Figura 5.6. Perfil de velocidade axial em diferentes posições axiais.

A Figura 5.7 mostra a razão Q_z/Q_{in} para o caso referência contra dois outros casos, como mostrado na Tabela 5.2. O primeiro par tem a mesma vazão, mas viscosidades de líquido de 20 cP e 100 cP. O segundo par mantém a mesma viscosidade de líquido, mas reduz a vazão de 116 m^3/d para 60 m^3/d. Em todos os casos o ângulo de rotação é mantido o mesmo. A taxa de decaimento de Q_z/Q_{in} é proporcional à taxa na qual o líquido está sendo transferido para a corrente ascendente.

Considerando a mesma vazão o aumento de viscosidade de 20 cP para 100 cP reduz o comprimento axial necessário para o líquido fazer a curva em U e causa um decaimento Q_z/Q_{in} mais rápido. Por outro lado, mantendo a mesma viscosidade de líquido de 20 cP e reduzindo a vazão de 116 m^3/d para 60 m^3/d também causa uma mudança no comprimento axial necessário para o líquido fazer a curva em U, mas não tão intensa quanto no cenário anterior. A taxa de decaimento parece ter duas inclinações, uma próxima à entrada e outra próxima ao fim.

A diferença de vazão de líquido descendente entre duas posições axiais sucessivas define a vazão radial, que transfere massa da corrente descendente para a ascendente. Explorando o fato de que W é nulo na posição radial próxima ao diâmetro externo do tubo de produção, D_p, então é possível estimar a velocidade radial máxima, VR, ao longo de qualquer seção z usando o princípio de conservação da massa:

$$\frac{dQ_z}{dz} = VR \cdot \pi \cdot D_p \,, \tag{5.3}$$

VR é responsável pela mudança de direção da corrente líquida no interior do dispositivo. A Figura 5.8 mostra VR para o caso referência contra dois outros casos, como descrito antes. Como VR é deduzida de uma derivada de primeira ordem de Q_z ela apresenta um ruído não observado no perfil de Q_z. Todavia, VR é duas ordens de magnitude menor do que a velocidade na entrada, e é aproximadamente constante ao longo da distância axial ou exibe um decaimento suave.

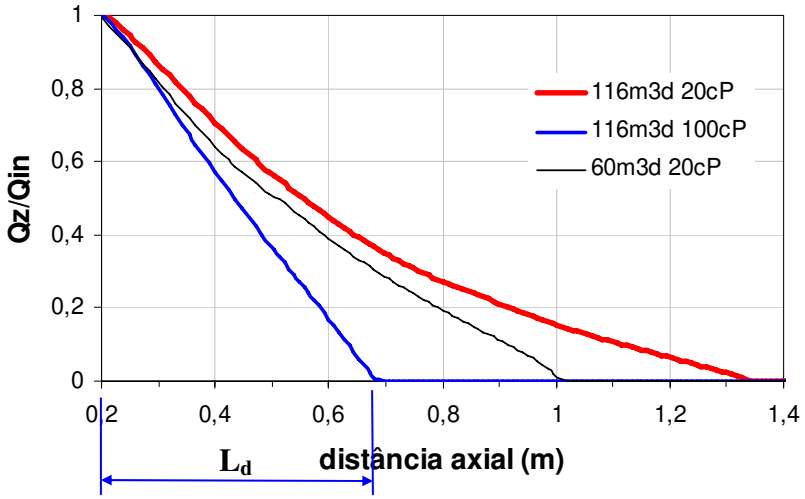


Figura 5.7. Razão entre vazões de corrente líquida descendente Q_z/Q_{in}, para vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d, e viscosidades de líquido 20 cP and 100 cP.

Mantendo constante a vazão de líquido de 116 m^3/d e aumentando a viscosidade de 20 cP para 100 cP observa-se um aumento de uma vez e meia na velocidade radial máxima. Para o caso onde a viscosidade do líquido foi mantida constante em 20 cP e a vazão foi reduzida de 116 m^3/d para 60 m^3/d, VR próximo à entrada é o dobro no caso referência, mas próximo ao fim da curva em U os valores são aproximadamente os mesmos, 0,007 m/s. A distinção dos três casos está na transferência progressiva de massa ao longo da distância axial, da corrente descendente para a corrente ascendente, realizada por VR.

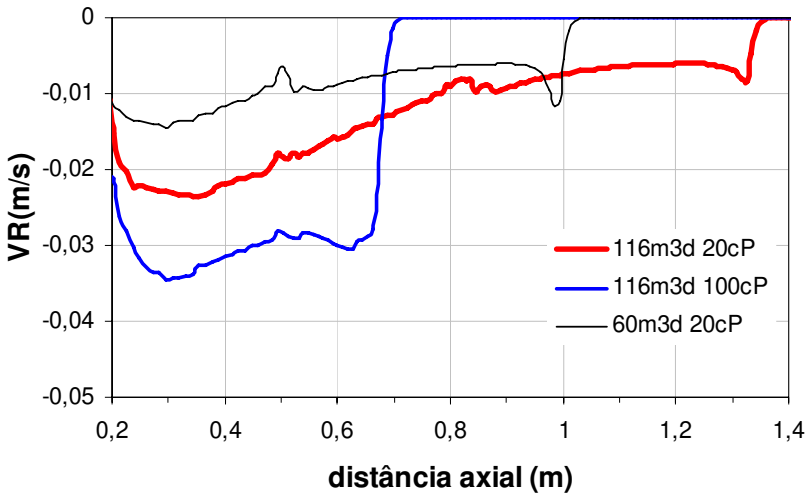


Figura 5.8. Velocidade radial máxima VR para vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d, e viscosidades de líquido de 20 cP e 100 cP.

Tabela 5.2. Parâmetros de simulação do escoamento.

Número do Caso	Vazão de Líquido, Q_{in} m^3/d	Viscosidade do Líquido, μ cP	Ângulo de Hélice, α rad	Diâmetro de Partícula, d_p μm
#1 (ref.)	116	20	0,175	900
#2	60	20	0,175	900
#3	116	100	0,175	900

As componentes de velocidade axial e tangencial exibem uma taxa de decaimento à jusante da entrada. Para um mesmo caso, as velocidades axial e tangencial desaparecem aproximadamente na mesma distância axial da entrada devido ao acoplamento entre as equações do momentum para U, V e W. O comprimento de decaimento, L_d, denota a distância à jusante da entrada onde as velocidades desaparecem. O comprimento de decaimento L_d [†] para os casos #1, #2 e #3 listados na Tabela 5.2, são estimados a partir da Figura 5.7 como 1,3 m, 1,0 m e 0,7 m, respectivamente. Observa-se que L_d diminui quando a viscosidade aumenta ou a vazão diminui.

[†] O anexo IV traz algumas medidas experimentais do comprimento de decaimento L_d.

Como não há mais movimento abaixo do comprimento de decaimento L_d sabe-se que toda a vazão de líquido que entra no tubo-ciclônico Q_{in} terá que passar da corrente descendente para a ascendente dentro do comprimento de decaimento L_d. Pode-se então, através do mesmo princípio usado para obter a Equação 5.3, estimar uma velocidade radial média $\overline{VR}$ ao longo da direção axial em função da vazão de líquido Q_{in}, do diâmetro do tubo de produção D_p e do comprimento de decaimento L_d da seguinte forma:

$$Q_{in} = \overline{VR} \cdot \pi \cdot D_p \cdot L_d \,. \tag{5.4}$$

Esta equação constitui a base para o desenvolvimento de um modelo unidimensional do escoamento no interior do equipamento e será explorada no Capítulo 6.

5.3 Superfície de Captura das Partículas Sólidas

Para entender como a eficiência de separação depende da vazão de líquido, do diâmetro de partícula e da viscosidade, é introduzido o conceito de superfície de captura. A superfície de captura é uma superfície que divide o domínio em duas regiões: uma onde a partícula pode ser separada e outra onde ela pode ser ingerida. Uma vez que uma partícula sólida cruze a superfície de captura ela não pode mais ser separada e é arrastada pela corrente líquida ascendente. Um bom projeto hidrodinâmico deve prever que os sólidos não cruzem a superfície de captura, só assim o separador atingirá 100% de eficiência de separação.

A trajetória de uma partícula sólida tem duas direções: uma axial e outra radial, que dependem por sua vez da velocidade do líquido dentre outros parâmetros. As componentes de velocidade do líquido têm papeis distintos no processo de separação. A velocidade axial define se uma partícula será separada ou não. A razão entre a velocidade terminal de Stokes da partícula e a velocidade ascendente do líquido determina se o movimento da partícula na direção axial será ascendente ou descendente; isto é feito pelo número de Stokes axial (Hoffmann and Stein, 2002), que é definido como:

$$StkZ = -\frac{(\Delta\rho \cdot d_p{}^2 \cdot g)/(18 \cdot \mu)}{W}, \tag{5.5}$$

onde $\Delta\rho$ é a diferença de densidade entre o sólido e o líquido, d_p é o diâmetro médio Sauter da partícula, g é a aceleração da gravidade e μ é a viscosidade do líquido. Como a velocidade terminal da partícula possui valor positivo e a velocidade axial ascendente do líquido valor negativo (ver Figura 5.9), introduz-se o sinal negativo na Equação 5.5 para que StkZ adquira valor positivo. Desta forma valores de StkZ maiores que um significam que a velocidade terminal da partícula é maior que a velocidade do líquido W, e portanto, favorável à separação de sólidos. Por outro lado, $0 < StkZ < 1$ significa que a partícula está sendo arrastada pela corrente de líquido ascendente e portanto não é separada. Esperam-se valores de $0 < StkZ < 1$ próximo à linha de centro do tubo uma vez que é nesta região que a corrente de líquido possui sentido ascendente.

A componente de velocidade radial do líquido não define se a partícula é separada ou não, mas tem um papel igualmente importante no processo de separação. Ela é responsável pelo transporte de partículas sólidas da parede externa em direção ao centro do tubo onde elas podem ser capturadas ou não pelo escoamento de líquido ascendente. A velocidade tangencial gera um campo de força centrífugo ($\Delta\rho\ U^2/y$) que empurra as partículas sólidas em direção a parede do tubo externo. A partícula sólida irá se mover para o centro do tubo apenas se a velocidade radial for maior do que o campo de força centrífugo. Este cenário ocorre quando a velocidade tangencial perde quantidade de movimento a certa distância à jusante da entrada. O critério de movimento radial da partícula é comparar a velocidade terminal da partícula devido ao campo de força centrífugo com a velocidade radial do líquido; isto é feito pelo número de Stokes radial:

$$StkR = -\frac{(\Delta\rho \cdot d_p{}^2 \cdot U^2)/(18 \cdot \mu \cdot y)}{V}, \tag{5.6}$$

onde y é a posição radial da partícula. Como a velocidade terminal da partícula sólida na direção radial é sempre positiva e a velocidade radial do líquido é negativa é introduzido o sinal negativo na Equação 5.6 para tornar StkR positivo. Valores de StkR maiores que um significam que a partícula sólida se movimenta radialmente para fora devido ao campo de força centrífugo.

Complementarmente, 0<StkR<1 significa que a partícula está sendo arrastada radialmente para o centro do tubo. StkZ e StkR são facilmente determinados a partir de dados numéricos.

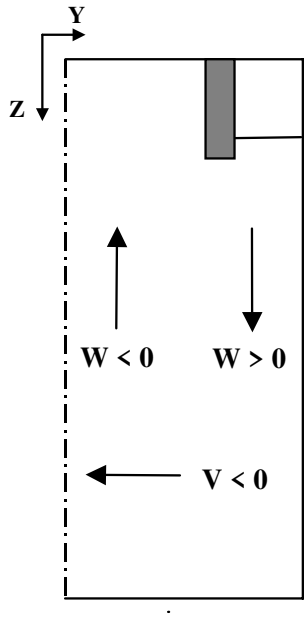


Figura 5.9. Convenção de sinal para as componentes de velocidade radial V e axial W em função do sentido positivo das coordenadas y e z.

StkZ e StkR são determinados numericamente com as informações do campo de escoamento e da densidade e diâmetro da partícula sólida. A Figura 5.10 mostra os mapas de StkZ, StkR e a superfície de captura para o caso referência. A intersecção entre a região onde StkZ = 1 e a região onde 0< StkR <1 define a superfície de captura, representada pela linha preta no terceiro mapa da Figura 5.10. Considerando a geometria cilíndrica das regiões onde StkZ = 1 e StkR < 1 a superfície de captura é a superfície de revolução gerada pela rotação da linha preta ao redor da linha de centro do tubo. StkZ = 1 representa o valor limite entre a separação ou não de partículas sólidas. 0< StkR <1 define uma região onde os sólidos são transportados radialmente para o centro do tubo. O mapa de StkZ mostra a área onde a velocidade terminal da partícula é menor do que a velocidade ascendente do líquido e portanto o sólido é carregado pela corrente líquida. A forma cilíndrica de StkZ ≤ 1 se estende na direção axial com diâmetro próximo ao do tubo de produção. A área em branco no mapa de StkZ representa uma região onde a velocidade do líquido não tem força para carregar o sólido para cima sendo, portanto favorável à separação. A área em branco no mapa de StkR mostra que as partículas sólidas não se movem para o centro

do tubo, mas permanecem junto à parede. Na medida que a velocidade tangencial perde quantidade de movimento, enfraquecendo o campo de força centrífugo, a velocidade radial é capaz de arrastar as partículas sólidas em direção ao centro do tubo.

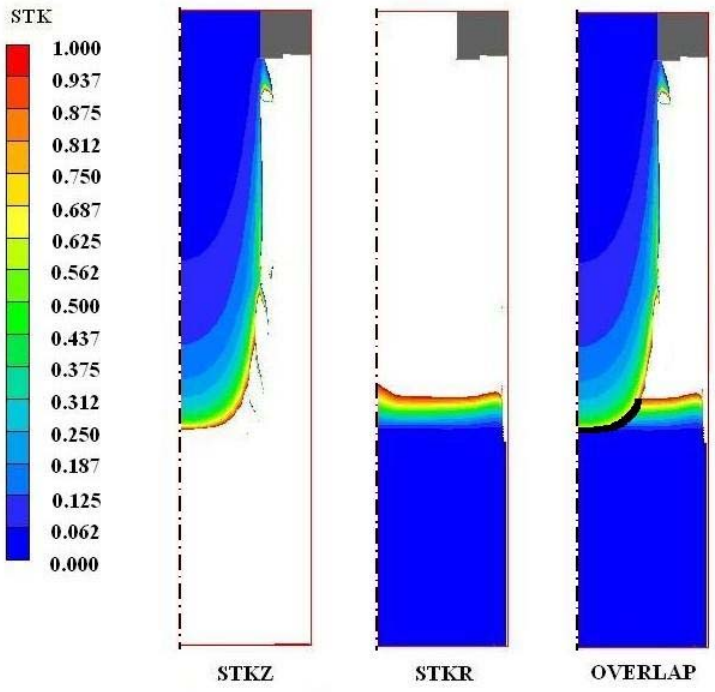


Figura 5.10. Regiões onde 0< StkZ < 1 e 0< StkR < 1 e a superfície de captura indicada pela linha preta (overlap).

A região cilíndrica de 0< StkR <1 se estende da linha de centro até a parede do tubo externo com iso-linhas aproximadamente planas. A sua superfície é muito menor do que a superfície definida por StkZ=1 porque na maior parte da extensão axial desta os sólidos não podem ser transportados para o centro do tubo devido ao campo de força centrífugo. A partícula sólida pode cruzar ou não a superfície de captura. A eficiência de separação depende dos seguintes fatores: extensão da área da superfície de captura, tempo de residência da partícula na direção axial, ou seja, o tempo necessário para a partícula atravessar o comprimento axial da superfície de captura, e velocidade radial do líquido. É esperada uma queda na eficiência de separação quando há um aumento na área da superfície de captura ou no tempo de residência da partícula, ou ainda na velocidade radial do líquido.

5.4 Análise Comparativa de Vazão, Diâmetro de Partícula e Viscosidade

Esta seção investiga os mecanismos de escoamento responsáveis pelas mudanças na eficiência de separação quando a vazão, o diâmetro de partícula ou a viscosidade variam. A análise da eficiência de separação é baseada no tamanho da superfície de captura, no tempo de residência e na velocidade radial da partícula (ou no comprimento de decaimento, L_d). Os casos estudados estão listados na Tabela 5.2. Tomando o caso #1 como referência, a análise da mudança na vazão de líquido é feita comparando os resultados dos casos #1 e #2, a análise das mudanças no diâmetro de partícula é feita com o caso #1 apenas, finalmente a análise do aumento de viscosidade é feita comparando os casos #1 e #3. Os três cenários, em ordem, são mostrados nas Figuras 5.11 a 5.13 como mapas de StkR e StkZ e a superfície de captura.

A Figura 5.11 mostra os mapas de StkZ e StkR e a superfície de captura para os casos #1 e #2. Pode-se observar nos mapas que a forma e o tamanho da superfície de captura para ambos os casos são os mesmos. Medições mais precisas nos mapas indicam que a extensão axial da superfície de captura é de $0.89m<z<0.99m$ e $1.2m<z<1.3m$, para os casos #1 e #2 respectivamente. A velocidade radial máxima na superfície de captura também é aproximadamente a mesma para os casos #1 e #2, isto é VR =0.08 m/s ver Figura 5.8. O que distingue os dois casos é a velocidade axial. Para o caso #1 a velocidade axial descendente é quase duas vezes a do caso #2. Isto se deve ao fato de a velocidade axial descendente ser proporcional à razão Q_z/Q_{in} que possui quase a mesma inclinação para ambos os casos. Desde que a vazão de referência Q_{in} do caso #1 é quase o dobro de Q_{in} do caso #2, assim também ocorre com a velocidade axial descendente. Como conseqüência do aumento da velocidade axial descendente há uma diminuição do tempo de residência e, portanto, as chances de se encontrar partículas cruzando a superfície de captura diminuem. É esperado então um aumento na eficiência de separação quando a vazão de líquido aumenta. Este comportamento está em concordância com a eficiência de separação determinada experimentalmente, que é de 94% e 80% para os casos #1 e #2 respectivamente.

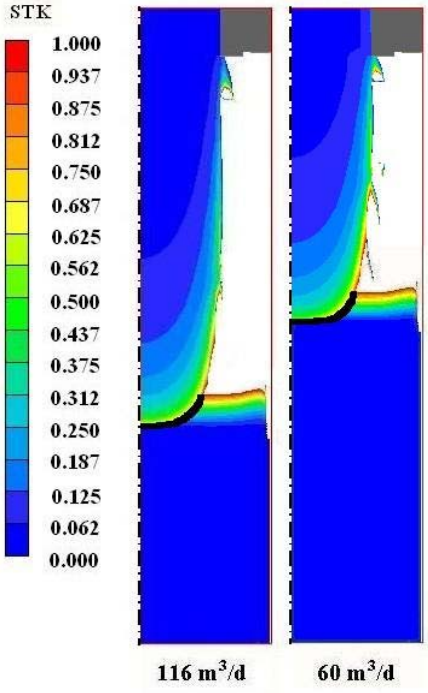


Figura 5.11. Regiões de StkZ < 1e StkR < 1 e superfície de captura para vazões de líquido de 116 m^3/d e 60 m^3/d. Diâmetro de partícula de 900 μm e viscosidades de líquido de 20 cP.

A influência do diâmetro de partícula é analisado a seguir. Os dados provém do caso #1 com três diâmetros de partículas: 250 μm, 900 μm e 4000 μm. Desde que não há perturbação do campo de escoamento introduzido pela presença das partículas sólidas, os campos de escoamento para os três casos são idênticos. A influência do aumento do diâmetro de partícula se mostra no tamanho da superfície de captura. Como pode ser visto na Figura 5.12, partículas com 250 μm de diâmetro têm uma superfície de captura em torno de 5 vezes maior do que o caso com partículas de 900 μm de diâmetro, e o caso com partículas de 4000 μm de diâmetro não apresenta nenhuma superfície de captura. Considerando o último caso, a zona de transporte radial de partículas não intercepta a zona de transporte ascendente de partículas; portanto é esperado 100% de eficiência de separação. Considerando os casos anteriores, o aumento na superfície de captura implica um aumento no tempo de residência e também nas chances de uma partícula atravessar a superfície de captura. Portanto casos com maiores superfícies de captura têm menor eficiência de separação. Esta tendência é confirmada por testes experimentais. A eficiência de separação experimental é de 9%, 94% e 100% para os casos de 250 μm, 900 μm e 4000 μm, respectivamente. O caso

revela que o tempo de residência não depende apenas da velocidade axial descendente, mas também da extensão da superfície de captura, que por sua vez, depende do diâmetro da partícula.

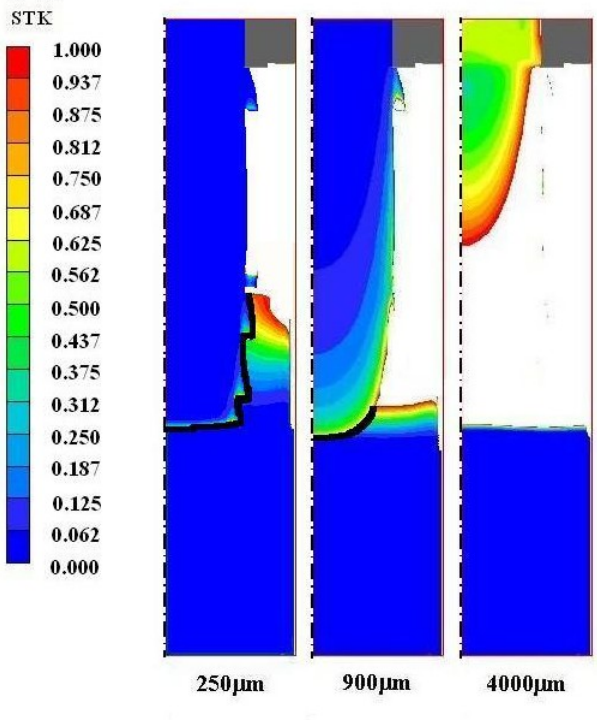


Figura 5.12. Regiões de StkZ < 1e StkR < 1 e superfície de captura para diâmetros de partícula de 250 µm 900 µm e 4000 µm. Vazão de líquido de 120 m^3/d e viscosidade de 20 cP.

O efeito do aumento da viscosidade do líquido é analisado agora. Os casos selecionados são #1 e #3 da Tabela 5.2, que possuem a mesma vazão, mas viscosidades de 20 cP e 100 cP respectivamente. A superfície de captura é mostrada na Figura 5.13. Medições no mapa indicam que as extensões axiais das superfícies de captura são de 1.20m<z<1.32m e 0.53m<z<0.70m correspondendo aos casos de 20 cP e 100 cP respectivamente. Além disso, a velocidade radial, VR, para o caso de 20 cP é 1,5 vezes menor do que o valor observado para 100 cP, como pode ser visto na Figura 5.8. Resumindo, o caso de 20 cP possui uma superfície de captura menor, o que se traduz em um menor tempo de residência e também em menor velocidade radial quando comparado com o caso de 100 cP. Estes dois fatores são favoráveis a uma melhor eficiência de separação para líquidos de 20 cP do que para 100 cP. Esta tendência também é observada

experimentalmente. A eficiência de separação determinada para os casos com 20 cP e 100 cP é de 94% e 9% respectivamente.

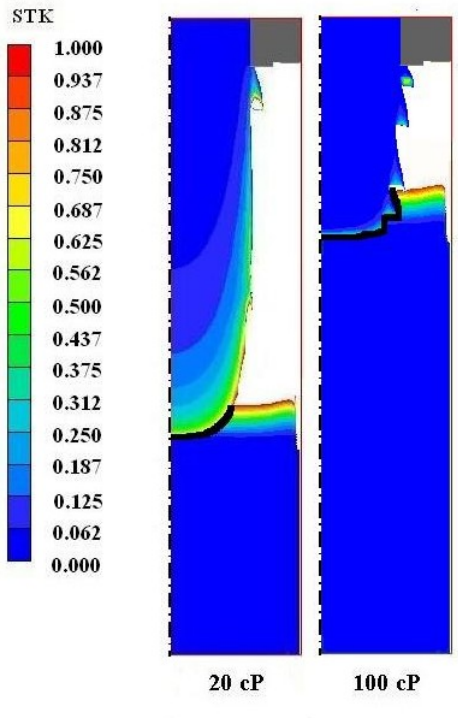


Figura 5.13. Regiões de StkZ < 1e StkR < 1 e superfície de captura para líquidos com viscosidade de 20 cP e 100 cP. Diâmetro de partícula de 900 μm e vazão de 120 m^3/d.

