

Escola Politécnica
Universidade de São Paulo
Departamento de Engenharia de Minas

**EFEITOS DA VISCOSIDADE NO PROCESSO DE
DESLAMAGEM COM MICROCICLONES EM POLPA
NÃO-NEWTONIANA DE ROCHA FOSFÁTICA**

Mario Valente Possa

Tese de Doutorado
São Paulo
2000

[Faint mirrored text from the reverse side of the page]

[Faint mirrored text from the reverse side of the page]

MARIO VALENTE POSSA

**EFEITOS DA VISCOSIDADE NO PROCESSO DE DESLAMAGEM
COM MICROCICLONES EM POLPA NÃO-NEWTONIANA DE
ROCHA FOSFÁTICA**

**Tese apresentada à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para obtenção
do título de Doutor em Engenharia.**

Área de concentração: Engenharia Mineral.

Orientador: José Renato Baptista de Lima.

**São Paulo
2000**

Possa, Mario Valente

Efeitos da viscosidade no processo de deslamagem com microciclones em polpa não-Newtoniana de rocha fosfática. São Paulo: EPUSP, 2000.

154 p.

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

1. microciclones. 2. viscosidade. 3. deslamagem. I. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia de Minas. II. t.

Aos meus pais João (*in memoriam*) e Vilma pelos exemplos de dedicação e perseverança.

A Norma pelo incentivo e pelas primeiras lições de Metodologia Científica.

A Regina pelo carinho, apoio e colaboração.

A Marianne pela compreensão.

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. José Renato Baptista de Lima pela orientação, incentivo e sugestões.

Ao Prof. Dr. Roberto C. Villas Bôas que, na época como Diretor do CETEM, empenhou-se ao máximo para o êxito do Convênio EPUSP/CETEM.

Ao Prof. Dr. Eduardo Camilher Damasceno que coordenou o Convênio EPUSP/CETEM com grande empenho levando-o a atingir seus objetivos.

Ao Dr. Fernando Freitas Lins, atual Diretor do CETEM, por ter apoiado e dado continuidade aos objetivos do Convênio EPUSP/CETEM.

Aos Dr. João Alves Sampaio e Dr. Adão Benvindo da Luz, chefes do SEBM e do DTM do CETEM, por permitirem que eu dedicasse o maior tempo possível a este trabalho.

Ao Técnico Luiz Fernando dos S. Lima Ramos pela colaboração na realização dos ensaios e preparação das amostras.

Ao Técnico Carlos Alberto Melo Santos pelas lições de planilha eletrônica e à Técnica Nilza Maria M. de Oliveira pelas análises químicas.

Às bibliotecárias Ana Maria Sá de Oliveira e Sônia Maria Mamede Lourenço bem como a Andréa Diogo Teixeira pela colaboração na busca de artigos técnicos.

Ao Dr. Arnaldo Alcover Neto pelos trabalhos de caracterização mineralógica.

Aos Prof. Dr. Giulio Massarani e Eng. Marcos Roberto Halasz (Engenharia Química da COPPE/UFRJ) pelas sugestões a este trabalho e apoio na realização das análises granulométricas.

Aos Prof. Dr. Luís Marcelo M. Tavares e Leonardo Leite Garcia (Engenharia Metalúrgica da UFRJ) pelas sugestões e colaboração nos ajustes dos dados experimentais por programas de computador bem como no desenvolvimento de modelos.

Ao Eng. Edimir Martins Brandão (CENPES/PETROBRÁS) pelos ensaios no reômetro necessários ao estudo da reologia das polpas.

A Fertilizantes SERRANA S.A. - Complexo Industrial ARAFÉRTIL, em especial aos Dr. Roberto Busato Belger e Dr. Rogério Contato Guimarães por terem cedido amostra, microciclone bem como, autorizado a utilizar dados industriais e ao Supervisor Sebastião Hipólito A. Teixeira por ter realizado a amostragem.

A todos colegas que direta ou indiretamente colaboraram na execução deste trabalho.

SUMÁRIO

	Página
LISTA DE TABELAS	
LISTA DE FIGURAS	
LISTA DE SÍMBOLOS E UNIDADES	
RESUMO	
<i>ABSTRACT</i>	
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS.....	5
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	6
3.1. Conceitos e Definições	6
3.1.1. Classificação	6
3.1.2. Número de Reynolds	7
3.1.3. Resistência Oferecida pelo Fluido	8
3.1.4. Tamanho da Partícula	15
3.2. Reologia da Polpa	17
3.2.1. Viscosidade	21
3.2.2. Tipos de Viscosímetros	25
3.2.3. Reologia no Tratamento de Minérios	28
3.3. Ciclone	31
3.4. Curva de Partição	43

3.4.1.	Função Classificação	44
3.4.2.	Função <i>Bypass</i>	52
3.4.3.	Teorias da Classificação	58
3.5.	Efeitos da Viscosidade em Ciclones	65
3.6.	Modelagem Matemática	69
3.6.1.	Modelos Fenomenológicos para Ciclones	72
3.6.2.	Modelos Empíricos	81
3.6.3.	Considerações sobre os Modelos Empíricos	87
3.7.	Relações Empíricas Envolvendo o d_{50c}	90
3.7.1.	Variáveis Operacionais	90
3.7.2.	Variações nas Dimensões do Ciclone	91
4.	MATERIAIS E MÉTODOS	96
4.1.	Amostra e Amostragem.....	96
4.2.	Preparação das Amostras	97
4.3.	Análises Granulométricas	98
4.4.	Análises Químicas	99
4.5.	Caracterização Mineralógica	99
4.6.	Ensaio de Ciclonagem	100
4.6.1.	Microciclones	100
4.6.2.	Tipos de Polpas	102
4.6.3.	Reologia das Polpas	103

4.6.4.	Amostragem dos Produtos	104
4.7.	Tratamento dos Dados	105
4.8.	Avaliação do Processo	105
4.9.	Modelamento do Processo	107
5.	RESULTADOS E DISCUSSÕES	108
5.1.	Análises Granulométricas	108
5.2.	Análises Químicas	109
5.3.	Caracterização Mineralógica	110
5.4.	Reologia das Polpas	112
5.5.	Ensaio de Ciclonagem	115
5.6.	Determinação da Viscosidade de Separação (μ_{50c}) ...	129
5.7.	Modelamento para o d_{50c}	140
6.	CONCLUSÕES	143
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	146
	ANEXOS	
ANEXO 1	DIFRATOGRAMAS DE ANÁLISES QUÍMICAS	
ANEXO 2	ESTUDO DE REOLOGIA DAS POLPAS: TAXA DE CISALHAMENTO, TENSÃO DE CISALHAMENTO E VISCOSIDADE	
ANEXO 3	PARTIÇÃO REAL: VALORES OBSERVADOS	

LISTA DE TABELAS

		Página
Tabela 1 -	Dimensões padrão de diâmetros dos microciclones	101
Tabela 2 -	Pressões de alimentações das polpas	102
Tabela 3 -	Características das polpas utilizadas nos ensaios	103
Tabela 4 -	Distribuição de trabalhos da amostra estudada	108
Tabela 5 -	Principais óxidos equivalentes presentes na amostra	110
Tabela 6 -	Composição mineralógica	111
Tabela 7 -	Equação do modelo Ostwald de Waele para as polpas estudadas	114
Tabela 8 -	Resultados de ciclonagem com microciclone Dc = 25,4 mm	116
Tabela 9 -	Resultados de ciclonagem com microciclone Dc = 40,0 mm	117
Tabela 10 -	Resultados de ciclonagem com microciclone Dc = 50,8 mm	118
Tabela 11 -	Valores do parâmetro α para as polpas estudadas	121
Tabela 12 -	Teor de Fe ₂ O ₃ no produto <i>underflow</i> , ensaios com pressão de 172 kPa (25 psi)	126
Tabela 13 -	Resultados obtidos com o novo modelo utilizando o microciclone Dc = 25,4 mm	128
Tabela 14 -	Resultados obtidos com o novo modelo utilizando o microciclone Dc = 40,0 mm	128

Tabela 15 -	Resultados obtidos com o novo modelo utilizando o microciclone Dc = 50,8 mm	129
Tabela 16 -	Polpa com 15% sólidos natural - $\tau = 0,0267 (\gamma)^{0,6733}$	131
Tabela 17 -	Polpa com 25% sólidos natural - $\tau = 0,1718 (\gamma)^{0,5306}$	131
Tabela 18 -	Polpa com 35% sólidos natural - $\tau = 1,4949 (\gamma)^{0,3568}$	132
Tabela 19 -	Polpa com 35% sólidos dispersa até média viscosidade - $\tau = 0,3288 (\gamma)^{0,4658}$	132
Tabela 20 -	Polpa com 35% sólidos dispersa até baixa viscosidade - $\tau = 0,0087 (\gamma)^{0,8085}$	133
Tabela 21 -	Polpa com 15% sólidos espessada com CMC até média viscosidade - $\tau = 0,1497 (\gamma)^{0,7297}$	133
Tabela 22 -	Polpa com 15% sólidos espessada com glicerina até média viscosidade - $\tau = 0,0570 (\gamma)^{0,9184}$	133

LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura 1 - Energias de interação entre partículas	20
Figura 2 - Tipos de comportamento reológico de polpas	23
Figura 3 - Relação entre percentagem de sólidos e quantidade de finos com a viscosidade	31
Figura 4 - Representação esquemática de um ciclone convencional	33
Figura 5 - Perfis da velocidade vertical do fluido num ciclone	35
Figura 6 - Posicionamento do envelope de velocidade vertical zero (EVVZ)	36
Figura 7 - Perfis da velocidade radial do fluido num ciclone	39
Figura 8 - Perfis da velocidade tangencial do fluido num ciclone	41
Figura 9 - Curvas de partição típicas de ciclone	45
Figura 10 - Curva de partição reduzida e <i>misplaced material</i>	46
Figura 11 - Curva de partição corrigida apresentando <i>fish hook</i>	55
Figura 12 - A órbita de equilíbrio de uma partícula dentro do ciclone	63
Figura 13 - Regiões com distribuição de tamanhos semelhantes no interior do ciclone	65
Figura 14 - Circuito parcial da Usina de Beneficiamento da Fertilizantes SERRANA S.A. - processo de deslamagem	97
Figura 15 - Circuito empregado nos ensaios de ciclonagem	102