Capítulo 6

Proposição de Modelo Unidimensional para Separador Tubo-Ciclônico

A análise realizada no Capítulo 5 revelou características gerais do escoamento diretamente relacionadas com o processo de separação de partículas sólidas. Ela dá suporte para uma descrição do escoamento no interior do tubo-ciclônico através de um modelo unidimensional baseado na equação 5.4. Neste Capítulo são lançadas as bases para um modelo unidimensional explorando o significado do comprimento de decaimento, o parâmetro L_d, sua dependência da geometria, da vazão e da viscosidade do líquido, e finalmente sua relação com a eficiência de separação do tubo-ciclônico. Apesar de fornecer informações qualitativas importantes, o modelo apresentado está incompleto. São necessários mais trabalhos experimentais e de modelagem, que no momento estão fora do escopo deste estudo. Desenvolve-se com base no modelo, uma análise comparativa entre as duas configurações de separadores baseados no tubo-ciclônico que foram testados experimentalmente, o Cavins e o B1. O objetivo desta análise é entender o desempenho destes separadores através dos conceitos desenvolvidos no presente Capítulo.

6.1 Modelo Unidimensional

A análise numérica revelou que o escoamento no tubo-ciclônico apresenta uma corrente líquida descendente e outra ascendente, de forma que o líquido vai sendo progressivamente transferido da corrente descendente para a ascendente em função da componente de velocidade

radial. Observa-se também que as componentes de velocidade axial e tangencial vão decaindo a uma determinada taxa devido a progressiva mudança de direção do líquido no interior do dispositivo. Assim, para uma determinada distância axial z à jusante da entrada já não se observa movimento líquido. Considerando ainda que a separação entre as correntes líquidas descendente e ascendente ocorre na posição radial equivalente ao diâmetro externo do tubo de produção D_p, é possível obter uma relação entre a vazão total de líquido que entra no dispositivo, Q_{in}, e dois importantes parâmetros do escoamento que são o comprimento de decaimento L_d, e a velocidade radial média $\overline{VR}$. Chega-se então à Equação 5.4 obtida no Capítulo 5:

$$Q_{in} = \overline{VR} \cdot \pi \cdot D_p \cdot L_d \,. \tag{5.4}$$

Em outras palavras a Equação 5.4 estabelece que a vazão Q_{in} que entra no dispositivo terá de cruzar a superfície cilíndrica de diâmetro D_p e comprimento L_d, a uma velocidade radial média $\overline{VR}$ como ilustra a Figura 6.1.

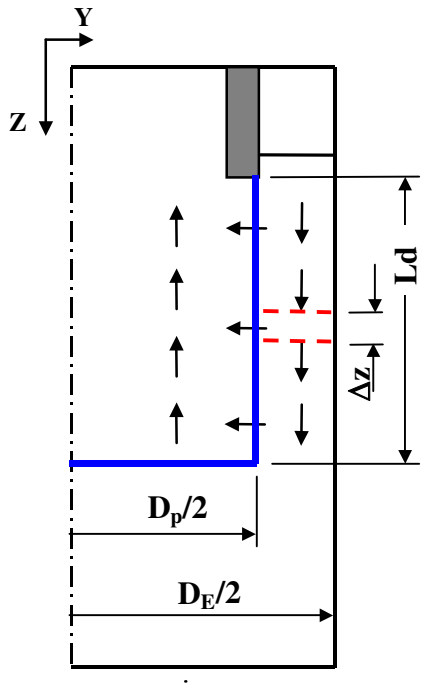


Figura 6.1. Representação unidimensional do escoamento no separador tubo-ciclônico. Comprimento de decaimento L_d e diâmetro de produção D_p.

O comprimento de decaimento L_d corresponde à distância axial medida a partir da extremidade inferior da chicana até o ponto em que não há mais movimento axial e tangencial de líquido. As setas verticais no sentido descendente e ascendente representam o fluxo axial enquanto que as setas horizontais o fluxo radial.

As hipóteses de velocidade radial uniforme e que o diâmetro do tubo de produção seja o divisor das correntes são suportadas pela simulação numérica do campo de velocidades monofásico.

6.1.1 Estimativa do Campo 1-D de velocidades

O comprimento de decaimento L_d depende basicamente da vazão, da viscosidade do líquido e da geometria do tubo-ciclônico, sendo um parâmetro global a ser obtido por medição experimental ou a partir de dados numéricos. Obtido o comprimento de decaimento L_d para uma dada vazão Q_{in} e diâmetro do tubo de produção D_p, pode-se calcular a velocidade radial média $\overline{VR}$.

Aplicando o princípio da conservação da massa ao volume de controle de espessura dz representado pela linha pontilhada na Figura 6.1, temos que a variação da vazão da corrente descendente na direção axial é igual à vazão que sai do volume de controle na direção radial e que é dada pelo produto entre a velocidade radial VR e a área diferencial do cilindro (π. D_p.dz), chega-se então à Equação 5.3:

$$\frac{dQ_z}{dz} = VR \cdot \pi \cdot D_p . \tag{5.3}$$

Substituindo a velocidade radial VR pelo valor médio $\overline{VR}$ ao longo da extensão L_d, Equação 5.4, e integrando a Equação 5.3 da extremidade da chicana (z=0 e $Q(z)=Q_{in}$) até uma posição z qualquer (z=z e Q(z)=Q), após rearranjar os termos chega-se à:

$$Q = Q_{in} - \overline{VR} \cdot \pi \cdot D_p \cdot z \,, \tag{6.1}$$

substituindo a definição de L_d da Equação 5.4 na Equação 6.1 obtém-se:

$$Q = Q_{in}\left(1 - \frac{z}{L_d}\right). \tag{6.2}$$

A Equação 6.2 é um importante resultado e mostra que a vazão axial no sentido descendente Q em qualquer posição z pode ser obtida conhecendo apenas os valores da vazão na entrada Q_{in} e do comprimento de decaimento L_d, ela sugere também que a vazão e a velocidade decaem linearmente, o que é uma aproximação para a inclinação da curva Q_z/Q_{in} na Figura 5.7. Conseqüentemente pode-se obter uma representação 1-D da componente de velocidade axial descendente W em cada posição z do domínio dividindo a Equação 6.2 pela área correspondente, ou seja, as áreas por onde a corrente desce ou sobe no tubo-ciclônico. Assim, a velocidade axial da corrente descendente, representada por $\overline{W}$, é obtida em função da velocidade axial na entrada Win e da taxa de decaimento:

$$\overline{W} = W_{in} \cdot \left(1 - \frac{z}{L_d}\right), \tag{6.3}$$

onde $W_{in} = \frac{4 \cdot Q_{in}}{\pi\left(D_e{}^2 - D_p{}^2\right)}$, e a velocidade axial ascendente, representada por $\overline{W}_{up}$ é dada por:

$$\overline{W}_{up} = W_{in} \cdot \left(1 - \frac{z}{L_d}\right) \cdot R_A \,, \tag{6.4}$$

onde $R_A = \left(\frac{D_e}{D_p} \right)^2 - 1$ representa a razão entre a área anular formada pelo tubo externo e o tubo de produção e a área do tubo de produção.

Pode-se obter também a componente de velocidade tangencial a partir da velocidade axial através da relação U=W/tanα, onde α é o ângulo que as hélices fixas formam com a horizontal. A velocidade tangencial média da corrente descendente representada por $\overline{U}$ é dada por:

$$\overline{U} = \frac{W_{in}}{\tan \alpha} \cdot \left(1 - \frac{z}{L_d} \right). \tag{6.5}$$

Para uma dada posição z, a Equação 6.5 representa a velocidade tangencial do fluido que ocorre na região radial entre o diâmetro do tubo externo e o diâmetro do tubo de produção. Além disto a Equação 6.5 também aproxima o decaimento de U com a distância axial por uma taxa linear com z.

6.1.2 Definição da Superfície de Captura

Uma vez conhecido o campo de velocidades passa-se a investigar o movimento das partículas neste campo. Devido à baixa concentração de sólidos considera-se que a presença das partículas não altera o campo de velocidades. O movimento das partículas é estudado a partir das definições do número de Stokes para as direções axial e radial.

A representação 1-D do campo de escoamento permite que sejam definidos os números de Stokes nas direções axial e radial em função da coordenada z na forma:

$$\overline{StkZ}(z) = \frac{\Delta\rho \cdot {d_p}^2 \cdot g}{18 \cdot \mu \cdot W_{in}\left(1 - z/L_d\right)}, \tag{6.6}$$

$$\overline{StkR}(z) = \frac{\Delta\rho \cdot {d_p}^2}{18 \cdot \mu \cdot \overline{VR}} \cdot \frac{(W_{in} / \tan\alpha)^2}{R} \left(1 - \frac{z}{L_d}\right)^2, \tag{6.7}$$

onde R é o raio médio definido por $(D_e+D_p)/2$. Os adimensionais comparam a velocidade terminal de Stokes da partícula com a velocidade do fluido. O StkZ realiza a comparação da componente de velocidade axial da partícula contra a velocidade da corrente descendente, já StkR realiza a comparação da componente da velocidade radial da partícula contra a velocidade radial $\overline{VR}$.

Identificando StkZin e StkRin quando StkZ e StkR são avaliados em z=0, então as Equações 6.6 e 6.7 podem ser representadas de forma mais compacta por:

$$\overline{StkZ}(z) = \frac{StkZ_{in}}{\left(1 - z/L_d\right)}, \tag{6.8}$$

$$\overline{StkR}(z) = StkR_{in} \cdot \left(1 - \frac{z}{L_d}\right)^2. \tag{6.9}$$

A superfície de captura é delimitada na direção axial pelas coordenadas z_0 e z_1 sendo indicada pela linha preta na superfície do cilindro representada na Figura 6.2. A região de captura é de forma cilíndrica e definida por meio dos adimensionais $\overline{StkZ}(z)$ e $\overline{StkR}(z)$. A posição z_0 corresponde ao início da superfície de captura, ou seja, é a posição a partir da qual as partículas sólidas começam a ser arrastadas da parede para o centro do tubo, a posição z_0 é determinada a partir da Equação 6.7 fazendo $\overline{StkR}$ = 1 de forma que:

$$\left(1 - \frac{z_0}{L_d}\right) = \frac{1}{\sqrt{StkR_{in}}}. \tag{6.10}$$

A posição z_1 corresponde ao final da superfície de captura, ou seja, é a posição onde a velocidade da corrente ascendente do líquido é igual ao valor da velocidade terminal de Stokes da partícula, sendo que, na corrente ascendente para qualquer $z < z_1$ o líquido tem força para arrastar partículas sólidas para cima. z_1 é a posição axial z correspondente a uma velocidade ascendente igual a velocidade terminal de Stokes da partícula:

$$\frac{\Delta\rho \cdot d_p{}^2 \cdot g}{18 \cdot \mu} = W_{up} = W_{in} \cdot \left(1 - \frac{z_1}{L_d}\right) \cdot R_A \,, \tag{6.11}$$

ou

$$\left(1 - \frac{z_1}{L_d}\right) = \frac{StkZ_{in}}{R_A} \,. \tag{6.12}$$

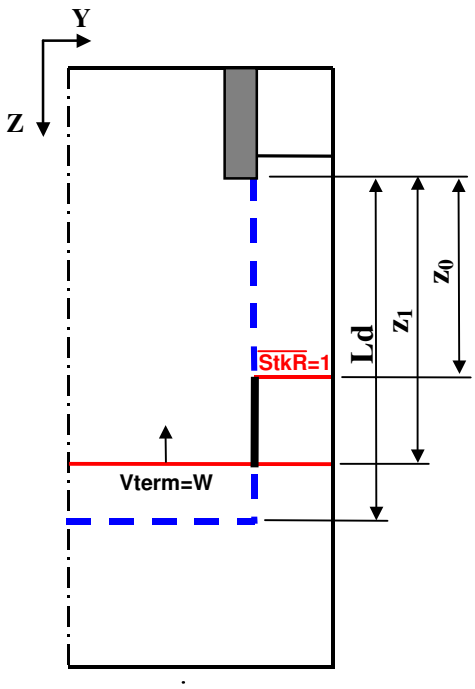


Figura 6.2. Superfície de captura para o modelo unidimensional do tubo-ciclônico. $\overline{StkZ} \leq 1$ para corrente ascendente e $\overline{StkR} \leq 1$ para corrente descendente.

Note que se o comprimento de decaimento for conhecido, a priori, pode-se obter os demais parâmetros importantes para a análise do processo de separação, como a velocidade radial média $\overline{VR}$, os valores médios das velocidades $\overline{W}(z)$, $\overline{W}_{up}(z)$, e $\overline{U}(z)$, os valores de Stokes axial e radial $\overline{StkZ}(z)$ e $\overline{StkR}(z)$, e o comprimento da superfície de captura (z_1 - z_0). Conhecendo ainda as velocidades terminais de Stokes da partícula nas direções axial e radial, pode-se determinar tempos de residência para a partícula sólida nas direções axial e radial na região da superfície de captura através da equação do movimento da partícula sólida.

6.1.3 **Estimativa dos Tempos de Residência**

Uma das principais características dos separadores tubo-ciclônicos é que a ingestão ou separação das partículas sólidas ocorre somente na região definida pela superfície de captura. Antes da partícula sólida atingir z_0 ela está junto à parede externa devido ao campo centrífugo. Após z_0 a partícula apresenta movimento radial em direção ao centro do tubo. Se ela cruzar a superfície de captura antes da distância z_1 ela será ingerida, do contrário separada. As trajetórias das partículas estão representadas esquematicamente na Figura 6.3.

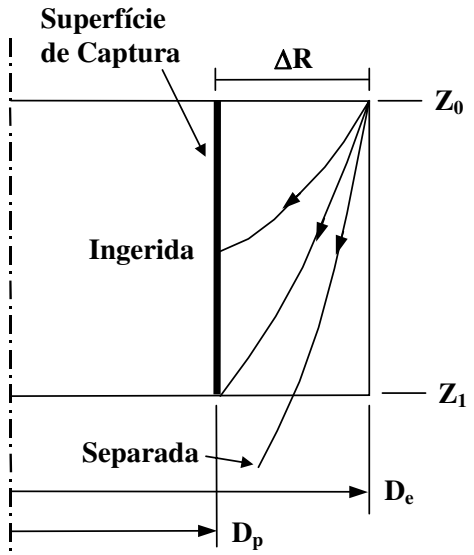


Figura 6.3. Possíveis trajetórias da partícula na região da superfície de captura para o modelo unidimensional do tubo-ciclônico.

Para saber se as partículas serão separadas ou não é necessário conhecer suas trajetórias ou seu tempo de residência nas direções axial e radial. Δta é o intervalo de tempo axial, definido como o intervalo de tempo gasto por uma partícula para sair de z_0 e atingir z_1. Δtr é o intervalo de tempo radial. Ele é definido como o intervalo de tempo gasto para uma partícula viajar da posição radial $y=D_e/2$ em direção ao centro até atingir $y= D_p /2$. No contexto dos tempos Δta e Δtr pode-se dizer que há separação se Δta/Δtr < 1, isto é, a partícula gasta menos tempo para atingir z_1 do que para cruzar a posição radial $D_p/2$.

Os tempos de residência axial e radial são estimados a partir do campo de velocidades 1-D, para partículas em regime de Stokes (Re << 1) e em regime permanente, isto é, a partícula não está acelerando. Considerando estas aproximações a trajetória descendente de uma partícula na direção axial é expressa por:

$$\frac{dz}{dt} = W_{in} \cdot \left(1 - \frac{z}{L_d}\right) + \frac{\Delta\rho \cdot {d_p}^2 \cdot g}{18 \cdot \mu}, \tag{6.13}$$

substituindo a definição de $StkZ_{in}$ na Equação 6.13 chega-se a:

$$\frac{dz}{dt} = W_{in}\left[\left(1 - \frac{z}{L_d}\right) + StkZ_{in}\right]. \tag{6.14}$$

Separando as variáveis e integrando a Equação 6.14 chega-se a:

$$\frac{\Delta t_a}{\tau} = \ln\left[\frac{\left(1 - z_0 / L_d\right) + StkZ_{in}}{\left(1 - z_1 / L_d\right) + StkZ_{in}}\right], \tag{6.15}$$

onde τ é a constante de tempo definida por $\tau = L_d/W_{in}$. Utilizando as Equações 6.10 e 6.12 também se pode expressar z_0/L_d e z_1/L_d em função de $StkR_{in}$ e $StkZ_{in}$ de forma que a Equação 6.15 passa a ser:

$$\frac{\Delta t_a}{\tau} = \ln\left[\left(1 + \frac{1}{StkZ_{in}\sqrt{StkR_{in}}}\right)\cdot\left(\frac{R_A}{R_A + 1}\right)\right]. \tag{6.16}$$

Pode-se determinar uma função inversa entre a distância axial z percorrida pela partícula e o tempo a partir da Equação 6.15:

$$z(t) = L_d\left[(1 + StkZ_{in}) - e^{-\frac{t}{\tau}}\left(\left(1 - \frac{z_0}{L_d}\right) - StkZ_{in}\right)\right], \tag{6.17}$$

considerando que $StkZ_{in} << 1$ pode-se simplificar a Equação 6.17 para chegar a:

$$\frac{z(t)}{L_d} = 1 - e^{-\frac{t}{\tau}}\left(1 - \frac{z_0}{L_d}\right). \tag{6.18}$$

A equação da trajetória radial da partícula é definida pela equação:

$$\frac{dy}{dt} = \frac{\Delta\rho \cdot d_p{}^2 \cdot (U^2 / R)}{18 \cdot \mu} - \overline{VR}, \tag{6.19}$$

substituindo as Equações 6.5 e 6.9 na Equação 6.19 chega-se a:

$$\frac{dy}{dt} = \overline{VR}\left[StkR_{in}\left(1 - \frac{z}{L_d}\right)^2 - 1\right]. \tag{6.20}$$

É complexo obter o tempo de residência radial a partir da integração da Equação 6.20 porque é necessário expressar z em função de y. Entretanto é possível determinar o deslocamento radial uma vez que z em função do tempo é dado pela Equação 6.18. Separando as variáveis e integrando a Equação 6.20 em função do tempo dt,

$$\int_{y=0}^{y=-\Delta R} dy = \int_{t=0}^{t=\Delta t_r} \overline{VR}\left[StkR_{in}\left(1-\frac{z(t)}{L_d}\right)^2 - 1\right] dt\,, \tag{6.21}$$

além disto, substituindo a definição de $z(t)/L_d$ dada pela Equação 6.18 na Equação 6.21 chega-se a:

$$-\frac{\Delta R}{\overline{VR}} = \frac{\tau}{2}\left(1-e^{-\frac{2\Delta t_r}{\tau}}\right) - \Delta t_r\,, \tag{6.22}$$

multiplicando os dois lados da Equação 6.22 por $(2/\tau)$:

$$-2\left(\frac{\Delta R/\overline{VR}}{\tau}\right) = \left(1-e^{-\frac{2\Delta t_r}{\tau}}\right) - 2\left(\frac{\Delta t_r}{\tau}\right). \tag{6.23}$$

Não é possível encontrar uma expressão analítica exata para Δt_r a partir da Equação 6.23. Entretanto uma aproximação em séries de Taylor até segunda ordem ao redor de zero para o lado direito da Equação 6.23 permite determinar uma expressão analítica aproximada para Δt_r:

$$\Delta t_r = \sqrt{\frac{\Delta R}{\overline{VR}}\cdot\tau}\,, \tag{6.24}$$

substituindo a definição $\overline{VR} = \frac{A_{in}}{\pi\cdot D_p}\cdot\frac{1}{\tau}$ na Equação 6.24:

$$\frac{\Delta t_r}{\tau} = \sqrt{\frac{\Delta R \cdot \pi \cdot D_p}{A_{in}}}, \tag{6.25}$$

onde A_{in} é a área anular do tubo-ciclônico definida por $A_{in} = \frac{\pi \cdot (D_e{}^2 - D_p{}^2)}{4}$, e ΔR é a distância radial entre a parede do tubo externo e a superfície de captura $\Delta R=(D_e-D_p)/2$. No instante inicial (t = 0) as partículas estão na parede externa na posição axial z_0.

6.1.4 **Estimativa da Eficiência de Separação**

Os tempos de residência axial e radial são computados com a partícula se deslocando a partir da mesma origem no instante inicial, ou seja, da posição axial z_0 na parede do tubo externo, de modo que esses tempos podem ser comparados diretamente. A razão entre os tempos de residência axial e radial pode revelar tendências de aumento ou diminuição da eficiência de separação dos tubo-ciclônicos. Baseado na Figura 6.3 espera-se que as partículas sejam ingeridas quando $\Delta ta/\Delta tr > 1$, ou sejam separadas quando $\Delta ta/\Delta tr < 1$. Desta maneira podemos pensar que o aumento da eficiência de separação ocorre quando $\Delta ta/\Delta tr$ diminui. Como o modelo utiliza valores médios para o campo de velocidade é preciso ter em vista que os tempos de residência e a razão entre eles serão também valores médios e estimados.

A razão entre os tempos de residência axial e radial é estimada pela razão entre as Equações 6.16 e 6.25:

$$\frac{\Delta t_a}{\Delta t_r} = \ln\left(1 + \frac{1}{StkZ_{in}\sqrt{StkR_{in}}}\right)^{\sqrt{\frac{1}{2}\left(1+\sqrt{R_A+1}\right)}} - \ln\left(\frac{R_A+1}{R_A}\right)^{\sqrt{\frac{1}{2}\left(1+\sqrt{R_A+1}\right)}} \tag{6.26}$$

.

Em princípio a razão de áreas é uma grandeza que pode variar na faixa $0 < R_A < \infty$. Entretanto a faixa de aplicação para os separadores tubo-ciclônicos fica restrita a $0 < R_A < 1$, sendo

que o limite superior ocorre para um tubo externo com diâmetro 1,4 vezes o diâmetro do tubo de produção. Considerando a faixa de $0 < R_A < 1$ o expoente $\sqrt{1/2\left(1+\sqrt{R_A+1}\right)}$ assume valores variando entre 1 e 1,1. No presente caso vamos aproxima-lo para a unidade de modo que a Equação 6.26 pode ser simplificada.

$$\frac{\Delta t_a}{\Delta t_r} = \ln\left(1+\frac{1}{StkZ_{in}\sqrt{StkR_{in}}}\right) - \ln\left(\frac{R_A+1}{R_A}\right) . \tag{6.27}$$

A eficiência de separação é proporcional a razão dos tempos Δta/Δtr, entretanto a constante de proporcionalidade deve ser ajustada a partir de dados experimentais e do conhecimento do parâmetro L_d. Esta análise está fora do escopo deste trabalho. A informação que se quer extrair da Equação 6.27 neste trabalho é qualitativa. Se considerarmos um estado de operação do separador como referência, podemos saber se a sua eficiência aumenta ou diminui se Δta/Δtr diminui ou cresce respectivamente. Isto permite avaliar como a variação dos parâmetros geométricos (ΔR, D_p, D_e e α), operacionais (W_{in}), do fluido e da partícula (μ, ρ, ρ_p, d_p) influenciam na eficiência se for conhecido como L_d se comporta em função destes mesmos parâmetros. Um aspecto interessante da Equação 6.27 é que os parâmetros μ, d_p, L_d, W_{in} e α estão representados no primeiro termo do lado direito da expressão, enquanto que o segundo termo contém apenas parâmetros geométricos. Ele mostra que a diminuição da razão de áreas R_A sempre leva a uma diminuição de Δta/Δtr e conseqüentemente a um aumento de eficiência.

Passa-se a seguir a analisar o primeiro termo do lado direito da Equação 6.27. Primeiramente investiga-se a influencia da viscosidade, do diâmetro de partícula, da inclinação da hélice fixa e da vazão na razão entre os tempos, para isso o termo $StkZ_{in}\sqrt{StkR_{in}}$ é escrito em função dos parâmetros do separador:

$$StkZ_{in}\sqrt{StkR_{in}} = \left(\frac{\Delta\rho \cdot {d_p}^2 \cdot g}{18\cdot\mu}\right)^{3/2} \cdot \frac{1}{\tan\alpha\cdot\sqrt{g}} \cdot \sqrt{\tau} \cdot \frac{2}{D_p\sqrt{2R_A}} . \tag{6.28}$$

Um importante termo na Equação 6.28 é $\sqrt{\tau}$, em que a constante de tempo definida por ($\tau = L_d/W_{in}$) está relacionada à vazão Q_{in}, à viscosidade do líquido μ, ao ângulo de inclinação das hélices fixas α, aos diâmetros do tubo de produção D_p e externo D_e, ou seja, algumas das variáveis que definem a eficiência de separação η. O aumento de viscosidade do líquido para um dado cenário de operação causa uma redução no comprimento de decaimento L_d, de modo que a velocidade radial média $\overline{VR}$ aumenta. Este efeito favorece o transporte de partículas sólidas em direção ao centro do tubo onde a corrente de líquido ascendente pode arrastar as partículas e conseqüentemente há uma redução na eficiência de separação. O aumento na viscosidade traz uma diminuição em $\sqrt{\tau}$ e também no termo $(1/\mu)^{3/2}$. Conseqüentemente o aumento na viscosidade resultará em um aumento na razão entre os tempos através da Equação 6.27, tendência que está de acordo com resultados experimentais que mostram uma diminuição da eficiência de separação sob estas condições.