Figura 16 -	Cristal de apatita em alteração	112
Figura 17 -	Resultados do estudo de reologia das polpas	113
Figura 18 -	Valores observados e previstos do R_f	119
Figura 19 -	Valores do d_{50c} para diferentes pressões e viscosidades da polpa	120
Figura 20 -	Parâmetro α para a polpa 15% sól. natural	121
Figura 21 -	Parâmetro α para a polpa 25% sól. natural	122
Figura 22 -	Parâmetro α para a polpa 35% sól. natural	122
Figura 23 -	Parâmetro α para a polpa 35% sól. dispersa até média viscosidade	123
Figura 24 -	Parâmetro α para a polpa 35% sól. dispersa até baixa viscosidade	123
Figura 25 -	Parâmetro α para as polpas 15, 25 e 35% sól. natural e 35% sól. dispersas até média e baixa viscosidades	124
Figura 26 -	Modelo relacionando o d_{50c} de Whiten e a viscosidade de separação μ_{50c}	134
Figura 27 -	Correlação linear entre o d_{50c} de Whiten e o d_{50c} previsto pelo modelo	135
Figura 28 -	Variação da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 15% sól. natural, baixa viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi)	136
Figura 29 -	Variação da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 25% sól. natural, média viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi)	136

Figura 30 -	Varição da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 35% sól. natural, alta viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi)	137
Figura 31 -	Varição da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 35% sól. dispersa, média viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi)	137
Figura 32 -	Varição da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 35% sól. dispersa, baixa viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi)	138
Figura 33 -	Varição da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 15% sól. espessada com CMC, média viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi)	138
Figura 34 -	Varição da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 15% sól. espessada com glicerina, média viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi)	139
Figura 35 -	Correlação linear entre o d_{50c} calculado pelo modelo de Whiten e o previsto pelo modelo proposto	142

LISTA DE SÍMBOLOS E UNIDADES

As unidades podem ser apresentadas como múltiplo ou submúltiplo.

- A - área projetada da partícula (m^2)
- A_c - ângulo do ciclone em relação à posição vertical (graus)
- A_n - ângulo da seção cônica do ciclone (graus)
- C_d - coeficiente de resistência ou arraste
- C_v - percentagem de sólidos em massa (%)
- C_w - percentagem de sólidos em volume (%)
- d_i - tamanho ou diâmetro da partícula (μm)
- d_{50} - tamanho ou diâmetro mediano da partição real (μm)
- d_{50c} - tamanho ou diâmetro mediano da partição corrigida (μm)
- d_{max} - tamanho ou tamanho da maior partícula na alimentação (μm)
- d_{95} - tamanho ou diâmetro de corte (μm)
- d_s - diâmetro de uma esfera com área equivalente (μm)
- d_v - diâmetro de uma esfera com volume equivalente (μm)
- D_c - diâmetro do ciclone (cm)
- D_i - diâmetro de círculo com área equivalente do *inlet* (cm)
- D_o - diâmetro do *vortex finder* (cm)
- D_u - diâmetro do *apex* (cm)
- Eu - número de Euler (adimensional)
- F_c - força centrífuga (kgm/s^2)
- F_d - força de resistência ou arraste (kgm/s^2)
- g - aceleração da gravidade (m/s^2)
- h - altura livre (cm)
- I - imperfeição
- $k_0 \dots k_n$ - parâmetros de equações de modelos
- L - comprimento total do ciclone (cm)

- L_c - comprimento da seção cilíndrica do ciclone (cm)
- m - parâmetro de nitidez de separação de Plitt (adimensional)
- n - expoente de equações. Para a lei de Potência é o índice de comportamento do fluido
- P - pressão (psi ou kPa)
- ΔPa - diferença de pressão na interface água/ar (N/m^2)
- Pr - comprimento da mistura de Prandtl (cm)
- Q_v - vazão volumétrica de polpa (L/min)
- Q_{aa} - vazão de água na alimentação (m^3/h)
- Q_{au} - vazão de água no *underflow* (m^3/h)
- r - distância radial a partir do eixo do ciclone (cm)
- r_c - raio do ciclone (cm)
- r_z - raio do ciclone na cota considerada (cm)
- Re_p - número de Reynolds da partícula (adimensional)
- Re_n - número de Reynolds modificado (adimensional)
- R_f - fração da água alimentada presente no *underflow*
- R^2 - coeficiente de determinação
- R_v - partição de polpa em volume
- S - razão entre vazões volumétricas de polpa do *underflow* e *overflow*
- Stk_{50} - número de Stokes para o d_{50} (adimensional)
- v - velocidade relativa partícula/fluido (m/s)
- v_c - velocidade na seção cilíndrica (m/s)
- v_i - velocidade no *inlet* (m/s)
- v_r - velocidade radial (m/s)
- $V_{r_{rel}}$ - velocidade radial relativa (cm/s)
- v_s - velocidade terminal da partícula (m/s)
- v_s^* - termo de correção da sedimentação em queda impedida
- v_t - velocidade tangencial (m/s)
- v_v - velocidade vertical ou axial (m/s)
- Vv_{rel} - velocidade vertical ou axial relativa (cm/s)
- v_x, v_y, v_z - componentes da velocidade nas direções x, y e z (m/s)

w_a - velocidade angular (rad/s)

X_n - fator de correção do coeficiente de arraste

Y_i - partição reduzida para a fração granulométrica i

Y_{i_c} - partição corrigida para a fração granulométrica i

$Y_{i_{obs}}$ - partição observada para a fração granulométrica i

Letras Gregas

α - parâmetro de nitidez da separação

β - parâmetro relacionado ao *fish hook*

χ - módulo de distribuição de Gaudin-Schuhmann

γ - taxa de cisalhamento (1/s)

$\gamma_{a/a}$ - tensão superficial na interface água/ar

φ - gradiente de velocidade angular na raio do ciclone (1/s)

κ - índice de consistência do fluido

κ - ϵ - modelo de geração (κ) e dissipação (ϵ) de energia cinética

μ - viscosidade absoluta (kg/m.s ou mPa.s)

μ_a - viscosidade da água (kg/m.s ou mPa.s)

μ_{ap} - viscosidade aparente (kg/m.s ou mPa.s)

μ_{50c} - viscosidade de separação (kg/m.s ou mPa.s)

μ_t - viscosidade turbulenta (kg/m.s ou mPa.s)

ρ_a - densidade ou peso específico da água (kg/m³)

ρ_L - densidade ou peso específico do líquido (kg/m³)

ρ_s - densidade ou peso específico do sólido (kg/m³)

ρ_p - densidade ou peso específico da polpa (kg/m³)

τ - tensão de cisalhamento (Pa)

τ_0 - tensão limite de escoamento (Pa)

v - parâmetro de redução de velocidade de polpa

ψ - fator de esfericidade

RESUMO

Nos últimos anos, o estudo da reologia de polpas vem despertando um grande interesse àqueles que se dedicam ao tratamento de minérios pela crescente necessidade de se beneficiar polpas contendo partículas cada vez mais finas. Os efeitos da resistência da polpa ao escoamento, medida pela viscosidade, não são ainda bem entendidos e raramente a viscosidade é incorporada em modelos, análises ou otimização de processos.

Neste trabalho foi utilizada uma polpa de rocha fosfática que apresenta um comportamento não-Newtoniano e é representativa da alimentação do circuito de deslamagem de finos naturais da usina de beneficiamento da Fertilizantes SERRANA S.A.- Complexo Industrial ARAFÉRTIL. Os estudos tiveram por objetivos avaliar os efeitos da viscosidade no desempenho de microciclones com diferentes diâmetros no processo de deslamagem bem como propor um modelo matemático empírico para a previsão do d_{50c} .

Foram preparados sete tipos de polpas com diferentes percentagens de sólidos e diferentes viscosidades (naturais, dispersas e espessadas) que foram submetidas a diferentes pressões de alimentação nos microciclones.

O estudo de reologia e as medidas das viscosidades das polpas foram realizados em um reômetro e as análises de distribuição de tamanhos em um analisador de difração de laser.

Os resultados obtidos nos ensaios foram previamente balanceados por um programa de computador e os parâmetros das curvas de partição foram ajustados utilizando a técnica de ajuste não-linear.

Os resultados indicaram que a viscosidade desempenha um papel muito importante no desempenho de microciclones no processo de deslamagem, sendo possível obter com uma polpa de 35% sólidos dispersa até uma baixa viscosidade, d_{50c} tão finos quanto àqueles obtidos com uma polpa de 15% sólidos natural.

As polpas estudadas apresentaram um comportamento pseudoplástico e o modelo de Ostwald de Waele se adequou muito bem na caracterização da reologia das polpas.

Ficou constatado que o parâmetro de nitidez de separação α da curva de partição reduzida mantém-se constante para as diferentes polpas estudadas e o fenômeno *fish hook* esteve presente em praticamente todos os ensaios.

É apresentado um modelo empírico para o d_{50c} que leva em consideração a variável viscosidade no processo de deslamagem.

ABSTRACT

In the last years, the study of slurry rheology has been arousing interest for mineral processing researchers due to the growing needs to treat slurry with more fine particles. The effects of the slurry resistance to flow, measured by viscosity, is not well understood and it is rarely incorporated into models, analyses or optimisation process.

In this work a slurry of phosphate ore was used which presents a non-Newtonian behaviour and the sample is representative of the feed of a desliming circuit of natural fines of Fertilizantes SERRANA S.A. - Complexo Industrial ARAFÉRTIL. The purpose of these studies were to evaluate the effects of the viscosity on the performance of small-diameter hydrocyclones with different diameters, in the desliming process as well as to propose an empirical mathematical model to predict the d_{50c} .

Seven types of slurries were prepared with different solid contents and different viscosities (natural, dispersed and thickened slurries) that were processed with different feed pressures into the small-diameter hydrocyclones.

The rheological study and the measurements of viscosities were carried out in a rheometer and the size distribution analyses were carried out in a laser diffraction analyser.

To all results, mass balance was previously conducted by computer program and the parameters of the partition curves were fitted by non-linear equations.

The results have indicated that the viscosity has a major role on the performance of small-diameter hydrocyclones for desliming process where it is possible to get a d_{50c} with 35% w/w dispersed slurry as small as at 15% w/w natural slurry.

All slurries have showed a pseudoplastic behaviour and the Ostwald de Waele model was valid to describe the rheology of the slurries.