O diâmetro de partícula influi por meio do termo dp^3 na Equação 6.28. Assim, considerando um aumento no diâmetro de partícula para todas as demais condições fixas, observa-se pela Equação 6.27 que há uma diminuição na razão entre os tempos e um aumento na eficiência de separação, tendência que está em concordância com resultados experimentais. Um aumento da inclinação das hélices fixas α causa uma diminuição em L_d e um aumento na razão entre os tempos através dos termos $1/\tan\alpha$ e $\sqrt{\tau}$ na Equação 6.28, ocorrendo uma conseqüente diminuição da eficiência de separação. O termo $1/\tan\alpha$ está associado a componente tangencial da velocidade através de $U = W/\tan\alpha$. A diferença de densidades influi através do termo $\Delta\rho^{3/2}$ na Equação 6.28 e atua no sentido diminuir a razão entre tempos e melhorar a separação quando há um aumento na densidade do sólido em relação a densidade do fluido.

A seguir é realizada uma análise de sensibilidade da Equação 6.27 em função da razão de áreas e da constante de tempo. Para isto foi necessário desenvolver um cenário de operação com as seguintes propriedades: viscosidade de líquido de 100 cP, diâmetro de partícula de 900 μm, diferença de densidade sólido-líquido $\Delta\rho = 1900$ kg/m^3, ângulo de inclinação das hélices fixas α= 10 graus e diâmetro do tubo de produção D_p = 48 mm. O primeiro termo do lado direito da

Equação 6.27 é calculado para três valores da constante de tempo: τ = 0,5 s, τ = 1 s e τ = 2 s. Os três valores escolhidos para τ se situam dentro de uma faixa de valores obtidos de dados experimentais. A Figura 6.4 mostra a variação do primeiro termo do lado direito da Equação 6.27 em função da razão de áreas R_A para o cenário de operação desenvolvido. Nota-se que há uma diminuição do primeiro termo do lado direito da Equação 6.27 para uma diminuição na razão de áreas R_A e também para um aumento de τ.

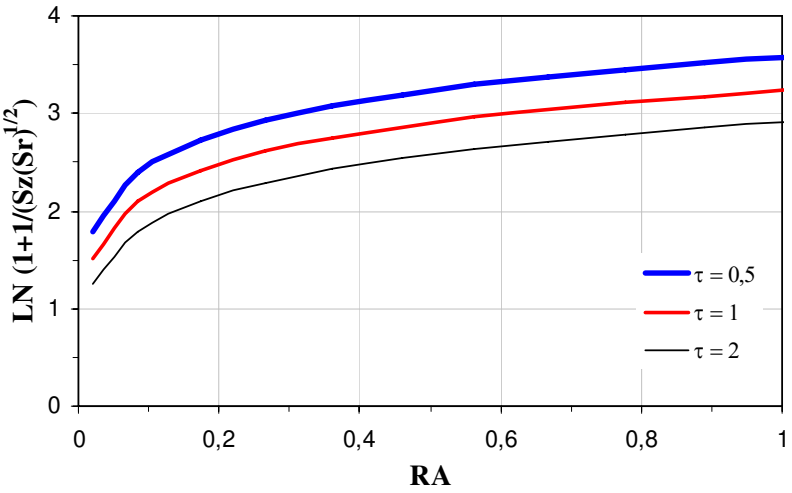


Figura 6.4. Variação do primeiro termo do lado direito da Equação 6.27 em função de R_A para três valores de τ.

Analisa-se em seguida apenas os parâmetros geométricos através do segundo termo do lado direito da Equação 6.27. A Figura 6.5 mostra a variação do segundo termo do lado direito da Equação 6.27 em função da razão de áreas R_A para um diâmetro do tubo de produção D_p=48 mm. Observa-se um aumento do segundo termo do lado direito da Equação 6.27 com a diminuição de R_A, o que contribui para uma redução da razão entre tempos e melhora na eficiência de separação.

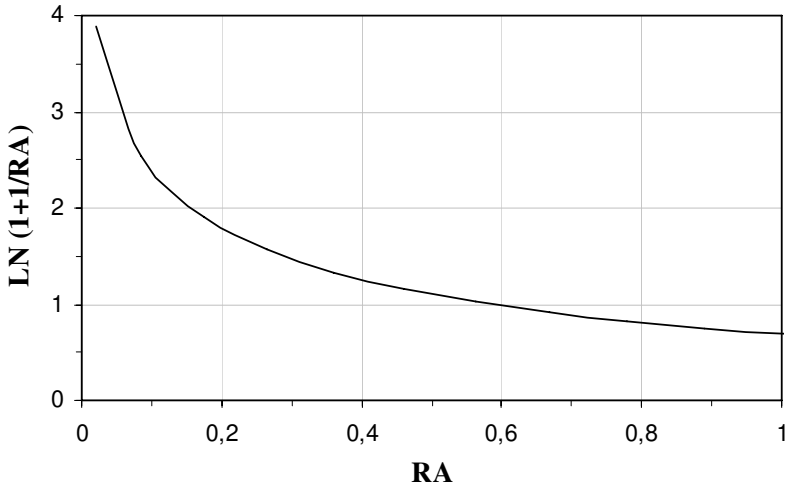


Figura 6.5. Variação do segundo termo da Equação 6.27 em função de R_A.

A Figura 6.6 mostra a razão entre tempos dada pela Equação 6.27 combinando-se os dois termos estudados. A análise é em função do parâmetro R_A considerando-se o cenário de operação desenvolvido para três valores da constante de tempo: $\tau = 0{,}5$ s, $\tau = 1$ s e $\tau = 2$ s.

Pode-se observar a tendência de diminuição da razão entre tempos com a diminuição de R_A e também com o aumento de τ. Considerando uma partícula com iguais tempos de residência axial e radial de modo que $\Delta ta/\Delta tr = 1$, a sua trajetória deverá passar pelo limite inferior da superfície de captura, ver Figura 6.3. Este caso representa um limite entre separação ou ingestão de partículas, sendo que, para $\Delta ta/\Delta tr < 1$ há separação e para $\Delta ta/\Delta tr > 1$ há ingestão de partículas. No entanto, como não se conhece a constante de proporcionalidade entre $\Delta ta/\Delta tr$ e a eficiência de separação, interessa mais saber se há um aumento ou diminuição da razão $\Delta ta/\Delta tr$ de um cenário para outro. Considere-se, a título de exemplo, o separador Cavins operando no cenário desenvolvido. Se o diâmetro do tubo externo do Cavins, $D_e = 61{,}4$ mm, for reduzido para 52 mm, a razão de áreas correspondente diminui de $R_A = 0{,}63$ para $R_A = 0{,}17$ e conseqüentemente, a razão entre tempos diminui de 2,4 para 0,8 para $\tau = 0{,}5$ s.

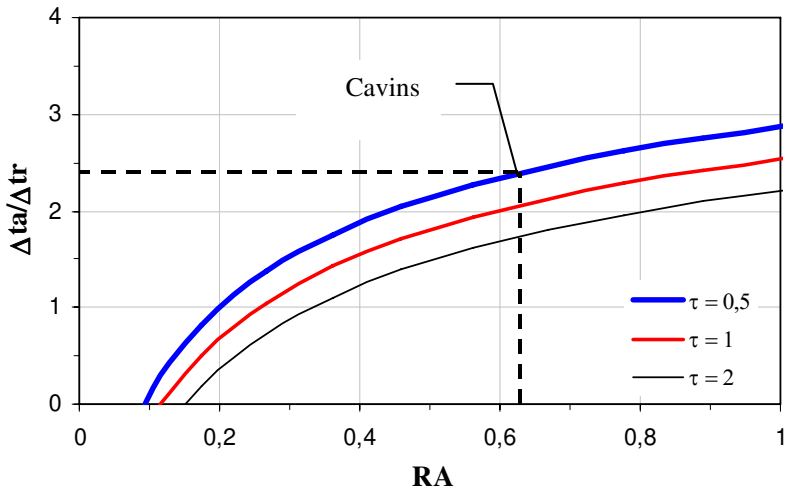


Figura 6.6. Variação da razão entre tempos em função do parâmetro geométrico R_A.

Nota-se que a redução do diâmetro do tubo externo leva a um aumento na eficiência do separador através da redução na razão entre tempos.

Desenvolve-se a seguir um segundo cenário de operação para análise de sensibilidade da Equação 6.27 com as seguintes propriedades: viscosidade de líquido de 20 cP, diâmetro de partícula de 900 μm, diferença de densidade sólido-líquido $\Delta\rho$ = 1900 kg/m^3, ângulo de inclinação das hélices fixas α= 10 graus e diâmetro do tubo de produção D_p = 48 mm. A Figura 6.7 mostra a razão entre tempos dada pela Equação 6.27 em função do parâmetro R_A considerando-se o segundo cenário de operação para três valores da constante de tempo: τ = 0,5 s, τ = 1 s e τ = 2 s.

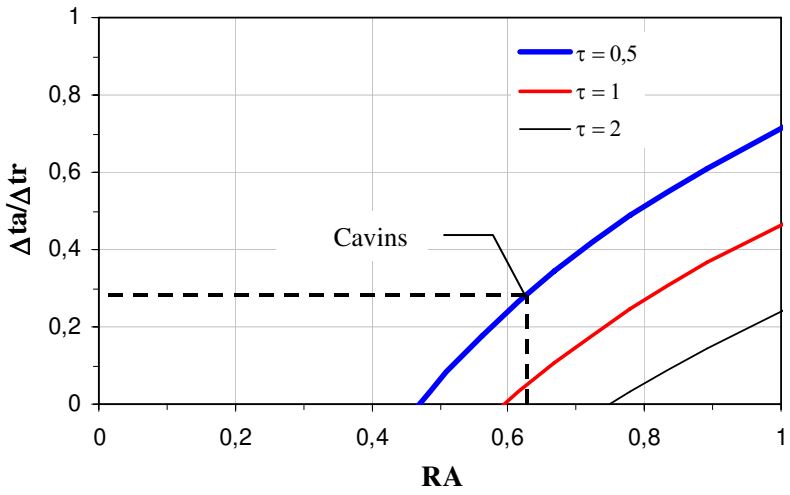


Figura 6.7. Variação da razão entre tempos em função do parâmetro geométrico R_A. Segundo cenário de operação.

Considera-se o separador Cavins operando de acordo com as definições no segundo cenário. Para a razão de áreas do Cavins, $R_A = 0,63$, a razão entre tempos é de 0,3 para $\tau = 0,5$ s. A análise de sensibilidade da Equação 6.27 realizada com os dois cenários propostos mostra uma concordância entre a tendência indicada pela razão entre tempos e dados experimentais de eficiência de separação do separador Cavins. Considerando o R_A do Cavins, a mudança do primeiro cenário de operação com viscosidade de 100 cP para o segundo cenário com viscosidade de 20 cP diminui a razão $\Delta ta/\Delta tr$ de 2,4 para 0,3, ou seja, há uma redução de 8 vezes. A Tabela 6.1 mostra dados de testes experimentais realizados com o Cavins, reportados no Capítulo 4. Observa-se que, para uma redução da viscosidade de 100 cP para 23 cP há um aumento da eficiência de separação correspondente da ordem de 10 vezes. Mesmo considerando a pequena diferença entre os cenários da análise de sensibilidade da Equação 6.27 e os cenários dos testes experimentais, observa-se uma proporcionalidade entre a razão $\Delta ta/\Delta tr$ e a eficiência de separação η para o Cavins. A constante de proporcionalidade deverá ser determinada em futuros estudos.

Tabela 6.1. Testes de eficiência de separação realizados com o Cavins.

teste	$\mathbf{Q_{in}}$	$\Delta\rho$	μ	$\mathbf{d_p}$	η
#	(m^3/d)	(kg/m^3)	(cP)	(μm)	(%)
26	116	1695	100	900	9
43	116	1731	23	900	95

Observa-se nas Figuras 6.6 e 6.7 que a razão entre tempos pode assumir valores negativos. Este resultado não possui sentido físico. Para que $\Delta ta/\Delta tr$ seja positivo, é necessário que o argumento do logaritmo na Equação 6.15 seja maior que 1, de modo que:

$$\left(1-\frac{z_0}{L_d}\right) \geq \left(1-\frac{z_1}{L_d}\right), \tag{6.29}$$

substituindo as Equações 6.10 e 6.12 em 6.29 e rearranjando os termos chega-se a:

$$R_A \geq \frac{StkZ_{in}}{\sqrt{StkR_{in}}}. \tag{6.30}$$

A Equação 6.30 estabelece a condição para que $\Delta ta/\Delta tr$ seja positivo. Ocorre, porém, que tanto $StkZ_{in}$ quanto $StkR_{in}$ dependem de W_{in}, e conseqüentemente de R_A. Ao modificar R_A modifica-se W_{in} e L_d, portanto existe uma dependência entre τ e R_A. As Figuras 6.6 e 6.7 mostram que para um mesmo cenário de operação uma diminuição em τ desloca a curva $\Delta ta/\Delta tr$ para cima. Para os fins da presente análise considerou-se que τ e R_A eram parâmetros independentes, assim, o efeito que escapa ao atual modelo unidimensional é o quanto $\Delta ta/\Delta tr$ se desloca no eixo das ordenadas para uma variação em R_A. A proporcionalidade entre τ e R_A deve ser objeto de futuros estudos experimentais, os quais também estão fora do escopo do presente trabalho.

Para referência a Tabela 6.2 mostra um painel do comportamento da razão entre os tempos de residência em função de aumentos nos parâmetros analisados. As setas para cima indicam

aumento, para baixo, diminuição, a interrogação significa que o modelo não realiza prognóstico. A segunda coluna da esquerda para a direita mostra a proporcionalidade de cada parâmetro na Equação 6.28. A última coluna indica a tendência de variação para a eficiência de separação.

Tabela 6.2. Variação da razão entre tempos em função dos argumentos dos ln da Equação 6.27.

	StkZin(StkRin)$^{1/2}$	$1+1/R_A$	**$(\tau)^{1/2}$**	**$\Delta ta/\Delta tr$**	η
μ ↑	$\sim (1/\mu)^{3/2}\sqrt{\tau}$	-	↓	↑	↓
d_p ↑	$\sim dp^3$	-	-	↓	↑
α ↑	$\sim 1/\tan\alpha\sqrt{\tau}$	-	↓	↑	↓
R_A ↑	$\sim 1/\left(D_p\sqrt{2R_A}\right)$	↓	?	↑	↓
Q_{in} ↑*	$\sim\sqrt{\tau}$	-	?	?	?

A Tabela 6.2 é um resumo dos principais resultados do modelo unidimensional. Ela mostra que o aumento de:

(a) viscosidade causa uma redução em η;

(b) diâmetro de partícula causa um aumento em η;

(c) inclinação das hélices causa uma redução em η;

(d) R_A causa uma redução de η.

O modelo é inconclusivo com relação ao aumento de vazão pois não se conhece como τ varia com o aumento de vazão.

A seguir são apresentados alguns comentários sobre L_d. O comprimento de decaimento L_d depende, dentre outros parâmetros, da geometria, da viscosidade e da rotação do fluido. Expresso em termos adimensionais, L_d depende dos números de Reynolds Re, de Froude Fr e da razão de áreas R_A, onde Re e Fr foram definidos no Capítulo 4.

* O aumento de vazão apresentou resultado contrário ao esperado. É necessário obter mais dados a respeito da variação de τ com a vazão.

Para W_{in} constante, aumentando Fr ou Re aumenta-se L_d, conseqüentemente aumenta-se τ e, pelas Equações 6.28 e 6.27 melhora-se a eficiência de separação. Para Re constante, L_d dependerá de Fr através da rotação do fluido, que por sua vez é função do ângulo de inclinação das hélices fixas α e do comprimento da chicana. Para um ângulo α fixo, quanto maior o comprimento da chicana mais rapidamente a rotação irá decair, diminuindo L_d e τ, e dificultando a separação. Portanto, é desejável que os separadores tubo-ciclônicos possuam o menor comprimento de chicana possível para que a rotação e o comprimento de decaimento L_d se prolonguem o máximo possível, favorecendo a separação. O efeito da variação de R_A no modelo unidimensional ainda precisa ser confirmado experimentalmente, porém há indicações que sua redução leva a uma melhora na eficiência de separação. É preciso considerar ainda que há limitações de operação na variação de R_A, isto é, o menor valor que R_A pode assumir é aquele que produz uma folga anular tal que seu espaçamento radial é maior que a dimensão da maior partícula sólida que passa pelo separador.

Por enquanto não é possível tirar conclusões da influência da variação de vazão na razão entre os tempos de residência, pois para um aumento de vazão ocorre um aumento em L_d e também em Win, de forma que não é possível afirmar se para um aumento de vazão o parâmetro τ irá crescer ou diminuir. É necessário obter dados experimentais relacionando a variação de L_d e Win em função da variação de vazão. É necessário também, realizar simulações numéricas mais realistas onde se leve em conta os jatos na entrada e a influência da turbulência no campo de escoamento. Por fim, deve-se levar em conta as limitações do modelo unidimensional, que utiliza um decaimento linear como uma aproximação para se obter o campo de velocidades, isto é, talvez este modelo linear de decaimento não descreva propriamente o fenômeno físico.

6.2 Análise Comparativa das Configurações de Separadores Testados

Na etapa experimental do trabalho, buscou-se avaliar a influência da rotação do fluido na eficiência de separação através de uma configuração de separador que dissipa a componente

tangencial da velocidade, esta configuração foi designada por B1. Os resultados dos testes realizados com o Cavins e o B1 estão no Capítulo 4.

O estudo numérico e experimental do separador tubo-ciclônico revelou mecanismos do escoamento importantes para se entender o processo de separação de sólidos, como a transferência progressiva de líquido da corrente descendente para a ascendente que gera uma componente de velocidade na direção radial no escoamento. Este efeito permite compreender porque a configuração B1 não apresentou bons resultados, e possibilita igualmente entender as características favoráveis à separação dos tubo-ciclônicos.

Desenvolve-se a seguir com base no modelo unidimensional uma análise comparativa entre os separadores Cavins e B1.

6.2.1. Análise Comparativa: Cavins e B1

A Figura 6.8 mostra representações esquemáticas do separador Cavins e da configuração B1, extensão ao Cavins testada experimentalmente. A configuração B1 consiste de um prolongamento da chicana do Cavins com comprimento total L= 387 mm. Considerando um cenário de operação com vazão, viscosidade e diâmetro de partícula constantes, o prolongamento da chicana no B1 atua aumentando a área de atrito do fluido com as paredes e reduzindo conseqüentemente a rotação do fluido. Ao reduzir a rotação do fluido há uma redução do comprimento de decaimento L_d. Observa-se pela Equação 5.4 que L_d e $\overline{VR}$ são inversamente proporcionais, ou seja, quanto menor o comprimento de decaimento L_d maior será a velocidade radial média $\overline{VR}$ do líquido para satisfazer a conservação da massa. O aumento da velocidade radial do líquido favorece o deslocamento das partículas para o centro do tubo, onde elas podem ser arrastadas pela corrente ascendente do fluido. Desta forma, a redução em L_d na configuração B1 em relação ao Cavins acarreta uma diminuição na eficiência de separação. Os resultados de testes experimentais realizados com o Cavins e B1 confirmam está análise.

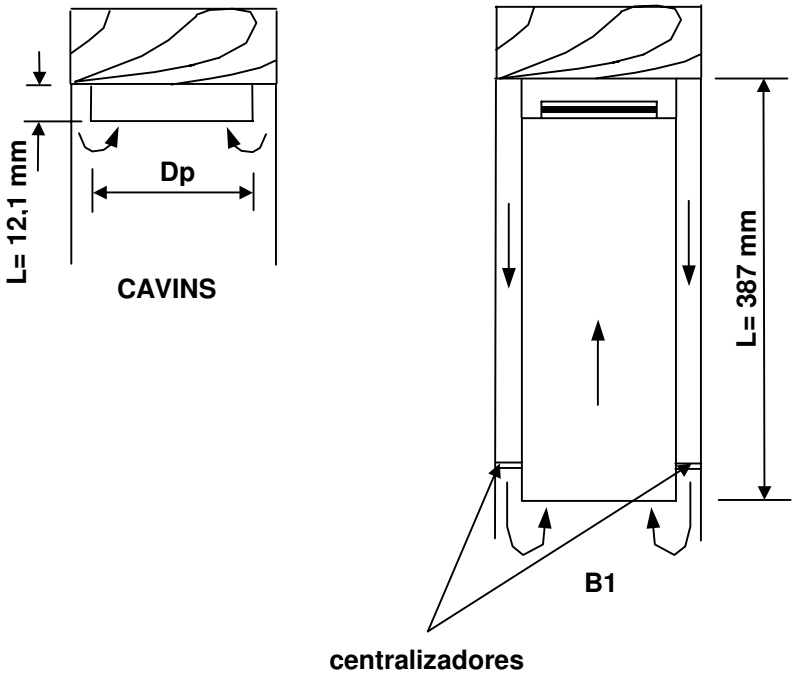


Figura 6.8. Configurações de separadores: Cavins e Série B1.

As Figuras 4.1 e 4.2, repetidas abaixo por conveniência mostram, respectivamente a eficiência de separação do Cavins e do B1 em função da viscosidade para duas vazões: 60 m^3/d e 116 m^3/d e esferas de vidro de 900 μm de diâmetro. Os resultados experimentais mostram que a eficiência de separação do Cavins aumenta rapidamente com a diminuição da viscosidade, se aproximando de 100% para a viscosidade de 20 cP. A Figura 4.2 mostra que a eficiência de separação do B1 se manteve constante e abaixo de 20% em uma faixa de viscosidade que vai de 113cP a 23cP. Para a viscosidade de 1 cP a eficiência do B1 é de 100%, porém, comparado ao Cavins o B1 deverá se aproximar da eficiência de 100% para valores de viscosidade menores.

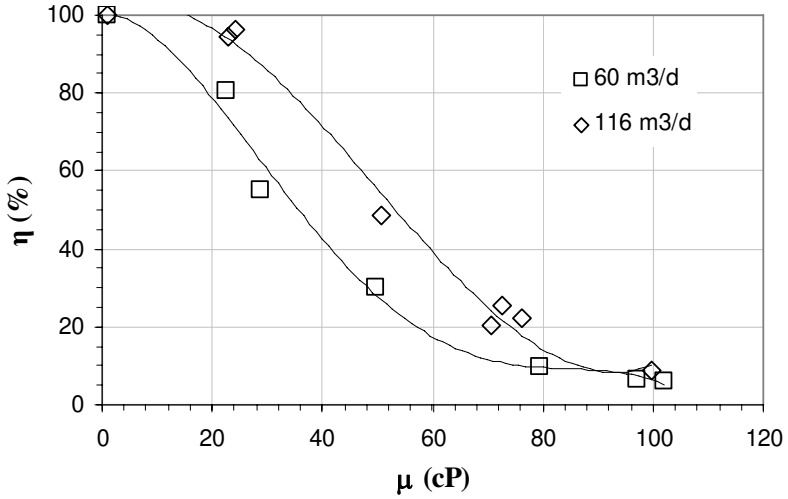


Figura 4.1. Ensaio experimental de eficiência de separação com o Cavins em função da viscosidade para vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d. O material particulado foi esfera de vidro de diâmetro de 900μm.

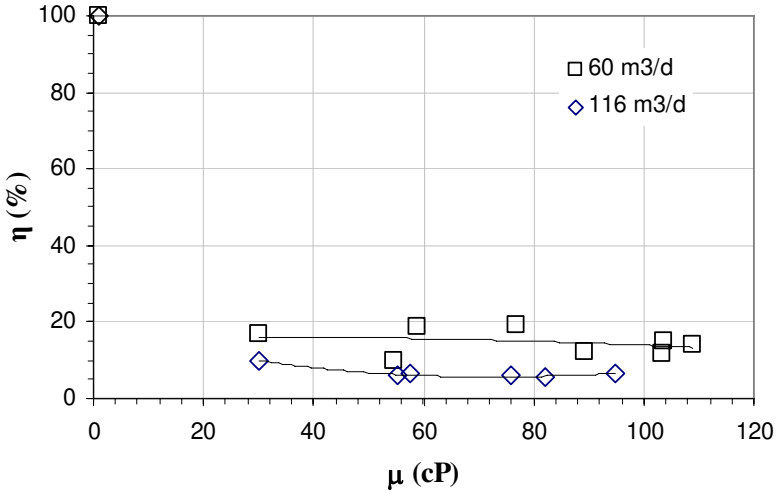


Figura 4.2. Ensaio experimental de eficiência de separação com o B1 em função da viscosidade para vazões de 60 m^3/d e 116 m^3/d. O material particulado foi esfera de vidro de diâmetro de 900μm.