The sharpness of separation α of the reduced partition curves was constant for the different slurries and the fish hook phenomenon was present in all the tests. Is presented an empirical mathematical model for the d_{50c} which takes into account the viscosity in the desliming process.

1. INTRODUÇÃO

O Brasil caracteriza-se por apresentar estruturas geológicas com idades das mais antigas conhecidas, estando seu território situado dentro de uma ampla faixa de clima tropical, propiciando, desta forma, que grande parte dos depósitos de minerais brasileiros viesse a se formar com espessas coberturas intemperizadas, que, por vezes, vieram a se constituir em jazidas.

Tem-se, como exemplo, as jazidas de rochas fosfáticas das chaminés alcalinas do Grupo Araxá, Minas Gerais, onde o intemperismo promoveu a formação de coberturas de até 250 metros, ricas em apatita. Pode-se citar ainda, as diversas minerações de ferro de Minas Gerais ou a formação de Carajás como exemplos importantes de jazidas enriquecidas por processos superficiais.

A característica comum na maioria destas jazidas é de apresentar uma grande quantidade de lamas, constituídas principalmente de argilo-minerais ou outros minerais advindos de processos genéticos de alteração, apresentando tamanhos finos, ultrafinos e coloidais.

Minerais úteis com estes tamanhos também são encontrados em volumosos depósitos de rejeitos que estão a espera do desenvolvimento de uma tecnologia capaz de proporcionar o seu beneficiamento de forma econômica. Paralelamente, cada vez mais a sociedade vem pressionando no sentido de minimizar os danos causados por estes depósitos ao meio

ambiente, fazendo com que num futuro próximo, venha a tornar-se obrigatório o aproveitamento destes rejeitos.

Diante de tal quadro, reveste-se de grande importância o processo de classificação no tratamento dos minérios brasileiros, destacando-se entre os principais equipamentos empregados nesta operação unitária o ciclone.

Trata-se de um equipamento simples, que não possui partes móveis, tem grande versatilidade e é capaz de realizar a classificação de minérios numa ampla faixa de tamanhos. No entanto, para separações em tamanhos ultrafinos, a centrífuga proporciona melhores resultados, mas em contra-partida, sua utilização restringe-se a situações muito particulares, dado aos seus elevados custos de aquisição, de manutenção e de operação.

Visando ocupar o domínio técnico das centrífugas, tem sido desenvolvido nos últimos anos a aplicação industrial dos microciclones. De acordo com LIMA (1997) são considerados microciclones os equipamentos com diâmetros internos inferiores a 76,2 mm (3").

A dificuldade no tratamento de partículas finas é que, com o decréscimo do tamanho das partículas, começa a diminuir a ação das forças de caráter mecânico sobre as mesmas, passando a tornar significativas as forças referentes aos fenômenos eletrostáticos e aquelas devido à descontinuidade do meio (viscosidade). Neste momento, o estudo da reologia torna-se muito importante para o entendimento do comportamento das partículas numa polpa, razão pela qual tem-se verificado nos últimos anos um

interesse cada vez maior em diagnosticar os efeitos da viscosidade na fluidodinâmica das polpas, passando-se da fase de observação e constatação para a de estudo, captando da engenharia química uma base teórico/prática mais desenvolvida. Os estudos têm-se desenvolvido graças ao grande avanço tecnológico experimentado pelos instrumentos de medição e de análise para partículas até mesmo de tamanhos coloidais.

As polpas de minério podem apresentar um comportamento reológico Newtoniano, quando a viscosidade independe da taxa de cisalhamento, ou não-Newtoniano, quando ela for dependente. No primeiro caso, a viscosidade medida em qualquer ponto do circuito será a mesma, desde que não tenha sido adicionado algum agente modificador. Já no segundo caso, a viscosidade estará sendo modificada constantemente dependendo do grau de agitação da polpa; numa homogeneização, bombeamento ou no interior de um equipamento. No caso específico de ciclone, uma polpa não-Newtoniana apresentará diferentes viscosidades em diferentes lugares geométricos do interior do ciclone. Correlacionar a viscosidade que promove a obtenção do tamanho mediano de separação no processo de ciclonagem é uma das razões da realização deste trabalho.

Na etapa de deslamagem de minérios brasileiros tem-se constatado perdas significativas de minerais úteis. Por outro lado, o tratamento sem a etapa de deslamagem provoca, de acordo com REIS JÚNIOR; PERES (1987), um decréscimo na recuperação destes minerais, como foi verificado no estudo de flotação em coluna com ultrafinos deslamados, abaixo de 10 μm , do minério

fósforo-uranífero de Itataia no Ceará. Uma nova deslamagem deste material, no diâmetro de corte de 3 μm , promoveu um aumento na recuperação global de P_2O_5 da ordem de 4,5%, com a faixa granulométrica - 10 + 3 μm .

2. OBJETIVOS

O presente trabalho tem por objetivos avaliar os efeitos da viscosidade no desempenho de microciclones no processo de classificação ultrafina de minérios, usando como estudo de caso, o processo de deslamagem de uma polpa de finos naturais de rocha fosfática, que apresenta um comportamento não-Newtoniano, proveniente da Usina de Beneficiamento da Fertilizantes SERRANA S.A. - Complexo Industrial ARAFÉRTIL. O estudo levou em consideração a influência das variáveis operacionais e geométricas de microciclones e, com os dados gerados, foi proposto um modelo matemático para predições do diâmetro mediano da partição corrigida (d_{50c}) cuja influência da viscosidade foi determinada através de estudos fundamentais.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Conceitos e Definições

3.1.1. Classificação

A classificação no Tratamento de Minérios é a operação unitária que realiza a separação de uma população de partículas em duas outras populações que diferem entre si, pela distribuição relativa de tamanhos das partículas que as constituem. Em uma população predominam as partículas de tamanhos maiores e na outra, as partículas de tamanhos menores, presentes na população inicial de alimentação (CHAVES (1996)).

Esta separação é governada pela diferença de velocidades de sedimentação que estão sujeitas as partículas quando mergulhadas em um meio fluido, que na quase totalidade no Tratamento de Minérios é a água.

O movimento de uma partícula na água é o resultado de um conjunto de forças que agem em diferentes sentidos.

A força de resistência oferecida pelo fluido à partícula em movimento depende principalmente: da velocidade da partícula; da sua forma; da quantidade de turbulência no seio do fluido; e da interação com outras partículas adjacentes ou com as paredes do equipamento que as contém.

O parâmetro empregado para caracterizar a turbulência que uma partícula em movimento está submetida em um fluido é o número de Reynolds.

3.1.2. Número de Reynolds

Embora inicialmente tenha sido definido para caracterizar os tipos de fluxo da água em um duto fechado, o número de Reynolds pode, de forma similar, ser caracterizado para qualquer sistema de fluxo, através do emprego de uma característica apropriada como tamanho, velocidade, densidade ou viscosidade. Assim, o número de Reynolds da partícula, em virtude de seu movimento em um fluido, foi assim estabelecido pela equação

$$Re_p = \frac{\rho_l v d_i}{\mu} \quad (1)$$

onde:

ρ_l = densidade ou peso específico do fluido (kg/m^3);

v = velocidade relativa partícula-fluido (m/s);

d_i = diâmetro da partícula (m); e

μ = viscosidade absoluta ou dinâmica do fluido (kg/m.s).

Os diferentes tipos de regimes de uma partícula caracterizados pelo número de Reynolds são os laminar, turbulento e intermediário.

Segundo muitos autores, entre eles BIRD et al. (1978), CONCHA; ALMENDRA (1979), KELLY; SPOTTISWOOD (1982), NAPIER-MUNN (1990) e PLITT (1991), não há limites bem definidos para números de Reynolds na caracterização dos tipos de regime. Para partículas esféricas o regime laminar (Lei de Stokes) pode ser verificado para $Re_p < 0,1$, podendo chegar até 2 sob

condições controladas; o regime turbulento (Lei de Newton) estaria compreendido na faixa de valores de 500 a $1.000 < Re_p < 150.000$ e o regime intermediário, de $0,1 < 2 < Re_p < 500$ a 1.000.

Para partículas irregulares torna-se necessário realizar uma correção do número de Reynolds através do cálculo do fator de esfericidade da partícula, ψ , que é dado pela equação

$$\psi = \left(\frac{d_v}{d_s} \right)^2 \quad (2)$$

onde:

d_v = diâmetro volumétrico, ou seja, o diâmetro de uma esfera que tenha o mesmo volume da partícula; e

d_s = diâmetro de área, ou seja, o diâmetro de uma esfera que tenha a mesma área da partícula.

3.1.3. Resistência Oferecida pelo Fluido

a) Partícula Esférica em Queda Livre

Grande parte dos mecanismos que governam a classificação pode ser descrito através das Leis de Newton e de Stokes.

Newton concluiu que a força de resistência exercida pelo fluido ao movimento de uma partícula varia com o quadrado da sua velocidade. Essa teoria não é completa, uma vez que leva em consideração apenas o aspecto dinâmico da força de resistência do fluido à partícula, não considerando os aspectos de escoamento e da viscosidade. Por isso é muito difícil ocorrer uma

concordância entre a Lei de Newton e os dados experimentais, razão pela qual foi inserido um coeficiente de correção na equação, denominado de coeficiente de resistência ou arraste, C_d .

A equação geral para a força de resistência, F_d , é dada por

$$F_d = \frac{1}{2} C_d A \rho_l v^2 \quad (3)$$

onde:

F_d = força de resistência ou arraste (kgm/s²);

C_d = coeficiente de resistência ou de arraste, função da forma da partícula e do tipo de regime do fluxo (adimensional); e

A = área projetada da partícula, normal ao seu movimento (m²).

A força de resistência ao movimento é constituída por duas componentes: a resistência de forma que é uma força do tipo inercial e a resistência de fricção, do tipo viscosa.

A resistência de forma tem origem na assimetria da distribuição de pressão do fluido sobre a partícula nas suas duas faces opostas, criando uma componente na direção do fluxo, com sentido contrário ao movimento da partícula.

A resistência de fricção é consequência da viscosidade do fluido. No deslocamento (movimento relativo) entre a partícula e o fluido é gerada uma força de cisalhamento na superfície da partícula, resultando também numa componente na direção do fluxo, com sentido contrário ao movimento desta.