Os resultados experimentais mostram uma maior eficiência de separação do Cavins em uma grande faixa de operação. Como as duas configurações Cavins e B1 são idênticas nos demais

aspectos, o prolongamento da chicana na configuração B1 foi o responsável pelo mau desempenho desta configuração ao eliminar a rotação do fluido. Estes dados apóiam a análise realizada a partir do modelo unidimensional e reforçam a importância de se manter a rotação do fluido pelo maior comprimento possível, prolongando assim L_d.

A análise comparativa entre os separadores Cavins e B1 a partir do modelo unidimensional fornece uma explicação para o mau funcionamento do separador B1 e, acima de tudo, permite entender melhor como os parâmetros geométricos dos separadores tubo-ciclônicos influenciam a eficiência de separação ao afetar a rotação do fluido e conseqüentemente o comprimento de decaimento.

Capítulo 7

Conclusões e Sugestões para Próximos Trabalhos

Como principais contribuições do presente trabalho tem-se a formação de um conhecimento quantitativo do processo de separação sólido-líquido dos tubo-ciclônicos. A análise experimental fornece uma correlação para projeto, que permite dimensionar estes separadores para diferentes cenários de operação. Complementarmente, este trabalho contribui com um entendimento da física do fenômeno de separação sólido-líquido obtido através da análise numérica e do modelo unidimensional proposto. Os objetivos deste trabalho foram assim alcançados.

Os resultados obtidos na etapa experimental deste trabalho revelam que um aumento da viscosidade do líquido, em geral, conduz a uma redução da eficiência de separação do tubo-ciclônico. Para uma dada razão de diâmetros, D_e/D_p, a magnitude da redução depende, principalmente, da vazão de líquido, do diâmetro das partículas e da área do jato. Sem considerar os efeitos destas variáveis simultaneamente não é possível estimar a eficiência de separação. O projetista deste tipo de separador possui poucas opções para melhorar a eficiência de separação em cenários de aplicação com líquidos de elevada viscosidade. Os principais recursos são: a vazão de líquido ou a área da seção transversal do jato. O aumento da vazão de líquido e a redução da área transversal do jato levam a um aumento da eficiência. Enquanto que o primeiro foi verificado experimentalmente o último foi previsto por meio da correlação. A área de descarga do jato é uma importante variável a ser verificada experimentalmente pela sua influência no parâmetro adimensional Fr, pois através dos testes experimentais Fr só variou em função da vazão. Do ponto de vista construtivo, a diminuição da área do jato pode ser alcançada

mudando-se o ângulo das pás ou mesmo aumentando o número de pás. Destaca-se também que uma variação do ângulo das pás entre 1 grau a 10 graus não influencia a eficiência de separação. De modo similar, a diferença de densidade entre o líquido e o sólido e a concentração de sólidos na entrada inferior a 0,1% também não influenciam a eficiência de separação. Por último, mas não menos importante, é o tamanho da partícula. Quanto menor for o diâmetro da partícula, menor será a eficiência de separação.

As características acima descritas baseiam-se em dados experimentais e na correlação obtida a partir da análise dimensional do separador. Cabe destacar dois pontos; sobre os dados experimentais e sobre a correlação. Os dados experimentais deram todo o suporte para a análise desenvolvida, entretanto os testes não exploraram o efeito da variação da área de descarga do jato ou o da variação do número de hélices.

A correlação obtida se demonstrou uma efetiva ferramenta para projeto. Porém, mais do que prever a eficiência de separação ela descreve a ação combinada de todos os parâmetros operacionais e geométricos do separador. Ela permite discriminar se a variação de um dos parâmetros ou simultaneamente de vários deles pode aumentar ou reduzir a eficiência de separação. Assegurando-se a similaridade geométrica com o modelo testado pode-se, por 'scale-up', desenvolver projetos para vazões de 60 m^3/d até 600 m^3/d em cenários de líquidos com viscosidade elevada. Desta forma ela permite ao projetista a escolha do melhor cenário de aplicação.

O estudo numérico desenvolvido no Capítulo 5 revelou os mecanismos do escoamento responsáveis pelo processo de separação de sólidos em tubo-ciclônicos. Eles ratificam o comportamento da eficiência observado experimentalmente. O separador tubo-ciclônico apresenta uma corrente de líquido com sólidos em suspensão na direção axial em sentido descendente e outra corrente, paralela a esta, porém em sentido ascendente isenta de sólidos se a separação ocorreu com sucesso. O sucesso ou não da separação se deve ao movimento tangencial do líquido que é progressivamente desacelerado na direção axial. A distância do ponto de descarga das hélices até o ponto onde o líquido cessa de ter movimento tangencial é chamada de comprimento de decaimento, L_d. Quanto maior for L_d mais lentamente o fluido é transferido

radialmente da corrente descendente para a ascendente e isenta de sólidos. Com o comprimento de decaimento L_d estima-se pela Equação 5.4 a velocidade radial média $\overline{VR}$, responsável pela progressiva transferência de massa da corrente descendente para a ascendente. Quanto menor for esta velocidade radial mais eficiente será o separador.

O processo de separação é estudado introduzindo-se os conceitos de velocidade terminal, número de Stokes e superfície de captura. O número de Stokes é definido como a razão entre a velocidade terminal de Stokes da partícula e a velocidade do fluido. São definidos os números de Stokes nas direções axial e radial. O conceito de superfície de captura é definido com base no número de Stokes. Se uma partícula atravessar a superfície de captura, ela não será mais separada, mas arrastada pela corrente ascendente. Estes conceitos auxiliaram a análise da influência do aumento de viscosidade, de vazão e do diâmetro de partícula na eficiência de separação.

As Equações 5.3 e 5.4 estabelecem a base para o desenvolvimento do modelo unidimensional no Capítulo 6. Este modelo explica o funcionamento do separador tubo-ciclônico e poderá vir a ser uma nova ferramenta de projeto para este dispositivo. A partir do parâmetro L_d este modelo permite calcular as velocidades axial e tangencial, os números de Stokes axial e radial, e delimitar a superfície de captura. Foram desenvolvidas expressões para os tempos de residência axial e radial da partícula em termos de parâmetros operacionais e geométricos. A razão entre os tempos axial e radial expressa uma tendência de aumento ou diminuição da eficiência de separação em função da variação dos parâmetros operacionais e geométricos.

O estudo numérico, o modelo unidimensional e os dados experimentais obtidos mostram que para a geometria estudada deste separador a eficiência de separação aumenta quando a viscosidade diminui, o diâmetro da partícula aumenta ou a vazão aumenta. Este último fator, apesar de ser verificado experimentalmente não foi previsto pelo modelo unidimensional. Por outro lado, o modelo indica uma tendência de aumento da eficiência de separação com a diminuição da razão entre a área do espaço anular e a área de produção. Este fato deve ser investigado experimentalmente.

O estudo numérico e o modelo unidimensional permitem estabelecer uma base de comparação entre os dois tipos de separadores estudados neste trabalho e afirmar que o conceito do tubo-ciclônico é o melhor entre eles. Isto se deve ao fato do tubo-ciclônico ter uma componente de velocidade tangencial que faz com que o seu comprimento de decaimento L_d seja maior que o de qualquer outra configuração estudada que não apresenta movimento tangencial.

O fato da componente tangencial de velocidade ser decisiva para uma melhor eficiência do separador tubo-ciclônico em relação às outras configurações não era conhecido anteriormente a este trabalho. Uma predição de eficiência de separação pode ser realizada para configurações de separadores tubo-ciclônicos com duas hélices fixas e uma razão de áreas constante por meio da correlação desenvolvida neste trabalho, e que foi implementada em uma planilha eletrônica. Pode-se melhorar a eficiência de separação reduzindo-se o diâmetro externo do separador, isto é, realizando um 'down-sizing' das dimensões atuais de modo a atender a cenários de aplicação não atendidos pelos separadores atuais.

Para futuros trabalhos, sugere-se um estudo numérico tridimensional do separador, levando em conta o efeito dos dois jatos turbulentos, assim como a dupla curvatura do escoamento. Assim, o modelo de turbulência a ser usado deverá introduzir correções de curvatura e prever a relaminarização do escoamento. Simulações bifásicas em regime transiente utilizando as abordagens Euleriana ou Lagrangiana podem fornecer resultados mais acurados ao se considerar o efeito das partículas sólidas no escoamento. Um importante parâmetro para validação de resultados numéricos é o comprimento de decaimento L_d. Para o modelo unidimensional proposto no presente trabalho, sugere-se uma investigação experimental relacionando a variação de L_d e W_{in} em função da variação de vazão.

Referências Bibliográficas

Bergles et al. *Two-phase flow and heat transfer in the power process industries*. Hemisphere, 1981.

Clift, R., Grace, J.R., Weber, M.E. Bubbles, Drops, and Particles. Academic Press, INC. 1978, 380 p.

Crowe CT, Sharma MP, Stock DE. The Particle-Source-In-Cell Model for Gas-Droplet Flows. *ASME J. fluids Eng.*, pp 325 – 332, 1977.

Fox, R. W., McDonald, A. T. *Introdução à mecânica dos fluidos*. 5.ed. Rio de Janeiro. LTC, 2001, 504p.

Hoffmann, A.C. and Stein, L.E. *Gas Cyclones and Swirl Tubes: Principles, Design and Operation*. Springer-Verlag, 2002, 334p.

Ishii, M. *Thermo-fluid Dynamic Theory of Two-phase Flow*. Eyrolles, Paris, 1975.

Martins, J.A., Rosa, E.S. Analysis of Swirl Tube as Downhole Desander Device. Proceedings of the 18th International Congress of Mechanical Engineering – COBEM 2005. Ouro Preto, Novembro 2005. ABCM, CD-ROM, 8 p.

Martins, J.A., Rosa, E.S., Souza, R.O. Experimental Analysis of Swirl Tubes as Downhole Desander Device. Proceedings of the 9th Latin American and Caribbean Petroleum

Engineering Conference –LACPEC 2005. Rio de Janeiro, Junho 2005. SPE Inc., CD-ROM, 6 p.

Maxey, R. M., Riley, J. J. Equation of Motion for a Small Rigid Sphere in a Nonuniform Flow. Phys. Fluids, 26, p. 883-889, April 1983.

Patankar, S.V. *Numerical Heat Transfer and Fluid Flow*. Hemisphere, Washington, E.U.A, 1980.

Polis. The Phoenics On-Line Information System. 2005, http://www.cham.co.uk/.

Anexo I

Dinâmica de Partículas Sólidas em Meio Fluido

I.1 Forças que Atuam em uma Partícula Sólida Imersa em um Fluido

O cálculo da trajetória da partícula é feito integrando-se a sua equação de movimento em um referencial lagrangeano. As forças atuantes em uma partícula em meio a um escoamento fluido foram estudadas por Basset, Boussinesq e Oseen, entre outros (Maxey and Riley, 1983).

Nesta abordagem, os campos de pressão e de velocidade da fase contínua não são alterados pela presença das partículas devido à baixa concentração volumétrica de sólidos. O modelo trabalha com concentrações volumétricas menores que 1%.

Neste trabalho consideram-se as seguintes forças atuando sobre uma partícula em meio a um escoamento fluido: força de arrasto, força devido ao gradiente de pressão do fluido e força de empuxo. A expressão da 2ª. Lei de Newton para uma partícula é dada por:

$$m_p \frac{d\vec{U}_p}{dt} = \vec{F}_D + \vec{F}_E + \vec{F}_P \,, \tag{I.1}$$

onde:

- $\vec{F}_D$ é a força de arrasto;

- $\vec{F}_E$ é a força de empuxo, ou o peso líquido;
- $\vec{F}_P$ é a força de pressão.
- m_p é a massa da partícula.
- $\frac{d\vec{U}_p}{dt}$ é a aceleração da partícula.

Passa-se a seguir a constituir os modelos que representam as forças de arrasto, empuxo e pressão.

I.1.1 Força de Arrasto

A força de arrasto atua quando há velocidade relativa entre o fluido e a partícula e é dada por:

$$\vec{F}_D = D\left(\vec{U} - \vec{U}_p\right), \tag{I.2}$$

em que $\vec{U}$ é a velocidade do fluido, $\vec{U}_p$ é a velocidade da partícula e D é uma função de arrasto dada por:

$$D = \frac{1}{2}\rho C_D \left|\vec{U} - \vec{U}_p\right| A_p . \tag{I.3}$$

Na Equação I.3, ρ é a densidade do fluido, A_p é a área frontal da partícula e C_D é o coeficiente de arrasto, que é definido por:

$$C_D = \frac{D}{1/2\,\rho U^2 A_p}, \tag{I.4}$$

onde A_p é definida por:

$$A_p = \frac{\pi d^2}{4}, \tag{I.5}$$

e d é o diâmetro Sauter da partícula.

Aproximando as partículas sólidas por esferas, o coeficiente de arrasto é calculado segundo a seguinte correlação (Clift *et al*, 1978) que é válida para uma partícula rígida esférica em escoamento com $Re_p < 3.10^5$, em que Re_p é o número de Reynolds da partícula baseado em seu diâmetro Sauter e no módulo da velocidade relativa entre a partícula e o fluido:

$$C_D = \frac{24}{\mathrm{Re}_p}\left(1 + 0.15\,\mathrm{Re}_p^{\,0.687}\right) + \frac{0.42}{1 + 4.25.10^4\,\mathrm{Re}_p^{\,-1.16}}, \tag{I.6}$$

onde o número de Reynolds para a partícula Re_p é dado por:

$$\mathrm{Re}_p = \frac{\rho\left|\vec{U} - \vec{U}_p\right| d}{\mu}, \tag{I.7}$$

sendo que $\left|\vec{U} - \vec{U}_p\right|$ representa a velocidade relativa da partícula, e seu módulo é dado por:

$$\left|\vec{U} - \vec{U}_p\right| = \sqrt{\left(U - U_p\right)^2 + \left(V - V_p\right)^2 + \left(W - W_p\right)^2}\ . \tag{I.8}$$

A Figura I.1 mostra a curva para o coeficiente de arrasto sobre uma esfera em função do seu número de Reynolds.

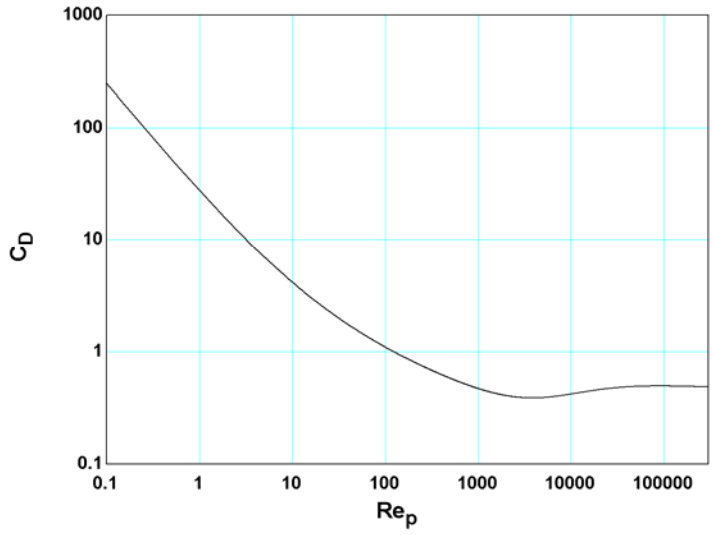


Figura I.1. Coeficiente de Arrasto em Função do Número de Reynolds para Esfera.

É conveniente expressar C_D por meio do fator $\frac{24}{\mathrm{Re}_p}$, assim a Equação I.6 pode ser re-escrita como:

$$C_D = \frac{24}{\mathrm{Re}_p} f\left(\mathrm{Re}_p\right), \tag{I.9}$$

onde

$$f(\mathrm{Re}_p) = \left[1 + 0.15\,\mathrm{Re}_p^{\,0.687} + \frac{0.42\,\mathrm{Re}_p}{24(1 + 4.25\times10^4\,\mathrm{Re}_p^{\,-1.16})} \right]. \qquad \text{(I.10)}$$

Por conveniência a Figura I.2 mostra a função $f(\mathrm{Re}_p)$ versus $\mathrm{Re_p}$.

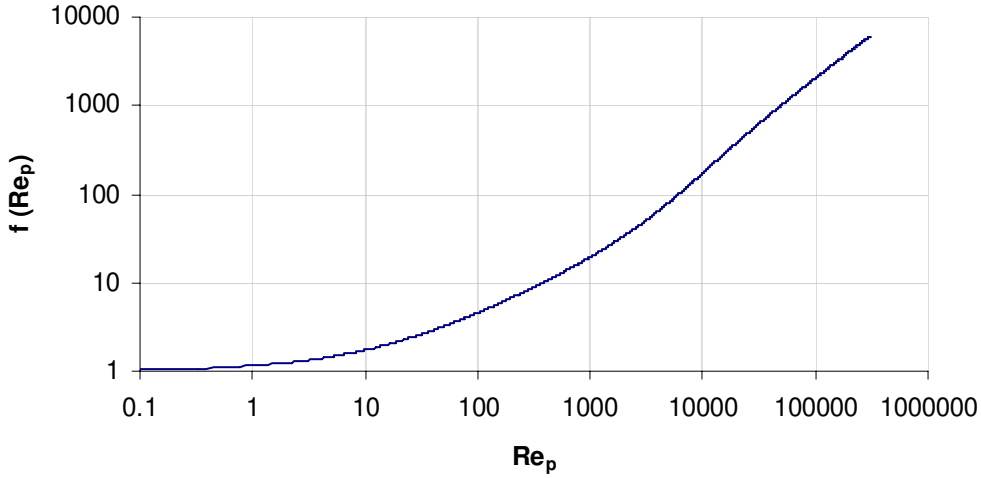


Figura I.2. f($\mathrm{Re_p}$) em função do número de Reynolds para esfera.

Observa-se na Equação I.9 que para $\mathrm{Re_p}$ <1 temos o coeficiente de arrasto sobre uma esfera em um Regime de Stokes, C_D =24/$\mathrm{Re_p}$.

Substituindo as Equações I.9 e I.7 na Equação I.3 temos a função de arrasto D:

$$D = \frac{1}{2}\rho\frac{\pi d^2}{4}\frac{24\mu}{\rho d\left|\vec{U} - \vec{U}_p\right|} f\left(\mathrm{Re}_p\right)\left|\vec{U} - \vec{U}_p\right| ,$$

rearranjando os termos obtém-se:

$$D = 3\pi\, f\left(\mathrm{Re}_p\right)\mu\, d\,. \tag{I.11}$$

I.1.2 Força de Empuxo

A força de empuxo é causada pela diferença entre o peso da partícula e o peso de seu volume de líquido deslocado. Ela pode ser expressa pela diferença de densidades entre a partícula e o fluido sob a ação de um campo gravitacional e é dada por:

$$\vec{F}_E = \Delta\rho \forall_p \vec{g}\,,$$

ou

$$\vec{F}_E = m_p\, E\, \vec{g}\,, \tag{I.12}$$

onde $\Delta\rho$ é a diferença de densidades (ρ_p - ρ), $\forall_p$ é o volume da partícula, $\vec{g}$ é o vetor aceleração da gravidade e a constante E é dada pela razão de densidades, $E = \left(1 - \rho/\rho_p\right)$. No caso em que a partícula e o fluido têm a mesma densidade, a força de empuxo é nula.

I.1.3 Força de Pressão

A força de pressão na partícula é resultante do campo de pressão causado pelo movimento do fluido, e é dada por:

$$\vec{F}_P = -\forall_p \vec{\nabla P}, \tag{I.13}$$

onde $\forall_p$ é o volume da partícula.

Freqüentemente é conveniente expressar o volume da partícula por meio da razão entre sua massa e densidade; assim temos:

$$\vec{F}_P = -\frac{m_p}{\rho_p}\vec{\nabla P}. \tag{I.14}$$

I.2 Equação Geral da Aceleração da Partícula

Substituindo as Equações I.2, I.12 e I.14 na Equação I.1 tem-se que a aceleração da partícula é expressa por:

$$\frac{d\vec{U}_p}{dt} = \frac{D}{m_p}\left(\vec{U} - \vec{U}_p\right) + E\vec{g} - \frac{\vec{\nabla P}}{\rho_p}, \tag{I.15}$$

separando os termos com $\vec{U}_p$ tem-se:

$$\frac{d\vec{U}_p}{dt} = \left(\frac{D}{m_p}\vec{U} + E\vec{g} - \frac{\vec{\nabla P}}{\rho_p}\right) - \frac{D}{m_p}\vec{U}_p. \tag{I.16}$$

Definindo-se um parâmetro A, de natureza vetorial que possui dimensão (m/s^2) e um parâmetro B de natureza escalar que apresenta dimensão de (1/s) por:

$$\vec{A} = \left(\frac{D}{m_p}\vec{U} + E\vec{g} - \frac{\vec{\nabla P}}{\rho_p} \right) \qquad \text{e} \qquad B = \frac{D}{m_p} \quad , \tag{I.17}$$

e substituindo as definições de $\vec{A}$ e B na Equação I.15 vamos ter as definições de aceleração da partícula expressa de forma compacta por meio dos parâmetros $\vec{A}$ e B.

$$\frac{d\vec{U}_p}{dt} = \vec{A} - B\vec{U}_p \, . \tag{I.18}$$

I.3 Cálculo da Velocidade da Partícula entre os Instantes (t) e (t + Δt)

Para determinar a velocidade da partícula é necessário integrar a sua equação da aceleração no tempo. Antes porém vamos definir os eixos coordenados e suas respectivas velocidades:

Eixo Coord.	Comp. Velocidade
x	U
y	V
z	W

Os componentes do parâmetro $\vec{A}$ são:

$$\vec{A} = \begin{bmatrix} \frac{D}{m_p}U + & Eg_x - & \frac{dP/dx}{\rho_p} \\ \frac{D}{m_p}V + & Eg_y - & \frac{dP/dy}{\rho_p} \\ \frac{D}{m_p}W + & Eg_z - & \frac{dP/dz}{\rho_p} \end{bmatrix}, \tag{I.19}$$

e a Equação I.18, escrita em termos das componentes x,y e z fica sendo:

$$\begin{bmatrix} dU_p/dt \\ dV_p/dt \\ dW_p/dt \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A_x \\ A_y \\ A_z \end{bmatrix} - B \begin{bmatrix} U_p \\ V_p \\ W_p \end{bmatrix}. \tag{I.20}$$

As equações das componentes da aceleração podem ser representadas de forma genérica como:

$$\frac{d\Phi}{dt} = A - B\Phi, \tag{I.21}$$

onde Φ pode representar uma das componentes de velocidade da partícula: U_p, V_p ou W_p.

A Equação I.21 pode ser integrada por separação de variáveis, supondo-se que durante o lapso Δt os parâmetros A e B permaneçam constantes e iguais aos valores determinados nos instantes t:

$$\int_{\Phi(t)}^{\Phi(t+\Delta t)} \frac{d\Phi}{A(t) - B(t)\Phi} = \int_t^{t+\Delta t} dt, \tag{I.22}$$

que resulta em:

$$\Phi(t + \Delta t) = \frac{A(t)}{B(t)}\left(1 - e^{-B\Delta t}\right) + \Phi^0 e^{-B\Delta t}, \tag{I.23}$$

onde B com dimensão de (1/s) pode ser associado ao recíproco da constante de tempo e sua definição é obtida substituindo-se a Equação I.11 na Equação I.17:

$$B = \frac{1}{\tau} = \frac{D}{m_p} = \frac{18\,\mu\, f(\mathrm{Re}_p)}{\rho_p\, d^2}. \tag{I.24}$$

Substituindo B por $1/\tau$ na Equação I.23 obtém-se as componentes de velocidade em função do tempo e da constante de tempo τ.

$$\Phi(t+\Delta t) = A\tau + (\Phi(t) - A\tau)e^{-\Delta t/\tau}. \tag{I.25}$$

A formulação dada pela Equação I.25 é interessante pois indica que, para $\Delta t/\tau > 3$, a parte transiente $(\Phi(t) - A\tau)e^{-\Delta t/\tau}$ vai a zero rapidamente. Pode-se relacionar $\Delta t/\tau > 3$ a pelo menos uma das seguintes situações:

- $\mu \to \infty$, fluido muito viscoso.
- $d \to 0$, partícula muito pequena.