De acordo com CONCHA; ALMENDRA (1979) e NAPIER-MUNN (1990) a componente de resistência de forma para uma partícula esférica predomina para números de Reynolds variando de 1.000 a 150.000, ao mesmo tempo que a de resistência de fricção cai numa razão de $1/\sqrt{Re_p}$, tendendo a zero para valores elevados deste adimensional. Portanto, no regime turbulento a viscosidade não apresenta um papel importante na magnitude da força de resistência. Por outro lado, no regime laminar predomina a componente de resistência de fricção e, desta forma, a força de resistência passa a ser influenciada pela a viscosidade do fluido.

No regime intermediário à medida que aumenta o número de Reynolds da partícula, começa a diminuir gradativamente a participação da resistência de fricção e a aumentar a da resistência de forma.

Numa sedimentação, o balanço das forças atuantes na partícula envolverão a força peso no sentido da sedimentação e no sentido contrário, o empuxo e a força de arraste.

Quando a força de resistência ao movimento de sedimentação de uma partícula adquire um valor igual e de sentido oposto à resultante de todas as forças atuantes na mesma, sua aceleração será nula ($dv/dt = 0$) e conferirá à partícula uma velocidade constante denominada velocidade terminal de queda ou sedimentação. Para uma partícula esférica com diâmetro d e volume $\pi d^3/6$, a sua velocidade terminal, v_s , será dada por uma equação baseada na Lei de Newton

$$v_s = \sqrt{\frac{4 d (\rho_s - \rho_l) g}{3 C_d \rho_l}} \quad (4)$$

onde:

v_s = velocidade terminal de sedimentação (m/s); e

ρ_s = densidade da partícula.

Para a resolução dessa equação, torna-se necessário determinar o coeficiente de resistência, C_d , que está relacionado com o número de Reynolds da partícula, Re_p .

De acordo com NAPIER-MUNN (1990) e PLITT (1991), para números de Reynolds da partícula maiores que 1.000, regime turbulento, C_d é praticamente independente do número de Reynolds da partícula e é somente uma função da forma da partícula, com valores em torno de 0,44.

A sedimentação muito lenta ou sob o regime laminar de uma partícula esférica é muito bem expressa pela Lei de Stokes.

Há uma relação linear entre C_d e Re_p , onde:

$$C_d = \frac{24}{Re_p} ; e \quad (5)$$

a força de resistência dada pela equação

$$F_d = 3\pi d\mu v. \quad (6)$$

Tem-se então, para a velocidade terminal (queda ou sedimentação) calculada pela Lei de Stokes:

$$v_s = \frac{d^2 (\rho_s - \rho_l) g}{18 \mu} \quad (7)$$

Embora o tamanho limite superior para um regime laminar não seja muito bem definido, KELLY; SPOTTISWOOD (1982) o consideram para números de Reynolds da partícula menores que 0,2.

Para a região de regime intermediário, envolvendo número de Reynolds da partícula situados entre 0,2 e 1.000, MASLIYAH (1979) apud PLITT (1991) propôs a seguinte equação para a velocidade terminal:

$$v_s = \frac{d^2 (\rho_s - \rho_l) g}{18 \mu (1 + 0,15 Re_p^{0,687})} \quad (8)$$

De acordo com BIRD et al. (1978) pode-se tomar o valor aproximado de C_d no regime intermediário, para $2 < Re_p < 500$, como sendo igual a:

$$C_d = \frac{18,5}{Re_p^{0,6}} \quad (9)$$

Para generalizar, CONCHA; ALMENDRA (1979) desenvolveram uma expressão para o cálculo do coeficiente de resistência para qualquer valor de número de Reynolds de uma partícula esférica sedimentando em queda livre. Ele é calculado pela equação:

$$C_d = 0,28 \left(1 + \frac{9,06}{\sqrt{Re_p}} \right)^2 \quad (10)$$

Para um fluido Newtoniano a relação $C_d = f(Re)$ é bem estabelecida.

Num trabalho recente, CEYLAN et al. (1999) apresentaram uma equação para o cálculo do coeficiente de arraste para um fluido não-Newtoniano cujo comportamento reológico possa ser descrito pela **Lei de Potência** (maiores detalhes no item 3.2.1. **Viscosidade**). A referida equação é dada por

$$C_d = \frac{24}{Re_n} X_n \quad (11)$$

onde:

X_n = fator de correção para o coeficiente de arraste, tal que $X_n(n) = X_n$ e $X_n(1) = 1$; e

Re_n = número de Reynolds modificado.

O número de Reynolds modificado para fluido não-Newtoniano é calculado por

$$Re_n = \frac{\rho_L d_i^n v^{(2-n)}}{\kappa} \quad (12)$$

onde:

ρ_L = peso específico do fluido (kg/m^3);

d_i = diâmetro da partícula esférica (m);

n = índice do comportamento do fluido que obedece a Lei de Potência ($n=1$ para fluido Newtoniano, $n<1$ para fluido pseudoplástico e $n>1$ para dilatante);

v = velocidade relativa fluido/partícula (m/s); e

κ = índice de consistência do fluido.

b) Partícula em Queda Impedida

Os estudos envolvendo sedimentação em queda livre retratam uma situação teórica ou para polpas com baixas percentagens de sólidos (menores que 3% em volume). A realidade no Tratamento de Minérios envolve o movimento de partículas em uma polpa de minérios onde à medida que aumenta a quantidade de sólidos, aumentam as colisões entre os grãos e as suas trajetórias ficam influenciadas pelo movimento dos demais e pelo deslocamento da água através dos canais gerados entre estes. Tem-se como resultado, uma velocidade terminal da partícula menor do que aquela observada em queda livre.