Nestes casos, a velocidade da partícula tende a um valor definido, que é a sua velocidade terminal:

$$\Phi(t)_{terminal} = A\tau. \tag{I.26}$$

A velocidade terminal não varia com o tempo se A e τ forem tomados como constantes, isto é, os campos de velocidade e de pressão do fluido são uniformes. Mesmo para os casos em que A e τ não sejam constantes, esta formulação fornece informações importantes a respeito do comportamento da partícula. Quando a razão entre o tempo característico do escoamento for muito maior que a constante de tempo pode-se dizer que a partícula se ajusta rapidamente às condições locais do escoamento.

Se as componentes U, V e W variam ao longo do campo, a velocidade da partícula e sua trajetória devem ser calculadas para pequenos passos de tempo levando-se em conta as variações espaciais de U, V e W, e também do gradiente de pressão.

I.4 Determinação da Posição da Partícula

A posição da partícula no instante (t +Δt) é calculada a partir da integral da velocidade da partícula:

$$\vec{S} = \int_{t}^{t+\Delta t} \vec{U}_p \, dt \,. \tag{I.27}$$

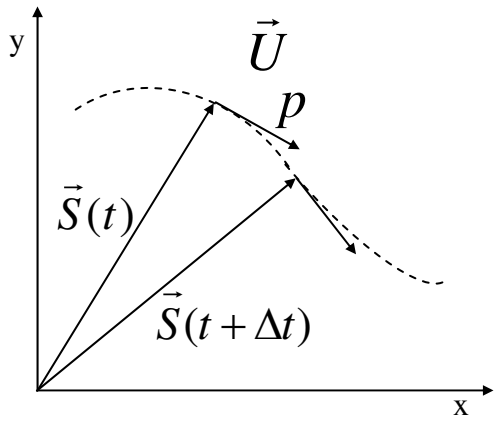


Figura I.3. Posição da Partícula.

As componentes do vetor posição $\vec{S}$ da partícula são dadas de forma genérica por:

$$\zeta_p(t+\Delta t) = \zeta_p(t) + \frac{\left(\Phi_p(t+\Delta t) + \Phi_p(t)\right)}{2} \cdot \Delta t \,, \tag{I.28}$$

onde ζ_p representa genericamente as componentes do vetor posição $\vec{S} = \left(X_p, Y_p, Z_p\right)$.

I.5 Algoritmo de Cálculo

Para calcular a velocidade e posição da partícula é preciso conhecer o campo de velocidades do fluido, o campo de pressões e os valores iniciais do vetor posição $\vec{S} = \left(X_p{}^0, Y_p{}^0, Z_p{}^0\right)$ e velocidade $\vec{U}_p = \left(U_p{}^0, V_p{}^0, W_p{}^0\right)$. O cálculo iterativo segue a seguinte seqüência:

Passo 1: Entrada dos valores iniciais da velocidade e posição da partícula no instante (t = 0).

$$\vec{U}_p = \left(U_p{}^0, V_p{}^0, W_p{}^0\right)$$
$$\vec{S} = \left(X_p{}^0, Y_p{}^0, Z_p{}^0\right)$$

Passo 2: Cálculo da velocidade relativa, da constante de tempo τ e do parâmetro A no instante (t = 0). Os índices (i) representam as coordenadas (x,y,z).

$$\left|\vec{U} - \vec{U}_p\right| = \sqrt{\left(U - U_p{}^0\right)^2 + \left(V - V_p{}^0\right)^2 + \left(W - W_p{}^0\right)^2}$$

$$\mathrm{Re}_p = \frac{\rho\left|\vec{U} - \vec{U}_p\right| d}{\mu}$$

$$\tau = \frac{\rho d^2}{18\mu f\left(\mathrm{Re}_p\right)}$$

$$\vec{A}_D(i) = \begin{bmatrix} \frac{D}{m_p}U \\ \frac{D}{m_p}V \\ \frac{D}{m_p}W \end{bmatrix} \qquad \vec{A}_E(i) = \begin{bmatrix} Eg_x \\ Eg_y \\ Eg_z \end{bmatrix} \qquad \vec{A}_P(i) = \begin{bmatrix} \frac{dP/dx}{\rho_p} \\ \frac{dP/dy}{\rho_p} \\ \frac{dP/dz}{\rho_p} \end{bmatrix}$$

Passo 3: Cálculo dos novos valores da velocidade $\vec{U}_p = \left(U_p, V_p, W_p\right)$ e posição $\vec{S} = \left(X_p, Y_p, Z_p\right)$ no instante (t +Δt), baseados em τ e A avaliados no instante (t). A posição da partícula no instante (t +Δt) depende da velocidade da partícula no instante (t) anterior.

$$U_p(t+\Delta t) = \left(A_D(x) + A_E(x) + A_P(x)\right)\tau\left(1 - e^{-\Delta t/\tau}\right) + U_p(t)\,e^{-\Delta t/\tau}$$

$$V_p(t+\Delta t) = \left(A_D(y) + A_E(y) + A_P(y)\right)\tau\left(1 - e^{-\Delta t/\tau}\right) + V_p(t)\,e^{-\Delta t/\tau}$$

$$W_p(t+\Delta t) = \left(A_D(z) + A_E(z) + A_P(z)\right)\tau\left(1 - e^{-\Delta t/\tau}\right) + W_p(t)\,e^{-\Delta t/\tau}$$

$$X_p(t+\Delta t) = X_p(t) + \frac{\left(U_p(t+\Delta t) + U_p(t)\right)}{2}\cdot\Delta t$$

$$Y_p(t+\Delta t) = Y_p(t) + \frac{\left(V_p(t+\Delta t) + V_p(t)\right)}{2}\cdot\Delta t$$

$$Z_p(t+\Delta t) = Z_p(t) + \frac{\left(W_p(t+\Delta t) + W_p(t)\right)}{2}\cdot\Delta t$$

Passo 4: Ir para o passo de tempo seguinte.

$$U_p(t) = U_p(t+\Delta t)$$

$$V_p(t) = V_p(t + \Delta t)$$

$$W_p(t) = W_p(t + \Delta t)$$

$$X_p(t) = X_p(t + \Delta t)$$

$$Y_p(t) = Y_p(t + \Delta t)$$

$$Z_p(t) = Z_p(t + \Delta t)$$

Passo 5: Retornar ao **Passo 3**.

I.6 Caso Especial: Partícula em Queda Livre com Fluido Parado

Considerando-se uma partícula esférica que parte do repouso e desce em um recipiente com fluido parado. As forças que atuam na partícula são: força de empuxo e força de arrasto, atuando na direção z (Figura I.4).

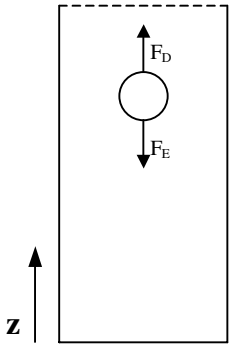


Figura I.4: Partícula em Queda Livre com Fluido Parado.

A componente de velocidade da partícula na direção z é dada por:

$$W_p(t + \Delta t) = \left(A_D(z) + A_E(z) + A_P(z)\right) \tau \left(1 - e^{-\Delta t / \tau}\right) + W_p(t)\, e^{-\Delta t / \tau}$$

onde os parâmetros $\vec{A}$ e B têm a forma:

$$A_E(z) = -Eg \qquad B = \frac{D}{m_p} = \frac{1}{\tau}.$$

Substituindo $\vec{A}$ e B na equação da velocidade na direção z:

$$W_p(t+\Delta t) = -Eg\ \tau\left(1 - e^{-\Delta t/\tau}\right) + W_p(t)\, e^{-\Delta t/\tau}.$$

Para t =0, $W_p(t) = 0$ então temos:

$$W_p(t+\Delta t) = -\left(1 - \rho/\rho_p\right) g\, \tau\left(1 - e^{-t/\tau}\right).$$

Como a densidade da partícula é maior que a do fluido, a força resultante no instante inicial é vertical para baixo, resultando numa aceleração da partícula na direção z em sentido negativo. Quanto maior o módulo da velocidade da partícula, maior a desaceleração causada pela força de arrasto, de modo que a tendência é a partícula atingir uma velocidade terminal em que as forças de empuxo e arrasto se equilibram e a partícula passa a se deslocar em movimento retilíneo uniforme.

A velocidade terminal é:

$$W_{p\,term} = -\left(1 - \rho/\rho_p\right) g\, \tau\,.$$

$$W_{p\,term} = -\left(1-\rho/\rho_p\right) g \frac{\rho_p d^2}{18\mu} \frac{1}{f\left(R_{ep}\right)},$$

ou

$$W_{p\,term} = \frac{1}{18} \frac{\left(\rho_p - \rho\right) g d^2}{\mu} \frac{1}{f\left(R_{ep}\right)},$$

onde o termo $\frac{1}{18} \frac{\left(\rho_p - \rho\right) g d^2}{\mu}$ é o regime de Stokes.

Anexo II

Artigos Apresentados em Congressos

O 1º artigo, intitulado *Experimental Analysis of Swirl Tubes as Downhole Desander Device,* foi apresentado no 2005 SPE Latin American and Caribean Petroleum Engineering Conference – LACPEC realizado no Rio de Janeiro de 20 a 23 de Junho de 2005.

O 2º artigo, intitulado *Analysis of Swirl Tube as Downhole Desander Device*, foi apresentado no 18th International Congress of Mechanical Engineering – COBEM 2005 realizado em Ouro Preto de 6 a 11 de Novembro de 2005.

SPE Paper Number 94673-PP

Experimental Analysis of Swirl Tubes as Downhole Desander Device

Jason Alves Martins and Eugênio Spanó Rosa from UNICAMP and Robson de Oliveira Souza from PETROBRAS.

Copyright 2005, Society of Petroleum Engineers Inc.

This paper was prepared for presentation at the 2005 SPE Latin American and Caribbean Petroleum Engineering Conference held in Rio de Janeiro, Brazil, 20 – 23 June 2005.

This paper was selected for presentation by an SPE Program Committee following review of information contained in a proposal submitted by the author(s). Contents of the paper, as presented, have not been reviewed by the Society of Petroleum Engineers and are subject to correction by the author(s). The material, as presented, does not necessarily reflect any position of the Society of Petroleum Engineers, its officers, or members. Papers presented at SPE meetings are subject to publication review by Editorial Committees of the Society of Petroleum Engineers. Electronic reproduction, distribution, or storage of any part of this paper for commercial purposes without the written consent of the Society of Petroleum Engineers is prohibited. Permission to reproduce in print is restricted to a proposal of not more than 300 words; illustrations may not be copied. The proposal must contain conspicuous acknowledgment of where and by whom the paper was presented. Write Librarian, SPE, P.O. Box 833836, Richardson, TX 75083-3836, U.S.A., fax 01-972-952-9435.

Abstract

This work analyses the impact of the viscosity increase on the separation efficiency of swirl tubes based on experimental data. The data is reduced using dimensionless analysis. A functional relationship between the separation efficiency and the dimensionless groups is obtained. It discloses how the separation efficiency depends on the liquid viscosity, flow rate, solid size, and other geometrical parameters of the separator. It helps to push the design of these desander devices to new scenarios with heavy crudes or to oil-water mixtures with low water cuts prone to evolve to oil-water emulsions.

Introduction

Swirl tubes (1) are often used in oil production as a downhole desander device. Avoiding sand to reach the pumping system and other pipeline accessories they reduce the well workover and servicing activities.

The swirl tubes are usually installed in vertical or near vertical well bores above the oil formation; figure 1 depicts the application scenario. The device consists of two concentric pipes which overlap each other forming a chicane. Within the annular space between the pipes there are stationaries vanes to impart a swirl component on the downward liquid stream. At the chicane the liquid stream is diverted upward toward the production line while the solids proceed downstream on the external pipe to the solids reservoir.

These separation devices are best fit for continuous operation rather than to slug flow. They handle liquid flow rates from low to moderate range, 20 m^3/d to 600 m^3/d. The gas content is typically limited to 2% in volume at operation condition. Eventually higher gas contents can be handled with increase in size of the equipment. With reduced size and no moving parts these devices are often employed in mature fields with high water cut, typically 95% to 97%. Applications with heavy crudes or oil-water mixtures with lower water cuts are not successfully reported. The drop on the separation efficiency or even its complete failure is attributed to the increase of the liquid viscosity due to the formation of oil-water emulsion. The objective of this work is to experimentally study the impact of the liquid viscosity increase on the separation efficiency of a swirl tube under various liquid flow rates. Complementary, it is also investigated the impact on the separation efficiency due to the changes on the solids size, and other geometrical parameters.

This paper is structured in three sections: the description of the experimental apparatus, the dimensionless analysis and the experimental results. It then follows the conclusions.

Experimental set-up

The experimental set-up is a closed loop where the liquid and the solid streams flows. It has a liquid and solids

reservoirs, a pump, a solids feeder, the separator itself and a solids catcher. Figure 2 displays a photograph of the set-up. The liquid and the solids reservoirs are open to the atmosphere and have capacities of 1000 liters and 30 liters respectively. The liquid and the solids are simultaneously feed to the suction line of a progressive cavity pump located below the liquid reservoir. The liquid flow control is done by the pump speed driven by a frequency inverter. It allows continuous liquid flow rates within the range of 34 m^3/d to 170 m^3/d. Dry solids are feed through a single pitched helix driven by a variable speed motor. The solid stream attains volumetric concentrations within 0.1% to 1%. The solids, feed above the liquid reservoir, fall by gravity straight to the suction line at the bottom of the liquid reservoir. The solids and the liquid mix to each other along the suction line before reaching the pump inlet. The solid-liquid mixture is transported by a 37 mm (1 ½ inch) diameter line from the pump discharge to the separator inlet. The separator, installed at the vertical, receives the liquid with suspended solids by its top end. It has an external casing of transparent Plexiglas and internals of carbon steel. At the bottom end is the separated solids reservoir. The liquid and eventually non-separated solid exits the separator by a side line also at the top end.

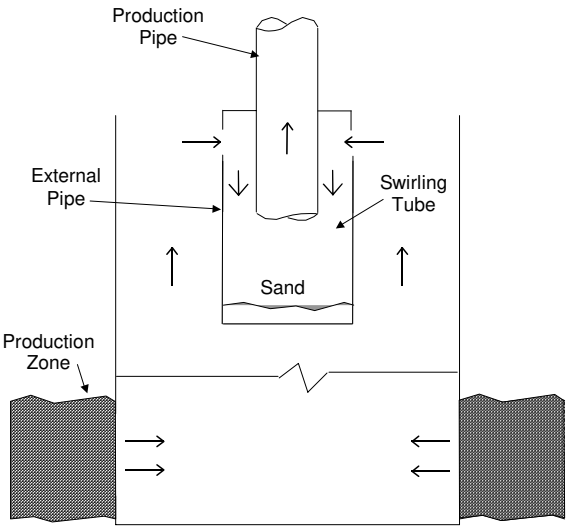


Fig. 1 – Application scenario of the downhole desander.

The return line discharges the liquid with suspended non-separated solids into a screen located above the liquid reservoir. The eventually non-separated solids are catched by the screen while the liquid returns to the reservoir.The tests are in a batch process. They last from 5 to 25 minutes depending on the liquid flow rate. By the end of one test section the pump is stopped and the volumes of the separated and non-separated solids are measured. The separation efficiency is determined by taking the ratio between the separated volume and the total solid volume feed thru the test period.The tests were taken with solid glass spheres with mean diameter of 900 μm and of 250μm which have densities of 2919 kg/m^3 and 2500 kg/m^3, closely resembling the sand density. During the tests the solid volumetric rate spanned from 0.05 m^3/d to 0.46 m^3/d which, in terms of volumetric concentration, corresponds to 0.1% to 0.7%.

The liquid is a solution of water and glycerin. Its viscosity changes by changing the concentration of water in the glycerin solution. The tests began with a solution of 15% in volume of water in glycerin rendering a liquid viscosity of 100 cP at 27°C. After finishing the tests with a higher glycerin concentration the solution was progressively diluted in water diminishing the liquid viscosity until reaching the 100% of water which corresponds to a viscosity of 1cP. As the concentration changed the liquid density changed as well. For a solution of 15% of water the corresponding density was of 1224 kg/m^3. As the water concentration increases the solution's density decreases reaching the value of 998 kg/m^3 when the concentration is 100% of water.

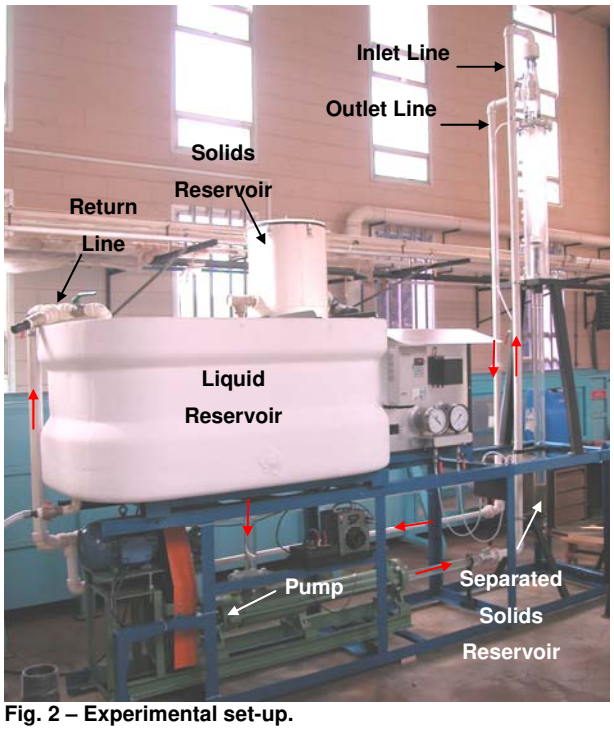


Fig. 2 – Experimental set-up.

Figure 3 has a schematic of the separator dimensions. Its geometric dimensions are in one-to-one scale regarding field application. The separator is made basically by two concentric pipes with stationary swirling vanes between then. The inner and outer pipes diameters are of 37.5 mm (1 ¾ inch) and 61.4 mm (2 ½ inches), respectively. The inner pipe is the separator outlet and is coincident with the production pipe

diameter. The external tube forms with the inner tube four distinct zones: the annular space, the swirling vanes, the chicane and the separated solids reservoir as seen in Fig. 3. The annular region is 300 mm lengthwise with a cross sectional area of 0.00114 m^2 and a hydraulic diameter of 13.2 mm. The solid-liquid mixture gets into the separator by the top end apertures of the annular zone. It then flows downward until it reaches the swirling vanes.The swirling vane zone has two vanes 180 degrees staggered from each other spanning 28.9 mm lengthwise. The vanes trailing edges make an angle with the horizontal of 10 degrees.

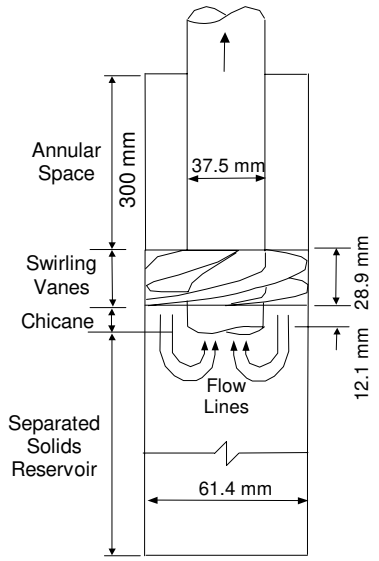


Fig. 3 – Schematic of the swirling tube.

The space comprised between the vanes and the inner and outer pipe forms two channels whose cross section area at the vanes trailing edge is of 0.000075 m^2 each. The swirling zone has two functions: to impart a swirling velocity as well as a linear acceleration to the solid-liquid mixture. The swirling velocity is proportional to vanes trailing edge angle. The linear acceleration is proportional to the area contraction ratio which, in regards to the annular cross section area, is of 7.6 times.

At the outlet of the swirling zone the solid-liquid mixture is discharged at the chicane zone in a form of two symmetric jets with swirling components. This zone is 12.1 mm long before reaching the production pipe inlet. The liquid makes a 'U' bend toward the production pipe inlet. The heavy solid particles can not follow the fluid particles and are diverted to the separated solids reservoir, the separation itself happens at this zone. On the other hand, a liquid stream free from solids proceeds upward to the production line.

Dimensional Analysis

The operational conditions, the separator's geometrical dimensions and the fluid transport properties rule the solids separation process. One can list at least eleven process variables which the separation efficiency depends on, for convenience they are grouped in three classes: i) variables related to the solid particles – particle mean diameter d_p, solids density ρ_p and solids inlet concentration C_i; ii) variables related to the liquid stream – density and viscosity ρ and μ respectively, mean velocity at the production line W and swirling velocity U; iii) variables related to the geometrical properties – production pipe diameter Dp, external pipe diameter De and chicane zone length L. At last but not the least there is the gravity acceleration g. Unlike gas-solid separators, the gravity force field can not be neglected in this analysis. Denoting by η the solids separation efficiency, there must be a functional dependence of η with the above independent variables, i.e.

$$\eta = f\left(d_p, \rho_p, C_i, \rho, \mu, W, U, L, D_e, D_p, g\right) \ldots\ldots\ldots\ldots \quad (1)$$

in the above analysis the influence of the pipe walls rugosity is neglected. The number of independent variables is reduced if expressed in dimensionless form as suggested by the Π's Buckingham theorem (2). Considering three dimensions: space, time and mass, the number of independent dimensionless groups are eight:

$$\eta = f\left(\mathrm{Re},\ \mathrm{Stk},\ \mathrm{Fr},\ \frac{d_p}{D_p},\ \frac{\Delta\rho}{\rho},\ C_i,\ \frac{D_e}{D_p}, \frac{L}{D_p} \right) \ldots\ldots .(2)$$

where Re, Stk and Fr stands for Reynolds, Stokes and Froude number defined below:

$$\mathrm{Re} = \frac{\rho \cdot W \cdot D_p}{\mu}, \qquad \mathrm{Stk} = \frac{1}{18} \frac{\Delta\rho \cdot {d_p}^2 \cdot g}{\mu \cdot W} \qquad \text{and}$$

$$\mathrm{Fr} = \frac{U^2}{g \cdot D_e} \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots .(3)$$

The Re number compares the ratio between the inertia and viscous forces, the Stk compares the particle terminal velocity to the production pipe mean velocity finally the Fr compares the ratio between the centrifugal to the gravitational acceleration. The other groups bring information concerned to: relative size of the particle in regard to the separator main dimension dp/Dp , the relative density variation between solid and liquid $\Delta\rho/\rho$, the relative size of the external pipe to the production pipe De/Dp and the relative length of the chicane zone to the production pipe diameter L/Dp.

In order to further simplify the analysis a few considerations are made to the independent dimensionless groups listed in Eq. (2). Since the geometrical parameters De/Dp and L/Dp remain constant through out the tests, their influence on the separation efficiency will not be accessed and therefore they are dropped from this analysis. The tests were conducted with fluids and solids closer to the field

conditions therefore it is expected that the parameter $\Delta\rho/\rho$ remains nearly constant between model and prototype. Since it does not change it is also dropped from this analysis. Experimental tests with solids inlet concentration of 1% and 0.1% do not show any sensible variation on the separation efficiency if all other parameters are kept constant. Based on this experimental evidence it is considered that the solids inlet concentration has a weak influence on the separation efficiency and is dropped from the analysis as well. Finally, the relative size of the solid particle with respect to the production pipe diameter, dp/Dp, spans from 1/30 to 1/100 approximately. Since the main effect of the particle size is already embodied on the Stokes group and the particle size is at least 30 times less than the main dimension of the separator, its effect on the separation efficiency may be weak and therefore this group is also dropped from Eq. (2).

After all the considerations the separation efficiency dependence reduces to three dimensionless groups only:

$$\eta = f\left(Re,\ Stk,\ Fr\right) \quad \text{.....(4)}$$

The Re, Stk and Fr groups already defined in Eq. (3) are now expressed in terms of the operational and geometrical variables for convenience:

$$Re = 4 \cdot \frac{\rho \cdot Q}{\pi \cdot D_p \cdot \mu}, \quad Fr = \frac{Q^2 / A_j^2}{g \cdot D_p} \cdot \cos^2(\alpha) \quad \text{and}$$

$$Stk = \frac{\pi}{72} \cdot \frac{\Delta\rho \cdot d_p^2 \cdot D_p^2 \cdot g}{\mu \cdot Q} \quad \text{.....(5)}$$

where Q stands for the liquid volumetric flow rate, Aj is the jet cross section area discharged at the swirling vanes trailing edge and α is the jet discharge angle with the horizontal.

Experimental Results

This section has three-fold: to display the experimentally determined separation efficiency; to disclose the functional dependence of η in terms of the Re, Stk and Fr groups and to develop a parametric analysis of the separation efficiency in terms of few selected variables.

The separation efficiency tests consisted of a series with 17 runs with inlet solids concentration of 0.1%. Table 1 displays the separation efficiency tests in terms of the liquid density, liquid viscosity, solid particle mean diameter, liquid volumetric flow rate and the separation efficiency.

Table 1 – separation efficiency tests

test #	ρ (kg/m^3)	μ (cP)	dp (μm)	Ci (%)	Q (m^3/d)	η (%)
8	1223	102	900	0.1	60	6
10	1221	97	900	0.1	60	6
25	1219	79	900	0.1	60	10
42	1197	29	900	0.1	60	55
36	1208	50	900	0.1	60	30
44	1188	22	900	0.1	60	81
n	1000	1	900	0.1	60	100
n4	1000	1	250	0.1	60	100
n3	1000	1	250	0.1	120	100
26	1224	100	900	0.1	116	9
29	1220	76	900	0.1	116	22
33	1217	71	900	0.1	116	20
34	1217	73	900	0.1	129	25
35	1208	51	900	0.1	116	48
43	1188	23	900	0.1	116	95
45	1188	24	900	0.1	150	96
n2	1000	1	900	0.1	116	100

During the tests the liquid flow rate and the liquid viscosity spanned from 60 m^3/d to 150 m^3/d and from 1cP to 100cP respectively. The tests employed solid particles with 900 μm and 250 μm.

For a constant liquid flow rate, the separation efficiency decreases as the liquid viscosity increases.

This trend is better seen in Figure 4 which comes from a sub-set of the experimental data selecting points with fixed inlet solids concentration and mean diameter of 0.1% and 900 μm respectively. Another interesting feature is the fact that for a constant liquid viscosity, the increase on the liquid flow rate increases the separation efficiency.

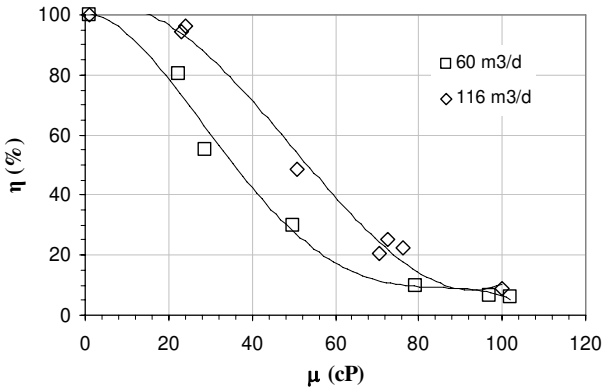


Fig. 4 – Separation efficiency as a function of the liquid viscosity. The inlet solids concentration and mean diameter were constant and equal to 0.1% and 900 μm.

Functional dependence of the separation efficiency

The goal is to seek a functional dependence of η with the dimensionless groups: Re, Stk and Fr.

It is well known that either cyclones or swirling tubes operating with gas-solid or liquid-solid have separation efficiency curves resembling a S turned ninety degrees to the right (1). It is proposed a functional dependence of η_p in terms of the error function[3] because it already has a shape of a S curve:

$$\eta_p = 50 \cdot \left(1 + \frac{\chi}{|\chi|} \operatorname{erf}(|\chi|) \right) \quad \text{.....(6)}$$

where η_p stands for the predicted efficiency, the single parameter χ is defined as:

$$\chi = (x - m)/s \quad \text{.....(7)}$$

and x is stated in terms of the dimensionless groups:

$$x = Stk^a \cdot (1 + Fr) \cdot Re^b \quad \text{.....(8)}$$

The constants m, s, a and b are determined requiring the least absolute deviation between the predicted and the experimentally determined efficiency.

Figure 5 displays the predicted (continuous line) and the experimentally determined (open symbols) separation efficiency against the parameter χ. The 50% cut-off is at $\chi = 0$. Efficiencies lower than 50% occur for values of $\chi < 0$ conversely, efficiencies greater than 50% happen for $\chi > 0$. Values of $\chi < -3$ correspond to near zero of efficiencies. On the other hand, values of $\chi > 3$ is near 100% of efficiency. The best values for the constants m, s, a and b are, respectively, 19, 16, 1.2 and 0.4.

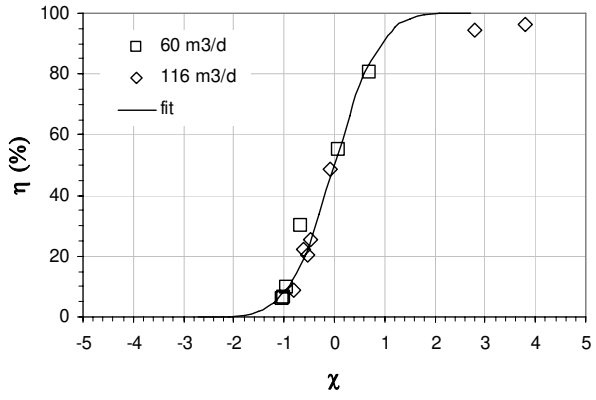


Fig. 5 – The predicted (continuous line) and the experimentally determined separation efficiency as a function of χ parameter defined in Eqs. (7) and (8).

[3] error function definition : $\operatorname{erf}(z) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^z e^{-t^2} dt$

For convenience, Table 2 brings the values of the dimensionless groups Re, Stk and Fr, the value of x and χ and also the predicted efficiency and its deviation against the experimental value. As observed in Table 2, the fit for η_p stem from Re ranging from 283 to 47157, Stk ranging from 0.006 to 1.347 and Fr ranging from 57 to 355. The greatest deviation is of 13% and happens to test #36 while the mean absolute error is of 2.4%.

Table 2 – The predicted separation efficiency.

test	Re	Fr	Stk	x	χ	η_p	η_{error}
#	(---)	(---)	(---)	(---)	(---)	(%)	(%)
8	283	57	0.012	2.65	-1.0	7	1
10	297	57	0.012	2.87	-1.0	8	1
25	362	57	0.015	3.97	-0.9	9	0
42	980	57	0.042	20.2	0.1	54	1
36	572	57	0.024	8.39	-0.7	17	13
44	1245	57	0.054	30.1	0.7	84	3
n	23579	57	1.347	4638	288.7	100	0
n4	23579	57	0.104	216	12.3	100	0
n3	47157	227	0.052	489	29.4	100	0
26	559	212	0.006	5.97	-0.8	12	4
29	731	212	0.008	9.23	-0.6	19	3
33	786	212	0.009	10.4	-0.5	22	2
34	850	263	0.008	11.3	-0.5	25	0
35	1084	212	0.012	17.7	-0.1	45	3
43	2365	212	0.027	63.8	2.8	100	5
45	2906	355	0.020	79.9	3.8	100	4
n2	45585	212	0.697	10102	630.2	100	0

Parametric analysis

The use of Eq. (6) helps to draw quick simulations of the separation efficiency when the viscosity and other parameters change.

Figure 6 displays the predicted separation efficiency against the solids size for liquid viscosities of 10, 20 and 50 cP. The volumetric flow rate is of 120 m^3/d. For a given liquid viscosity, as the solid size decreases so does the separation efficiency. But the increase on the liquid viscosity always decreases the separation efficiency. Considering a particle size of 500 μm, the separation efficiency is of 100% when the liquid viscosity is of 10 cP, it drops to 60% when the liquid viscosity goes to 20 cP and reaches 10% when the liquid viscosity is 50 cP.

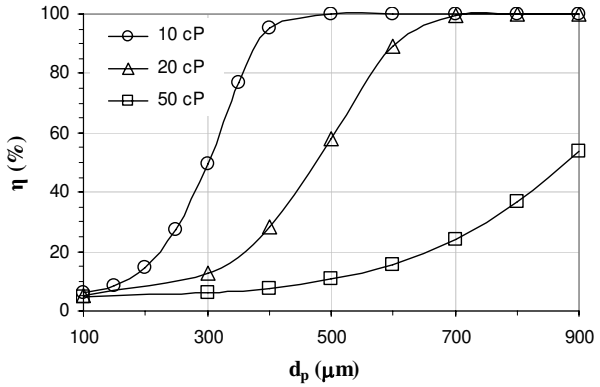


Fig. 6 – Predicted separation efficiency as a function of the solid particle diameter for liquid viscosities of 10 cP, 20 cP and 50 cP. The volumetric flow rate is 120 m3/d.

The predicted separation efficiency as a function of the liquid flow rate for liquid viscosities of 1, 40, 60 and 100 cP is in Figure 7. The particle size is of 900 μm. For a given liquid viscosity, as the flow rate decreases the separation efficiency also decreases. This behavior is characteristic of this type of separator, high flow rate is favorable to better separation performance. In fact this feature was already seen along the experimental test, see Fig. 4, and captured by the dimensional analysis. But the increase on the liquid viscosity leads to decrease the separation efficiency. Considering a liquid flow rate of 150 m^3/d, the separation efficiency is of 100% when the liquid viscosity is of 1 cP, it drops to 90% for liquid viscosity of 40 cP, then it goes to 50% for liquid viscosities of 60 cP and it reaches 20% when liquid viscosity goes to 100 cP.

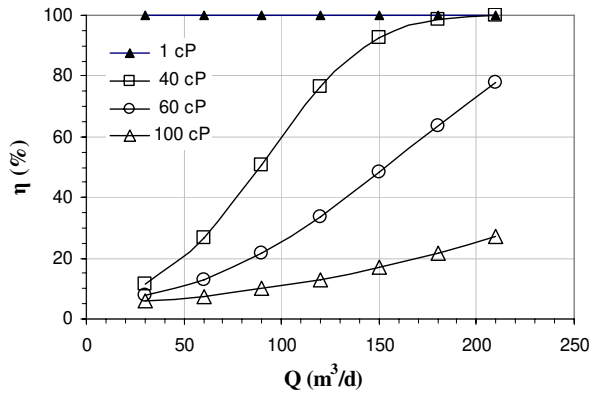


Fig. 7 – Predicted separation efficiency as a function of the volumetric flow rate for liquid viscosities of 1cP, 40cP, 60 cP and 100 cP. The particle size is 900 μm.

The predicted efficiency as a function of the jet cross section area is in Fig. 8. The x axis displays a jet area ratio instead of the jet area itself. As the reference jet area it is considered the jet area of the tested model. Its value, for convenience is of 0.00015 m^2 corresponding to the cross section area of the twin jets. The simulations hold for liquid viscosities of 10 cP, 30 cP and 60 cP, particle size of 250 μm and liquid flow rate of 120 m^3/d. As observed, the separation efficiency increases as the jet area ratio decreases. Considering jet area ratio of unity, the separation efficiency is of nearly 10% for liquids with 30 cP and 60 cP and increases to 30% for liquid with 10 cP. As the jet area ratio goes to one half, the separation efficiencies go to 100%, 20% and 10% corresponding to liquids with 10cP, 30cP and 60 cP, respectively.

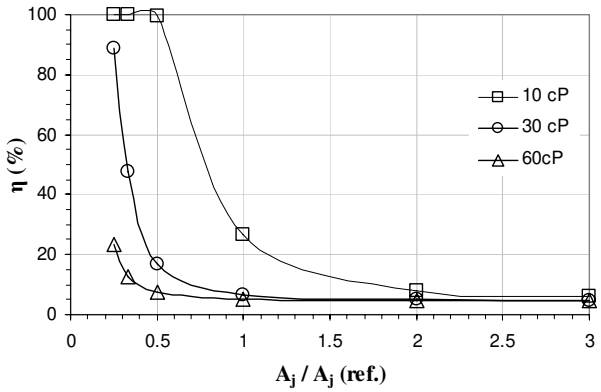


Fig. 8 – Predicted separation efficiency as a function of the jet discharge area for liquid viscosities of 10cP, 30cP and 60cP. The particle size is 250 μm. The volumetric flow rate is 120m3/d.

The effect of the jet angle with the horizontal, also referred as the vane's trailing edge angle, is analyzed in Fig. 9 for liquid flow rate and liquid viscosity of 120 m^3/d and 10 cP. The predicted separation efficiency curve as a function of the particle size is draw for the two selected jet angles: 1 and 10 degrees. As observed in Fig. 9, the two curves are coincident disclosing that this jet angle variation has no influence on the separation efficiency.

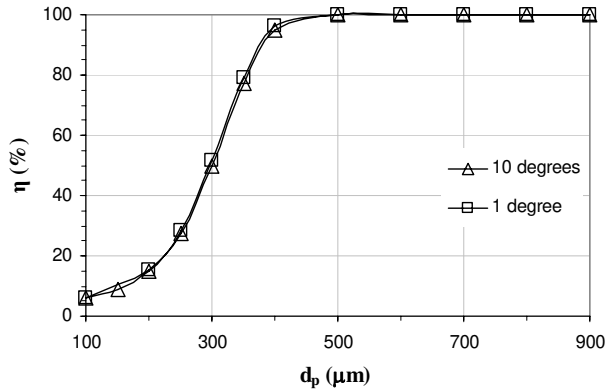


Fig. 9 – Predicted separation efficiency as a function of the particle size for swirling vane angle of 1 and 10 degrees. The liquid viscosity and the volumetric flow rate are of 10cP and 120m3/d.

Conclusions

In general, the increase on the liquid viscosity is prone to reduce the separation efficiency. For given De/Dp and L/Dp ratios, the strength of the reduction depends, mainly, of the liquid flow rate, the particle size, and the jet area. Without considering the effect of these variables simultaneously it is not possible to estimate the reduction on the separation efficiency. The designer of swirling tubes has few options to improve the separation efficiency for applications with high viscosity liquids. The main resources are found on the liquid flow rate or on the jet cross section area. The increase on the liquid flow rate and the reduction of the jet cross section area are factors which always lead on an increase of the separation efficiency. Nevertheless they are physically bounded for field applications, i.e., neither the flow rate nor the jet cross area can change indefinitely. On the other hand, the change on the jet's discharge angle from 1 to 10 degrees does not affect the separation efficiency at all. Another possible variable which may affect the separation efficiency is the ratio De/Dp. It was not analyzed in this study but it should be addressed in future works. At last, bigger particles are always easier to separate than smaller but the particle size is not a variable chosen by the designer but restrained by the geological factors.

Acknowledgments

The authors J.A.M. and E.S.R. acknowledge the support from PETROBRAS and also thanks to Mr. Nelson Shiratori from PETROBRAS for the valuable information.

Nomenclature

A_j = Jet discharge area (m^2);
C_i = Solids inlet concentration (%);
D_e = External pipe diameter (m);
D_p = Production pipe diameter (m);
d_p = Particle mean diameter (μm);
Fr = Froude number;
g = Gravity acceleration (m/s^2);
L = Chicane zone length (m);
Q = Liquid flow rate (m^3/d);
Re = Reynolds number;
Stk = Stokes number.
U = Swirling velocity (m/s);
W = Mean velocity at the production line (m/s);
α = vane's trailing edge angle (degree);
μ = Liquid viscosity (cP);
η = Separation efficiency (%);
η_p = Predicted separation efficiency (%);
ρ = Liquid density (kg/m^3);
ρ_p = Particle density (kg/m^3);

References

1. Hoffmann, A.C. and Stein, L.E.: *Gas Cyclones and Swirl Tubes: Principles, Design and Operation*, Springer-Verlag, (2002),334.

2. Fox, R.W. and McDonald, A.T.: *Introduction to Fluid Mechanics*, 5th edition, John Wiley & Sons, (1998) 504.

ANALYSIS OF SWIRL TUBE AS DOWNHOLE DESANDER DEVICE

Jason Alves Martins
Eugênio Spanó Rosa
Energy Dept. – FEM – State University of Campinas
jamartins@fem.unicamp.br & erosa@fem.unicamp.br

Abstract. *This work investigates the solid-liquid separation mechanisms in swirl-tubes. One seeks to disclose the flow features leading to the solid separation or not. The flow field is solved in a structured grid using a finite volume method. Capture surfaces are drawn inside the domain based on the solid terminal velocity and the flow field velocities. The capture surface is a threshold surface; once the solids cross a capture surface they are no-longer separated by the device. A reference case is established and a comparative analysis of the flow field and capture surfaces are developed against cases where the liquid flow rate or the particle diameter or the liquid viscosity varies. The separation trend revealed by the numerical analysis is consistent with the experimentally determined solids separation efficiency.*

Keywords: *Swirl Tube, Separation, Solid-Liquid, Finite Volume Method.*

1. Introduction

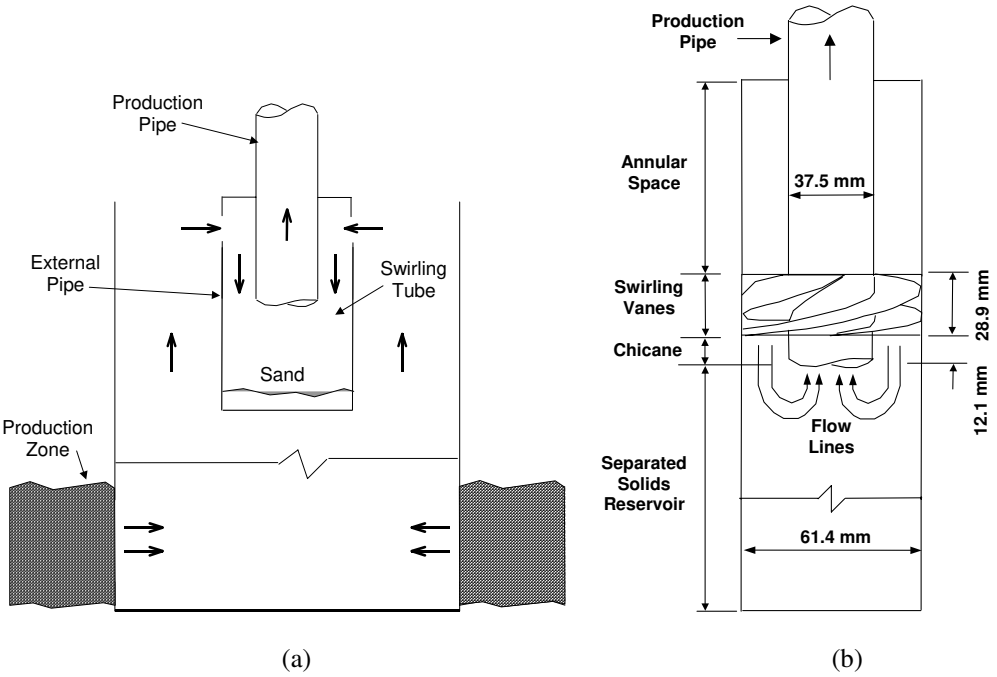
Swirl tubes are often employed by the oil industry as a desander device for crude production in land fields with high water cut (95% to 99%). With reduced size and no moving parts these devices are fitted to work at the bottom of the well separating the sand from the upstream liquid flow. They reduce the well workover and servicing activities by avoiding sand to reach the pumping system and other pipeline accessories. The swirl tubes are usually installed in vertical or near vertical well bores above the oil formation; Fig. 1(a) depicts the application scenario. The device consists of two concentric pipes which overlap each other forming a chicane, Fig. 1(b). Within the annular space between the pipes there are no-moving vanes to impart a swirl component on the downward liquid stream. At the chicane the liquid stream is diverted upward toward the production line while the solids proceed downstream on the external pipe to the solids reservoir. These separation devices deals with solids concentration typically less than 0.1% and are best fit for continuous operation rather than to slug flow. They handle liquid flow rates from low to moderate range, 20 m^3/d to 600 m^3/d. The gas content is typically limited to 2% in volume at operation condition. Eventually higher gas contents can be handled with increase in size of the equipment. Applications with heavy crude or oil-water mixtures with lower water cuts are not successfully reported. The drop on the separation efficiency or even its complete failure is attributed to the increase of the liquid viscosity due to the formation of oil-water emulsion.

At the moment is not known the impact of the liquid viscosity increase on the separation efficiency of the swirl tubes. An experimental test campaign, taken at the flow laboratory of the Energy department, investigated how the liquid viscosity increase changes the separation efficiency. The tests reproduced the field scenario and employed a 1:1 scale swirl tube with dimensions shown in Fig. 1(b). The test fluid was a water-glycerin solution with various concentrations such that the liquid viscosity was allowed to change from 1cP up to 100cP. The solids were glass spheres with diameter of 250μm, 900μm and 4000μm. The experimental tests revealed that the separation efficiency increases as the liquid viscosity decreases or the liquid flow rate increase or the particle size increase. The experimental results were reduced to a single relationship involving dimensionless parameters which accurately described the separation efficiency; see Martins and Rosa (2005).

Even though the separation efficiency has its behavior described by an algebraic equation involving dimensionless groups it does not describe the flow mechanisms responsible for increasing or decreasing the separation efficiency. To gain insight to design theses devices to handle more viscous liquids is necessary to understand the physics of the solid-liquid separation. This paper adds on the experimental work of Martins and Rosa (2005) addressing, from a qualitatively point of view, what are the flow mechanisms underlining the separation efficiency. The paper is organized as follow. The numerical method, grid size, convergence criteria and boundary conditions are described in section 2. The flow field analysis is done in section 3. The concept of the capture surface and time of residence are introduced at section 4. Section 5 does a comparative study of three cases where the liquid flow rate, the liquid viscosity and particle diameter changes. Finally some conclusions are drawn in section 6.

2. Numerical Method

This section presents the numerical method, the grid size, the boundary conditions and the convergence criterion. The mass and momentum equations are solved using the finite volume technique (Patankar, 1980) embodied on the Phoenics® 3.5.1 cfd code. The flow is considered to be in steady state, incompressible and axis-symmetric. A structured cylindrical polar grid properly describes the flow domain inside the swirl tube. The orthogonal directions are X, Y and Z representing the tangential, radial and axial directions respectively. The flow field has three velocity components: U, V and W, which correspond to the velocities along the X, Y and Z directions.



(a) (b)

Figure 1. (a) Schematic of swirl tube inside the well and (b) swirl tube main dimensions.

The domain size along the X, Y and Z directions is, respectively, 0.1 rad, 0.0307 m and 2.0 m. The structured orthogonal grid is non-uniform along the Y and Z directions. The grid knots density is proportional to the flow gradients, the steeper the gradients the denser is the grid. The influence of the grid size on the numerical outputs is accessed using three grids sizes, having 1x13x70, 1x25x141 and 1x50x282 control volumes along the X, Y and Z. There are changes between the first and the second grid but from the second to the third they are quite small indicating numerical convergence. This work employs a grid with 1x25x141 to better compromise between computer time and numerical accuracy.

The boundary conditions used in this work are: mass and momentum inflow at the inlet, no-slip at the external and bottom walls, periodic flow along X direction, flow symmetry at the centerline and at the outlet the flow is locally parabolic. For reference they are schematically represented in Fig. 2. The inlet is placed at 0.024m $<Y<$0.0307m and Z = 0.138m. At the inlet are specified the axial and swirl inlet velocities, Win and Uin, which bear the relationship: $\tan(\alpha) = Win/Uin$, where α is the angle that the stationary blade makes with the horizontal line, α = 0.175 rad. The no-slip is enforced at the external wall, at the bottom wall and at the blockage between the inlet and outlet. Tangential symmetry is enforced applying a periodic condition along X direction. At the symmetry line, Y = 0 and $0<Z<$2m all variables gradients are null. The outlet is at $0<Y<$0.0187m and Z = 0, the diffusion coefficients are null and the pressure is let to float along Y accordingly to the resultant centrifugal force field.

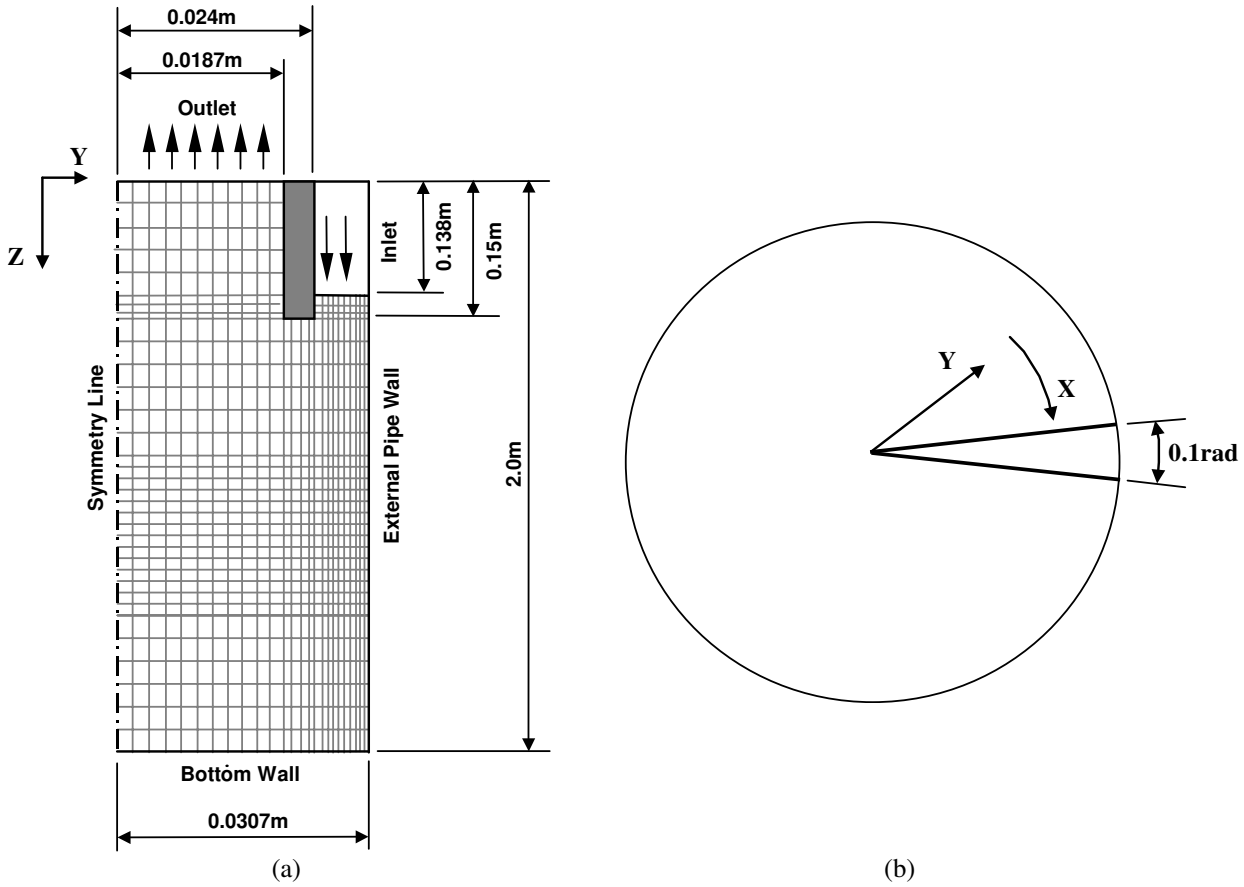


Figure 2. Schematic of the grid

The numerical solution stopped when the sum, over all control volumes, of the residuals of the mass and the momentum equations falls below 0.2% of the reference mass and momentum fluxes. The reference fluxes for the X and Z directions are taken as the mass and momentum fluxes happening at the inlet. For convenience, the reference momentum flux for the Y direction was also taken as equal to the reference momentum flux for the Z direction.

3. Flow field analysis

The flow field inside the swirl tube has the axial, radial and tangential velocities, W, V and U respectively. The interplay of these three components rules the solid particle trajectory and defines if it will be separated or not. The analysis starts with a reference case defined by: liquid flow rate of 116 m^3/d, liquid viscosity of 20 cP and swirl angle of 10 degrees. The contours of swirl velocity, axial velocity and streamlines are displayed in Fig. 3. The figure dimension is not in scale but magnified 10 times along the radial direction. The swirl velocity is maximum (6.5 m/s) at the inlet and decays along the axial direction as well as when it approaches the center of the tube. The axial velocity describes a U turn inside the device since its bottom is closed and the outlet, i.e. the production tube, is placed almost side by side with the inlet area. The axial W velocity has positive and negative values representing the downward and upward directions respectively. The maximum downward velocity is of 1.5 m/s at the inlet region and the minimum upward velocity is of -2 m/s near the production pipe inlet. Along any cross section the W velocity decays in absolute value as the z coordinate increases. The streamlines, at the right of Fig. 3, disclose that the liquid progressively makes the U turn. The streamlines starting at the inner region of the inlet are the first to turn and travel a short distance along the axial direction before exiting the domain. On the other hand, the streamlines starting at the outer region of the inlet have to travel a greater axial distance and are the last to turn upward. The streamline pattern also discloses that radial velocity field always point toward the tube centerline.

The decaying rate of the swirl and axial velocities along the z axis are more accurately represented by the x-y plot in Fig. 4 taken at four axial positions downstream the inlet: 161mm, 500mm, 1000mm and 1400mm. These axial positions are represented as external marks along the streamlines pattern in Fig. 3 for reference. Considering Fig. 4(a) at a given section z, U is near zero at the tube centerline, grows almost linearly as the y coordinate increases, reach a maximum near the inlet region and falls to zero again due to the no-slip condition. The quasi-linear growth rate of U near the tube centerline indicates that the fluid rotates like a rigid body. Keeping constant the y coordinate one sees that the U velocity always decays as the axial position increases. There is no significant swirl velocity at 1400 mm downstream the inlet. The axial velocity profile at distinct z sections are in Fig. 4(b). The axial velocity near the tube centerline has a minimum, grows monotonically, crosses the zero value, reaches a maximum at the inlet region and then falls to zero again near at the pipe wall. The radial distance where the W is zero is near the same for all other z sections, y = 0.022m m, coincident with the outer diameter of the production tube. The absolute value of W decays downstream from the inlet, at 1400 mm downstream the inlet W is near zero.

In order to the liquid do a U turn inside the device is necessary that the downward liquid stream be progressively reduced transferring liquid to the upward stream. The downward liquid flow rate, defined as Qz, is determined summing the product of the cell areas times the *positive* W velocity component along any z section. Of course the upward liquid flow rate has the same magnitude of Qz but opposite sign to conserve mass. Qz is proportional to the average downward W velocity and is useful to disclose its decaying rate. Figure 5(a) displays the ratio Qz/Q for the reference case against two other cases, as shown in Tab. 1. The first pair has the same liquid flow rate but liquid viscosities of 20cP and 100cP. The second pair keeps the same liquid viscosity of 20cP but reduces the liquid flow rate from 116 m^3/d to 60 m^3/d. In all cases the swirl angle is kept the same.

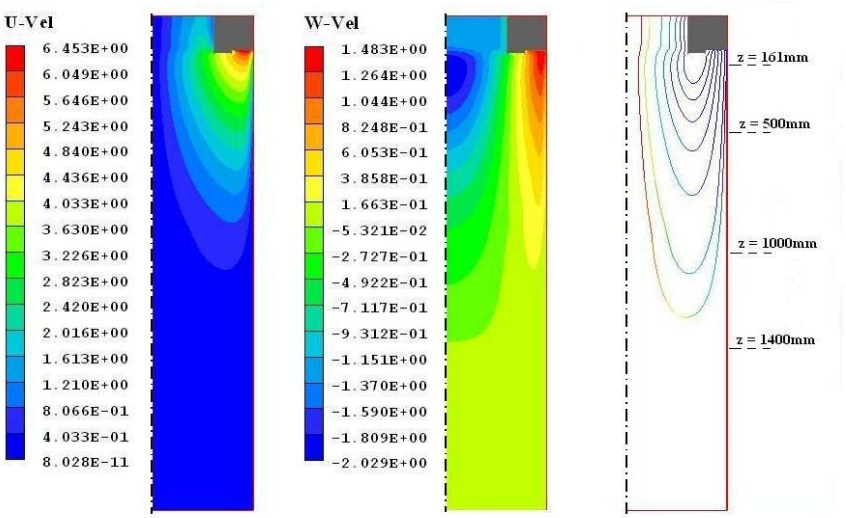
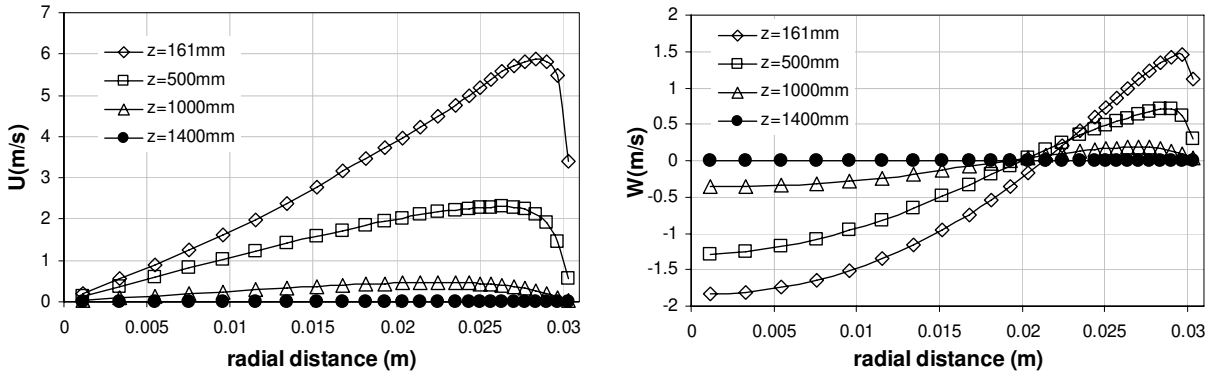


Figure 3. Velocity field for the reference case, (a) U-vel (m/s) , (b) W-vel (m/s) and (c) streamlines.

The ratio Qz/Q displayed on Fig. 5(a) starts a little over unit because there is a recirculation zone near the inlet region due the thickness of the production pipe. The decaying rate of the Qz/Q is proportional to the rate at which liquid is being transferred to the upward stream. Considering the same liquid flow rate the viscosity increase from 20cP to 100cP reduces the necessary axial length for the liquid make the U turn and causes a faster decay Qz/Q. On the other hand, keeping the same liquid viscosity of 20 cP and reducing the liquid flow rate of 116 m^3/d to 60 m^3/d also causes a change on the necessary axial length to the liquid make the U turn but not so intense as the former scenario. The decaying rate seems to have two slopes, one near the inlet and other at the end.



(a) (b)

Figure 4. U and W velocity profiles at different axial positions.

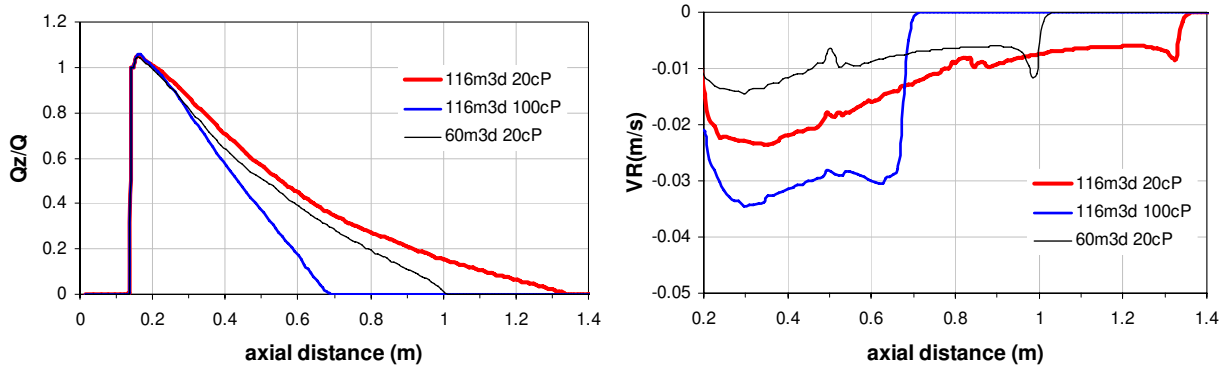
Table 1. Flow simulation parameters

Case number	Liquid Flow Rate, Q m^3/d	Liquid Viscosity, μ cP	Swirl Angle, α rad	Particle Diameter, dp μm
#1 (reference)	116	20	0.175	900
#2	60	20	0.175	900
#3	116	100	0.175	900

The downward liquid flow rate difference between two successive axial positions renders the radial flow rate, which transfers mass from the downward stream to the upward stream. Exploring the fact that W is null at a radial position near the outside diameter of the production pipe, Dp, then one can estimate the maximum radial velocity, VR, along any z section using the mass conservation principle:

$$dQ_z / dz = VR \cdot \pi \cdot D_p , \tag{1}$$

VR is responsible to the change of the liquid stream directions inside the device. It is shown in Fig. 5(b) for the reference case against two other cases, as described before. Since VR is deduced from a first order derivative of Qz it is more likely show noise or disturbances not seen on Qz profile. Nonetheless, VR is two orders of magnitude less than the inlet velocity, is near constant along the axial distance or exhibits a mild decay. Keeping constant the liquid flow rate of 116 m^3/d and increasing the liquid viscosity from 20 cP to 100 cP one sees a increase of one and half times on the maximum radial velocity. For the case where, the liquid viscosity is kept constant in 20 cP and the liquid flow rate reduces from 116 m^3/d to 60 m^3/d, VR near the inlet is double considering the reference case but near the end of the U turn the values are the near the same, 0.007 m/s. The distinguished feature along the three cases is the progressively mass transfer along the axial distance from the downward stream to the upward stream done by VR.



(a) (b)

Figure 5. Downward liquid flow rate ratio, Qz/Q (a) and maximum radial velocity VR (b) for 60 m^3/d and 116 m^3/d liquid flow rates, 20cP and 100cP liquid viscosities.

The axial and swirl velocity components exhibit a decaying rate downstream the inlet. The axial and the swirl velocities are vanishing small at nearly the same axial distance from the inlet due to the momentum coupling among U, V and W momentum equations. The decaying length, Ld, denotes the downstream distance where the velocities are vanishing small. The Ld for the cases #1, #2 and #3 listed in Tab. 1 are estimated from Fig. 5(a) as 1.3 m, 1.0m and 0.7m, respectively. One observes that Ld decreases when viscosity increases or the flow rate decreases. Using the same reasoning to derive Eq. (1), the mean $\overline{VR}$ along the axial direction is estimated as:

$$Q = \overline{VR} \cdot \pi \cdot D_p \cdot L_d \,. \tag{2}$$

4. Capture surface of the solid particles

To understand how the separation efficiency depends on the liquid flow rate, liquid viscosity and particle size it is introduced the concept of capture surface. It is a threshold surface which divides the domain in two regions: one with separated and the other with not separated particles. Once a solid particle crosses the capture surface it can not be separated anymore but it is dragged by the upward liquid stream. A good hydrodynamic design would prevent the solids to cross the capture surface and render 100% of separation efficiency. The solids concentration, which is less than 0.1% of the inlet flow rate, is considered not disturbing the liquid flow field.

The solid particle trajectory has two directions: an axial and a radial, which in turn depends on the liquid velocity among other parameters. The liquid velocity components have distinct roles to define separation process. The axial velocity defines if a particle will be separated or not. The separation criterion is to compare the particle Stokes terminal velocity against the upward liquid velocity; it is done by the axial Stokes number (Hoffmann and Stein, 2002):

$$StkZ = -(\Delta\rho \cdot d_p{}^2 \cdot g)/(18 \cdot \mu \cdot W)\,, \tag{3}$$

where $\Delta\rho$ is the density difference between the solid and the liquid, d_p is the particle Sauter mean diameter, g is the gravity acceleration and μ is the liquid viscosity. Values of StkZ greater than one means that the particle terminal velocity is greater than the liquid velocity W, therefore favorable to the particle separation. On the other hand, for 0< StkZ < 1 means the particle is being dragged by the upward liquid stream and therefore is not separated. It is expected values of 0< StkZ < 1 near the tube centerline once it is in this region where the upward liquid stream occurs.

An analysis of the liquid radial velocity component reveals that it does not define if the particle is separated or not but it has an equally important role on the separation process. It is responsible to the transport of solid particles from the outer wall toward the pipe center where they may be captured or not by the upstream liquid flow. Notice that the swirl velocity generates a centrifugal force field ($\Delta\rho\ U^2/y$) pushing the solid particles toward the outer wall.

The solid particle will move inward only if the radial velocity is greater than the centrifugal force field. This scenario is likely to happen when the swirl velocity losses momentum further downstream from the inlet. The particle radial movement criterion is to compare the particle terminal velocity due to the centrifugal force field against the inward liquid velocity; it is done by the radial Stokes number:

$$StkR = -(\Delta\rho \cdot d_p{}^2 \cdot U^2) / (18 \cdot \mu \cdot V \cdot y)\,, \tag{4}$$

where y is the radial particle position. The values of StkR greater than one means that the solid particle moves outwardly due to the centrifugal force field. Complementary, 0<StkR<1 means the particle is being dragged inward.

The intersection between the surface where StkZ = 1 and the volume region where 0< StkR<1 defines the capture surface. The last define the domain region where the solids are transported inward and the former states the threshold value for the solids being separated or not. The SktZ and StkR are easily determined from the numerical data. Figure 6 displays contour plots of the StkZ, StkR and the capture surface for the reference case. The StkZ contour plot shows the area where the particle terminal velocity is smaller than the liquid upstream velocity and therefore the solid is carried by the liquid stream. Its shape is cylindrical extending along the axial direction with outer radius close to the production pipe diameter. The white colored area of the plot represent a region where liquid velocity do not have strength to carry the solid upward and therefore they are favorable to separation. The white area of the StkR contour plot shows that the solid particles do not move inward but stay put against the wall. As the swirl velocity losses momentum, weakening the centrifugal force field, the radial velocity is capable to push inward the solid particle.

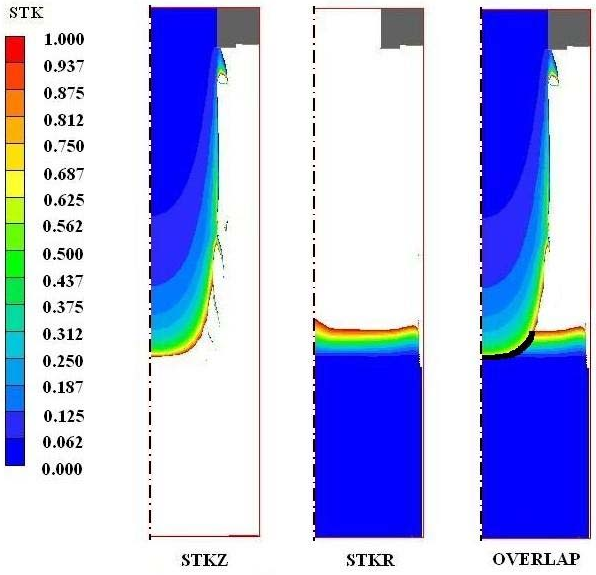


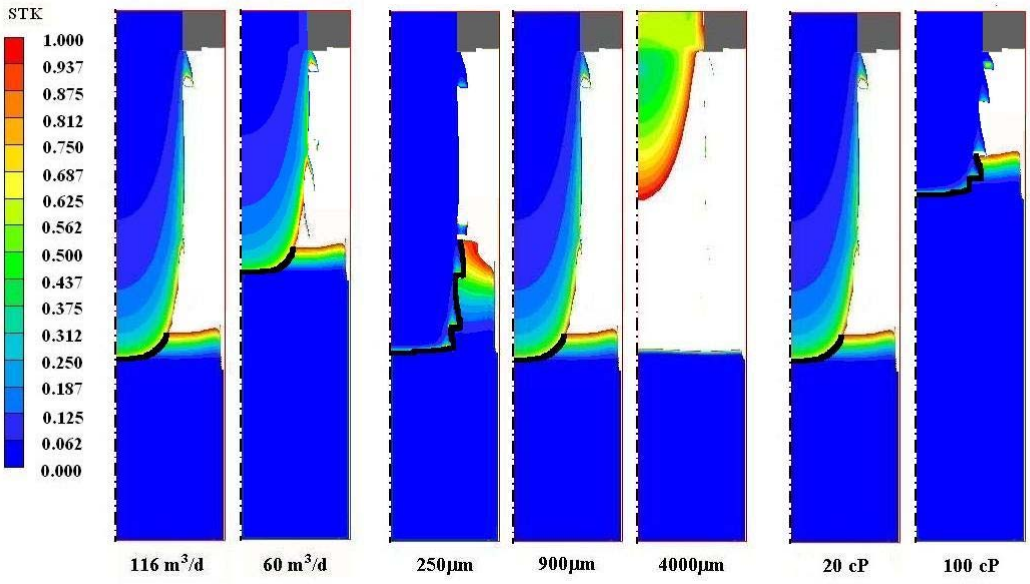
Figure 6. 0< StkZ < 1and 0<StkR < 1 regions and the capture surface (overlap).

The region of 0<StkR<1 is also cylindrical but spans from the outer wall to the tube centerline with nearly flat iso-lines. The capture surface is drawn on the 3rd contour plot. Its surface is much smaller than the surface defined by StkZ=1 because in most of its axial extension the solids can not be transported inward due to the centrifugal force field. The solid particle may cross or not the capture surface. The separation efficiency depends on the axial area extent of the capture surface, of the axial particle residence time to cross the axial distance comprised by the capture surface and of the radial velocity. It is expected that the separation efficiency will fall when there is an increase in the capture surface area or the residence time or even on the radial velocity.

5. Comparative analysis of viscosity, particle size and flow rate

This section underlines the flow mechanisms responsible to changes on the separation efficiency when the liquid viscosity, particle diameter or liquid flow rate varies. The qualitative analysis of the separation efficiency is based on the capture surface size, the residence time and the particle radial velocity (or the decaying length, Ld). The studied cases are listed in Tab. 1. Taking case #1 as reference, the analysis of the change on the liquid flow rate is drawn by comparing the outputs of cases #1 and #2, the analysis of particle diameter changes is done with case #1 alone, finally the analysis of the viscosity increase happens with case#1 against case #3. The three scenarios, in order, are depicted in Fig. 7 (a-c) as contour plots of StkR and StkZ plus the capture surface.

Figure 7(a) shows the StkZ and StkR maps and the capture surface for cases #1 and #2. As seen on the contours plots the shape and size of the capture surface for both cases are the same. More accurate measurements on the contour plots indicate the axial extent of the capture surface if of 0.89m<z<0.99m and 1.2m<z<1.3m, for cases #1 and #2 respectively. Also the maximum radial velocities at the capture surface are approximately the same for cases #1 and #2, i.e. VR =0.08 m/s see Fig. 5(b). What distinguishes the two cases is axial velocity. For case #1 the downward axial velocity is almost twice the one from case #2. This is true because the downward axial velocity is proportional to the Qz/Q ratio which has almost the same slope for both cases. Since the Q from case #1 is almost twice the Q from case #2 so are the downward axial velocities. As a consequence of the increase of the downward axial velocity is a decrease of the residence time and therefore the chances to find particles crossing the capture surface decrease. It is then expected an increase on separation efficiency when the liquid flow rate increases. This behavior is in accordance with the experimentally determined separation efficiency of 94% and 80% for cases #1 and #2, respectively (Martins and Rosa, 2005).



(a) (b) (c)

Figure 7. StkZ < 1and StkR < 1regions and capture surface for different flow rate, particle sizes and viscosities.

The influence of the particle size is analyzed next. The data come from test #1 with three sizes of particles: 250µm, 900µm e 4000µm. Since there is no flow disturbance introduced by presence of the solid particles, the flow fields for the three cases are identical. The influence of the particle diameter increase shows at the capture surface size. As seen from Fig. 7(b), particles with 250 µm in diameter have a capture surface roughly 5 times bigger than the case with particle 900 µm in diameter and the case with particles 4000 µm in diameter shows no capture surface at all. Considering the last case, the zone of radial particle transport do not intercepts the zone with upward particle

transport; therefore it is expected 100% of separation efficiency. Considering the former cases, the increase on the capture surface implies an increase on the residence time and also the odds of a particle cross the capture surface. Therefore cases with greater capture surface have smaller separation efficiency. This trend is fact confirmed by the experimental tests. The experimental separation efficiency is of 9%, 94% and 100% for the cases with particle sizes of 250 μm, 900 μm and 4000 μm, respectively (Martins and Rosa, 2005). The case reveals that the residence time depends not only on the axial downward velocity but also on the extent of the capture surface, which, by its turn, depend on the particle size.

The effect of increasing the liquid viscosity is now analyzed. The selected cases are #1 and #3 from Tab. 1, which have the same flow rate but liquid viscosities of 20cP and 100cP. The capture surface is shown in Fig. 7(c). Measurements on the contour plot indicate that the axial extent of the capture surface is of 1.20m<Z<1.32m and 0.53m<Z<0.70m corresponding to the cases of 20 cP and 100 cp respectively. Also the radial velocity, VR, for the 20 cP case is 1.5 times smaller than the one observed for 100 cP, see Fig. 5(b). Summarizing, the case with 20cP has a smaller capture surface, which translates into a smaller residence time and also a smaller radial velocity when compared against the case with 100 cP. These two factors are favorable to a better separation efficiency for 20 cP than to 100 cP liquids. This trend is also seen experimentally. The determined separation efficiency for the cases with 20cP and 100cP is of 94% and 9% respectively (Martins and Rosa, 2005).

6. Conclusions

Some aspects of the flow mechanics of the separation process inside the swirl-tubes were disclosed. The flow field is three dimensional with axis-symmetry but its main characteristics are defined by the decay length, Ld, the inlet flow rate and the geometrical parameters: the swirl angle and the diameters of the production pipe and external pipe. The decay length decreases as the liquid viscosity increases or the liquid flow rate decreases, it is sensitive to the flow inertia. The axial and swirl velocity components decay downstream the inlet proportionally to Ld. The radial velocity transfers mass from the downward stream to the upward stream. Considering the flow area of the upward stream defined by the production pipe diameter, then the VR is estimated by Eq. (1).

The Stokes numbers are defined along the axial and radial direction with the aid of the liquid velocity and the Stokes particle terminal velocity. It is introduced the concept of capture surface based on the Stokes number. The later is a threshold surface, if a solid particle crosses the surface it will be no longer separated but carried by the upward liquid stream. The increase on the liquid flow rate decreases the particle residence time, reduces the chances of a particle intercept the capture surface and thus leads to an increase on the separation efficiency. The increase on the particle diameter reduces or even eliminates the capture surface it thus decreases the residence time and improves the separation efficiency. Finally, the increase on the liquid viscosity causes an increase on the residence time and also on the radial velocity. These two features act on the same direction to lessen the separation efficiency.

7. Acknowledgements

The authors J.A. Martins and E.S. Rosa would like to thank to Petrobras to support this research under the contract number 650.2.303.03.3 and also thanks to MSc. Robson de Oliveira Souza, Eng. Nelson Shiratori and Dr. Waldir Estevan from Petrobras for the useful suggestions and encouragement.

8. References

Hoffmann, A.C. and Stein, L.E., 2002, "Gas Cyclones and Swirl Tubes: Principles, Design and Operation", Springer-Verlag, 334.
Martins, J.A., Rosa, E.S., 2005, "Experimental Analysis of Swirl Tubes as Downhole Desander Device", Proceedings of the 9th Latin American and Caribbean Petroleum Engineering Conference, Rio de Janeiro, Brazil.
Patankar, S.V., 1980, "Numerical Heat Transfer and Fluid Flow", Hemisphere, Washington, E.U.A.
POLIS, 2005, "The PHOENICS On-Line Information System", http://www.cham.co.uk/.

9. Responsibility notice

The authors J.A. Martins and E.S. Rosa are the only responsible for the printed material included in this paper.

Anexo III

Dimensionamento de Separador Tubo-Ciclônico

Apresenta-se a seguir o procedimento de dimensionamento de um separador tubo-ciclônico utilizando a correlação desenvolvida neste trabalho. Partindo de um separador com as mesmas dimensões do separador testado experimentalmente, são realizadas mudanças com o objetivo de aumentar a eficiência de separação para o cenário de operação proposto.

O dimensionamento proposto aplica-se somente a separadores geometricamente semelhantes, ou seja, com duas hélices fixas defasadas de 180 graus e, com a razão de diâmetros, D_p/ D_e, constante.

Com base na Equação 4.12 foi desenvolvida uma planilha eletrônica para estimar a eficiência de separação dos tubo-ciclônicos. A planilha permite estimar a eficiência de separação em função das seguintes variáveis operacionais e geométricas, que são os dados de entrada da planilha:

- diâmetro interno do tubo externo De (mm);
- espessura de parede do tubo de produção e (mm);
- altura entre hélices fixas na descarga dos jatos h (mm);
- densidade do fluido ρ (kg/m^3);
- densidade do sólido ρ_s (kg/m^3);
- ângulo de inclinação das hélices fixas α (graus);
- diâmetro de partícula d_p (μm);

- vazão do líquido Q (m^3/d);
- viscosidade do líquido μ (cP).

A planilha apresenta os seguintes dados de saída:

- eficiência de separação prevista η (%);
- diâmetro externo do tubo de produção (D_p+2e) (mm);
- diâmetro interno do tubo de produção D_p (mm);
- folga radial f (μm);

A planilha estima a eficiência de separação para tubo-ciclônicos geometricamente semelhantes ao modelo estudado, ou seja, com duas hélices fixas defasadas de 180 graus e com a razão entre áreas constante R_A= 1,036. O usuário especifica o diâmetro interno do tubo externo De e a espessura de parede do tubo de produção e no campo de entrada. A planilha determina os diâmetros interno e externo do tubo de produção respeitando a razão entre áreas R_A.

Para um determinado cenário de aplicação, a planilha possibilita dimensionar tubos e hélices para o separador de forma a otimizar a eficiência de separação. Como a região de interesse é aquela onde ocorrem os processos de separação, as dimensões de tubos do separador não precisam ser necessariamente as mesmas que a do restante da tubulação de produção e revestimento do poço. No projeto dos separadores é preciso considerar que a folga f deverá ser maior que o maior diâmetro de partícula a ser separada.

O dimensionamento do separador será feito considerando as dimensões iniciais do separador testado para o seguinte cenário de operação proposto:

- diâmetro interno do tubo externo De = 61,4 mm;
- espessura de parede do tubo de produção e = 5,3 mm;
- altura entre hélices fixas na descarga dos jatos h = 11,25 mm;
- densidade do fluido ρ = 1000 kg/m^3;
- densidade do sólido ρ_s = 2600 kg/m^3;
- ângulo de inclinação das hélices fixas α = 10 graus;

- diâmetro de partícula d_p = 200 μm;
- vazão do líquido Q = 200 m^3/d;
- viscosidade do líquido μ = 10 cP.

A planilha irá retornar os seguintes resultados nos campos de saída:

- eficiência de separação prevista η = 23 %;
- diâmetro externo do tubo de produção (D_p+2e) = 48,1 mm;
- diâmetro interno do tubo de produção D_p = 37,5 mm;
- folga radial f = 6651 μm;

A eficiência de separação prevista, de 23%, ainda é insuficiente e pode ser melhorada através de modificações nas dimensões do separador. Propõe-se a utilização de um tubo com dimensões API 2.7/8" e uma diminuição da altura entre hélices h, reduzindo h do seu valor anterior de 11,25 mm para a metade, a eficiência de separação para o cenário proposto sobe para 98%. Lembrando que as dimensões h e f devem ser maiores do que a maior partícula a ser separada para evitar entupimentos nos canais.

As dimensões do separador serão então:

- diâmetro interno do tubo externo API 2.7/8".
- diâmetro externo do tubo de produção (D_p+2e) = 48,5 mm;
- diâmetro interno do tubo de produção D_p = 37,9 mm.
- espessura de parede do tubo de produção e = 5,3 mm.
- folga radial f = 6737 μm.
- Para esta configuração a velocidade do jato é de 31 m/s e a estimativa de queda de pressão é de 466 KPa.

Aumentando a viscosidade do líquido do cenário de operação anterior para 20 cP temos:

- diâmetro interno do tubo externo De = 61,98 mm;
- espessura de parede do tubo de produção e = 5,3 mm;

- altura entre hélices fixas na descarga dos jatos h = 5,625 mm;
- densidade do fluido ρ = 1000 kg/m^3;
- densidade do sólido ρ_s = 2600 kg/m^3;
- ângulo de inclinação das hélices fixas α = 10 graus;
- diâmetro de partícula d_p = 200 μm;
- vazão do líquido Q = 200 m^3/d;
- viscosidade do líquido μ = 20 cP.

A eficiência de separação para o segundo cenário de operação cai para 32%. Pode-se melhorar a eficiência de separação diminuindo a altura entre hélices h de 5,625 mm para 4,01 mm, e aumentando a espessura de parede, e, do tubo de produção de 5,3 mm para 10 mm. Para esta nova configuração geométrica a eficiência de separação sobe para 99%. :

As dimensões do separador serão então:

- diâmetro interno do tubo externo API 2.7/8".
- diâmetro externo do tubo de produção (D_p+2e) = 52,4 mm;
- diâmetro interno do tubo de produção D_p = 32,4 mm.
- espessura de parede do tubo de produção e = 10 mm.
- folga radial f = 4766 μm.
- Para esta configuração a velocidade do jato é de 60 m/s e a estimativa de queda de pressão é de 1827 KPa.

Pós-dimensionamento do separador

Recomenda-se para as demais dimensões do separador, representadas na Figura III.1, as seguintes regras gerais de dimensionamento, onde D_p é o diâmetro interno do tubo de produção:

- Comprimento de chicana, L: L = 0,32 D_p.
- Comprimento do espaço anular de entrada, Li: Li = 20 D_p ou Li = 500 mm, o que for maior.

- Comprimento do espaço anular de saída, Lo: Lo = 54 D_p ou Li = 2000 mm, o que for maior. Lo é o comprimento mínimo do tubo, o nível do reservatório de areia não pode atingí-lo.
- O tubo externo possui em sua parte superior seis rasgos laterais espaçados de 60 graus para entrada do líquido no separador. A largura de cada rasgo deve ser determinada pela menor dimensão entre a folga anular, f, ou altura entre hélices, h. A menor largura recomendada é 2500 mm. O comprimento do rasgo é de 130 mm.
- As dimensões do tubo externo devem coincidir com aquelas disponíveis na norma de tubos API.
- Como os separadores projetados deverão manter semelhança geométrica com o modelo estudado, o tubo de produção deverá ser usinado de um bloco, pois raramente os seus diâmetros interno e externo coincidirão com os diâmetros comerciais de tubos API.
- A extensão do tubo de produção deve ser cerca de 2 a 3 diâmetros, o suficiente para acomodar a hélice e a chicana. Na sua extremidade superior, ele pode ser conectado a um tubo API de diâmetro mais próximo.

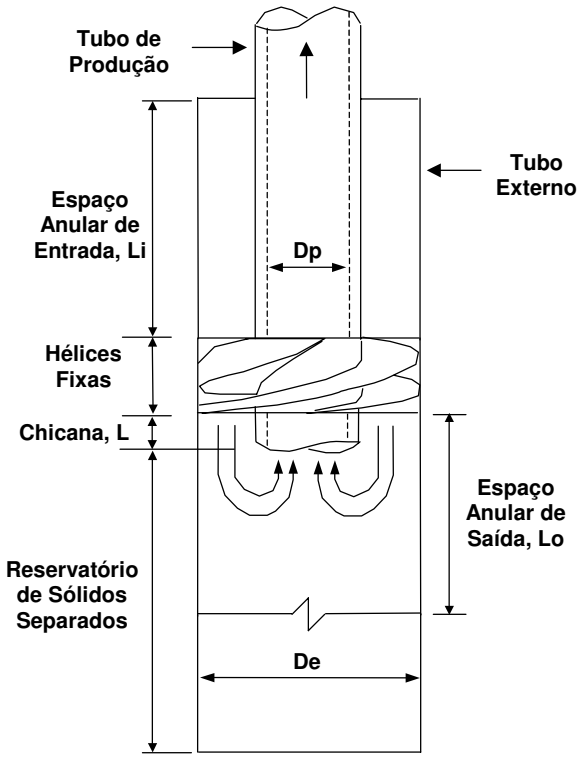


Figura III.1. Dimensões do separador tubo-ciclônico.

Anexo IV

Medidas Experimentais de L_d

O comprimento de decaimento axial, Ld, é um parâmetro fundamental a ser conhecido no separador conforme observou-se em estudo numérico apresentado no Capítulo 5. Razão pela qual buscou-se medir Ld em testes adicionais realizados com o separador. A medição precisa de Ld é difícil de ser realizada em razão da medida ser visual. Para auxiliar na medição de Ld foram inseridos fios de algodão espaçados axialmente de 100 mm ao longo da parede do reservatório até 1000 mm abaixo da chicana. A função desses fios é dar uma indicação visual de onde o fluido possuí ou não rotação, isto é, onde há fluido com rotação eles assumem uma inclinação com a vertical, sem rotação eles ficam paralelos a vertical. A Figura IV.1 mostra um detalhe dos fios na parede do reservatório onde há rotação do fluido.

Os testes experimentais foram iniciados com uma solução de glicerina e água com viscosidade de 70 cP e diluídos sucessivamente com água para as viscosidades de 50 cP e 30 cP. Foram realizados testes com as vazões de 116 m^3/d e 60 m^3/d. A concentração de sólidos na solução foi mantida em torno de 0,1%. O diâmetro de partícula para todos os testes foi de 900 μm. Os procedimentos de testes e técnicas de medição utilizadas estão descritas no Capítulo 3. A Tabela IV.1 mostra os resultados dos testes experimentais.

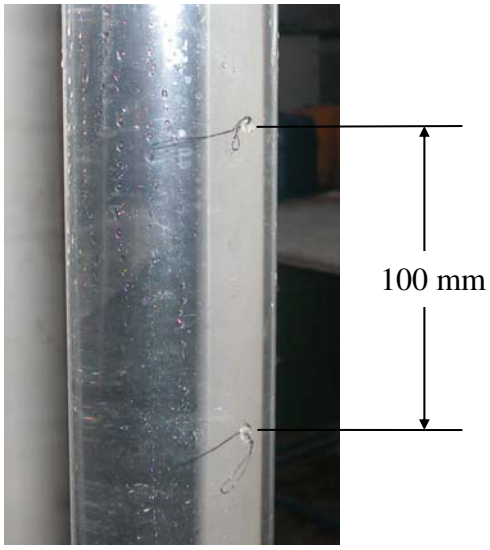


Figura IV.1. Detalhes das linhas inseridas na parede do tubo externo para auxiliar a visualização da rotação do fluido e a determinação de L_d.

Tabela IV.1. Resultados de testes experimentais com L_d para o Cavins.

teste#	data	Duração Ensaio (min)	Vaz Líq (m^3/d)	Dens Líq (kg/m^3)	Temp Líq (ºC)	Visc Líq (cP)	Vaz Sól (m^3/d)	Conc Sól (%)	Ld (m)	Efic Sep (%)	Separador (---)
e1	9/9/2005	12,5	116	1218	27	68,7	0,13	0,1	0,58	26,3	CAVINS
e5	16/9/2005	12,5	116	1209	27	52,3	0,10	0,1	0,65	50	CAVINS
e10	21/9/2005	12,5	116	1200	25,8	33,5	0,08	0,1	0,78	86,1	CAVINS
e2	9/9/2005	25	60	1218	27,5	66,5	0,10	0,2	0,42	14,8	CAVINS
e6	16/9/2005	25	60	1209	27,3	50,8	0,06	0,1	0,52	27,1	CAVINS
e11	21/9/2005	25	60	1200	25,9	33,2	0,07	0,1	0,58	40	CAVINS

Anexo V

Arquivo Q1

Segue abaixo a listagem de um arquivo q1 utilizado na entrada de dados do Phoenics. O caso escolhido tem vazão de líquido de 116 m^3/d, viscosidade 20 cP e diâmetro de partícula de 250 μm.

```
TALK=T;RUN( 1, 1)

**************************************
**********************
  Q1 created by VDI menu, Version 3.5, Date 20/10/03
 CPVNAM=VDI;SPPNAM=Core

*******************************************
***************
  Echo DISPLAY / USE settings

*******************************************
***************
 IRUNN   =        1 ;LIBREF =        0

*******************************************
***************
  Group 1. Run Title

 TEXT(116 m3/d 20cP 250mm                 )

*******************************************
***************
  Echo InForm settings for Group  1
   Inform1Begin
REAL(QLIQ,DREV,DPRD,INCL,WIN,UIN)
REAL(DP,DENP)
REAL(CONC,EFIC,QSOL,VSOL,WSOL)
REAL(ESPS)
ESPS=0.0053



QLIQ=116
CONC=0.1
EFIC=20
INCL = 10.0*3.1415/180
```

```
DP=250E-06
DENP=2900

DREV=0.0614
DPRD=0.0481

 Inform1End

**********************************************
***************
 Group 2. Transience
 STEADY =    T

**********************************************
***************
 Groups 3, 4, 5  Grid Information
   *        Overall        number        of        cells,
RSET(M,NX,NY,NZ,tolerance)
 RSET(M,1,25,170)
   * Cylindrical-polar grid
 CARTES=F

**********************************************
***************
 Group 6. Body-Fitted coordinates

**********************************************
***************
 Group 7. Variables: STOREd,SOLVEd,NAMEd
 ONEPHS =    T
   * Non-default variable names
 NAME(141) =ENUT ; NAME(142) =QZ
 NAME(143) =VTER ; NAME(144) =STKR
 NAME(146) =CP   ; NAME(147) =STKZ
 NAME(148) =WDIS ; NAME(149) =ENUL
 NAME(150) =AUX1
   * Solved variables list
 SOLVE(P1  ,U1  ,V1  ,W1  )
   * Stored variables list
 STORE(AUX1,ENUL,WDIS,STKZ,CP
,STKR,VTER,QZ  )
 STORE(ENUT)
   * Additional solver options
 SOLUTN(P1  ,Y,Y,Y,N,N,Y)
 TURMOD(LVEL)

**********************************************
***************
 Group 8. Terms & Devices

**********************************************
***************
 Group 9. Properties
 RHO1    = 1.188000E+03
 ENUL    = 1.683000E-05
 CP1     = 1.000000E+00

**********************************************
***************
 Group 10.Inter-Phase Transfer Processes

**********************************************
***************
 Group 11.Initialise Var/Porosity Fields
 RESTRT(ALL)
  No PATCHes used for this Group


 INIADD =    F

**********************************************
***************
```

```
 Group 12. Convection and diffusion adjustments
  No PATCHes used for this Group

************************************************
***************
 Group 13. Boundary & Special Sources

 INLET (ENT     ,LOW   ,4,0,0,0,0,0,1,1)
 VALUE (ENT     ,P1  , 1.394498E+03)
 VALUE (ENT     ,U1  , 6.657263E+00)
 VALUE (ENT     ,V1  , 0.000000E+00)
 VALUE (ENT     ,W1  , 1.173820E+00)

 EGWF    =    T

************************************************
***************
 Echo InForm settings for Group 13
  Inform13Begin


WIN=(QLIQ/(3600*24))/(3.1415*(DREV*DREV-
DPRD*DPRD)/4)
UIN=WIN/TAN(INCL)

QSOL=(QLIQ/(3600*24))*(CONC/100)*(EFIC/100)
WSOL=-QSOL/(3.1415*DREV*DREV/4)

INLET (ENT     ,LOW   ,4,0,0,0,0,0,1,1)
VALUE (ENT     ,P1  , RHO1*WIN)
VALUE (ENT     ,U1  , UIN)
VALUE (ENT     ,V1  , 0.000000E+00)
VALUE (ENT     ,W1  , WIN)

    Inform13End

************************************************
***************
 Group 14. Downstream Pressure For PARAB

************************************************
***************
 Group 15. Terminate Sweeps
 LSWEEP  =      1000
 RESFAC  = 1.000000E-03

************************************************
***************
 Group 16. Terminate Iterations
 LITER (W1  ) =       20 ;LITER (VTER) =        1

************************************************
***************
 Group 17. Relaxation
 RELAX(P1  ,LINRLX, 7.000000E-01)
 RELAX(U1  ,FALSDT, 1.000000E-03)
 RELAX(V1  ,FALSDT, 5.000000E-03)
 RELAX(W1  ,FALSDT, 1.000000E-02)

************************************************
***************
 Group 18. Limits
 VARMAX(U1   ) = 1.000000E+06 ;VARMIN(U1   ) =-
1.000000E+06
 VARMAX(V1   ) = 1.000000E+06 ;VARMIN(V1   ) =-
1.000000E+06
 VARMAX(W1   ) = 1.000000E+06 ;VARMIN(W1   )
=-1.000000E+06

************************************************
***************
 Group 19. EARTH Calls To GROUND Station
 USEGRD  =    T  ;USEGRX =    T
 ASAP    =    T
 PARSOL  =    T
 LG( 18) =    T
```

```
*********************************************
***************
 Echo InForm settings for Group 19
  Inform19Begin
REAL(AUX2)
AUX2=(QLIQ/(24*3600))*(XULAST/(2*3.1415))
(MAKE QREF IS AUX2)
(STORED OF RESU IS RESI(U1))
(STORED OF RESV IS RESI(V1))
(STORED OF RESW IS RESI(W1))
(STORED OF RESP IS RESI(P1))
(STORED OF CP IS :RHO1:*(:ENUL:+ENUT)*1000
WITH SWPFIN)
(STORED OF VTER IS (9.81/18)*(DP)^2*(DENP-
:RHO1:)/(:RHO1:*:ENUL:) W$
ITH SWPFIN)
(STORED OF STKZ IS -VTER/(W1+0.000001) WITH
SWPFIN)
(STORED OF STKR IS -
VTER*(U1^2/(RG*9.81))/(V1+0.000001) WITH
SWPFIN)

(STORED OF AUX1 IS W1*AHIGH WITH
IF(W1.GT.0))
(STORED OF QZ IS SSUM(AUX1)/AUX2 WITH
SWPFIN)
(STORED OF VR IS (QZ[&&+1]-
QZ)*AUX2/((ZW[&&+1]-ZW)*(DPRD/2+ESPS)*(X$
ULAST/2)) WITH SWPFIN )

  INFORM19END

*********************************************
 Echo InForm settings for Group 19
  Inform19Begin
  INFORM19END

*********************************************
***************
 Group 20. Preliminary Printout
 ECHO   =   T

*********************************************
***************
 Group 21. Print-out of Variables
 OUTPUT(WDIS,Y,N,N,N,N,N)

*********************************************
***************
 Group 22. Monitor Print-Out
 IXMON   =        1 ;IYMON  =       15 ;IZMON  =
31
 NPRMON  =   100000
 NPRMNT  =       1
 TSTSWP  =      -1

*********************************************
***************
 Group 23.Field Print-Out & Plot Control
 NPRINT  =   100000
 ISWPRF  =       1 ;ISWPRL =   100000
  No PATCHes used for this Group

*********************************************
 Group 24. Dumps For Restarts

 GVIEW(P,-
1.000000E+00,0.000000E+00,0.000000E+00)
 GVIEW(UP,0.000000E+00,0.000000E+00,-
1.000000E+00)

> DOM,     SIZE,        1.000000E-01, 3.070000E-02,
2.000000E+00
```

> DOM, MONIT, 5.000000E-02, 2.352000E-02, 3.308330E-01
> DOM, SCALE, 1.000000E+00, 4.000000E+00, 3.000000E-01
> DOM, SNAPSIZE, 1.000000E-02
> GRID, RSET_X_1, 1, 1.000000E+00
> GRID, RSET_Y_1, 10,-1.200000E+00
> GRID, RSET_Y_2, 5, 1.000000E+00
> GRID, RSET_Y_3, 10, 1.000000E+00
> GRID, RSET_Z_1, 10,-2.000000E+00
> GRID, RSET_Z_2, 5, 1.000000E+00
> GRID, RSET_Z_3, 30, 1.000000E+00
> GRID, RSET_Z_4, 103, 1.000000E+00
> GRID, RSET_Z_5, 22, 2.000000E+00

> OBJ, NAME, PAREDE
> OBJ, POSITION, 0.000000E+00, 3.070000E-02, 0.000000E+00
> OBJ, SIZE, 1.000000E-01, 0.000000E+00, 2.000000E+00
> OBJ, CLIPART, polcu10
> OBJ, ROTATION24, 1
> OBJ, TYPE, PLATE

> OBJ, NAME, INTERNO
> OBJ, POSITION, 0.000000E+00, 1.875000E-02, 0.000000E+00
> OBJ, SIZE, 1.000000E-01, 5.300000E-03, 1.500000E-01
> OBJ, CLIPART, polcu8
> OBJ, ROTATION24, 1
> OBJ, TYPE, BLOCKAGE
> OBJ, MATERIAL, 198

> OBJ, NAME, SAIDA
> OBJ, POSITION, 0.000000E+00, 0.000000E+00, 0.000000E+00
> OBJ, SIZE, 1.000000E-01, 1.875000E-02, 0.000000E+00
> OBJ, CLIPART, polcubet
> OBJ, ROTATION24, 1
> OBJ, TYPE, OUTLET
> OBJ, PRESSURE, 0.000000E+00
> OBJ, TEMPERATURE, SAME
> OBJ, COEFFICIENT, 1.000000E-02

> OBJ, NAME, ENT
> OBJ, POSITION, 0.000000E+00, 2.405000E-02, 1.380000E-01
> OBJ, SIZE, 1.000000E-01, 6.650000E-03, 0.000000E+00
> OBJ, CLIPART, poldef
> OBJ, ROTATION24, 1
> OBJ, TYPE, USER_DEFINED

> OBJ, NAME, BLCK_ENT
> OBJ, POSITION, 0.000000E+00, 2.405000E-02, 0.000000E+00
> OBJ, SIZE, 1.000000E-01, 6.650000E-03, 1.380000E-01
> OBJ, CLIPART, polcu8
> OBJ, ROTATION24, 1
> OBJ, TYPE, BLOCKAGE
> OBJ, MATERIAL, 198

> OBJ, NAME, NULO
> OBJ, POSITION, 0.000000E+00, 0.000000E+00, 5.000000E-01
> OBJ, SIZE, 1.000000E-01, 3.070000E-02, 9.000000E-01
> OBJ, CLIPART, wirexyz
> OBJ, ROTATION24, 1
> OBJ, TYPE, NULL
STOP