As velocidades terminais de partículas numa sedimentação em queda impedida para regimes turbulento e laminar podem ser calculadas aproximadamente, através das Leis de Newton e de Stokes (equações 4 e 7) modificadas, respectivamente,

$$v_s = \sqrt{\frac{4 d (\rho_s - \rho_p) g}{3 C_d \rho_p}} \quad (\text{Lei de Newton}) \quad (13)$$

$$v_s = \frac{d^2 (\rho_s - \rho_p) g}{18 \mu} \quad (\text{Lei de Stokes}) \quad (14)$$

onde, ρ_p = densidade da polpa.

Um estudo mais rigoroso requer que seja levada em conta, principalmente, a forma e a rugosidade da partícula, o efeito parede,

viscosidade da polpa entre outras.

3.1.4. Tamanho da Partícula

No Tratamento de Minérios não há um valor absoluto para definir o que seria uma partícula grossa ou fina. Muitas vezes é levado em consideração o caráter relativo. De acordo com SZTABA (1994), quando um minério é constituído predominantemente por partículas menores que 100 μm , partículas finas podem ser consideradas aquelas com tamanhos inferiores a 5 μm . Já para minérios com partículas menores que 1 mm , partículas finas poderiam ser as com tamanhos inferiores a 10 μm .

Mais tarde, SZTABA (1997) propôs que tamanho fino fosse aquele tamanho obtido numa classificação que para preservar a eficiência do processo, fosse necessário adicionar um elemento estranho, como por exemplo, dispersante.

SIVAMOHAN; FORSSBERG (1985), citado por SIVAMOHAN (1990), propuseram uma classificação de tamanhos de partículas (Quadro 1) que vem se consagrando e será adotada no presente trabalho.

No processo de classificação, de modo diferente ao de peneiramento, o tamanho da partícula é dado pelo seu diâmetro hidráulico equivalente. Ele é o diâmetro de uma esfera que tem o mesmo volume da partícula cujo tamanho está sendo medido e é calculado a partir da velocidade terminal que a partícula adquire quando mergulhada em um fluido com

viscosidade conhecida. CHAVES (1996) salienta que esse valor é teórico e pode não corresponder a nenhuma das dimensões geométricas ou físicas da partícula.

Quadro 1 - Classificação de tamanhos de partículas.

TAMANHO	PARTÍCULA (μm)
Super colóide	menor que 0,2
Colóide	menor que 1
Ultrafino	menor que 5
Muito fino	menor que 20
Fino	menor que 100
Intermediário	menor que 500
Grosseiro	maior que 500

Fonte: SIVAMOHAN, R. The problem of recovering very fine particles in mineral processing - a review.

A forma da partícula é uma variável significativa na classificação. Num interessante trabalho experimental, realizado na década de 60, relatado por DRIESSEN (1963) apud FAHLSTROM (1963), uma mistura de esferas com 0,36 mm de diâmetro e de discos com 3 mm de diâmetro e 0,03 mm de espessura, ambas as espécies com a mesma velocidade terminal de queda, foram submetidas à ciclonagem. Como resultado, foram obtidos no *underflow*, 95% das esferas e somente 5% dos discos. Conclui-se, portanto, que as partículas planas apresentam um tamanho de separação muito mais grosseiro.

À medida que diminui o tamanho das partículas, começa a decrescer a ação das forças de caráter mecânico sobre as mesmas, passando a tornar significativas as forças referentes aos fenômenos eletrostáticos e aquelas devido à descontinuidade do meio (viscosidade). Neste momento o estudo da reologia da polpa no tratamento de partículas finas de minério torna-se muito importante para o entendimento do comportamento das partículas em um meio fluido.

3.2. Reologia da Polpa

A reologia da polpa é um assunto que vem despertando um interesse cada vez maior nos pesquisadores que atuam no Tratamento de Minérios face ao desafio imposto pelas empresas de mineração e pela sociedade em beneficiar minérios onde a presença de partículas finas e ultrafinas são cada vez mais significativas. Reologia é a ciência que estuda a deformação e o escoamento de materiais sob a ação de uma força. O comportamento reológico dos materiais pode apresentar uma variação de resultados desde um fluido viscoso Newtoniano a de um sólido elástico, passando por estados intermediários denominados de viscoelásticos.

HUNTER (1992) e SHAW (1992) salientam que a análise teórica da reologia requer um extensivo arranjo de expressões matemáticas onde não são feitas maiores considerações sobre as causas, ficando restritas, em muitos casos, a apenas regiões de comportamento linear da teoria viscoelástica. Para

que se possa ter um progresso na solução de problemas práticos, torna-se necessário adotar-se uma abordagem pragmática. Em alguns casos um enfoque teórico guiará a uma escolha de procedimentos adequados, enquanto em outros casos, querer dar um caráter fenomenológico pode ser tão complexo, que o melhor a se esperar é ser capaz de compreender o comportamento macroscópico e fazer inferências sobre o que pode estar ocorrendo num nível microscópico, envolvendo características individuais das partículas e da água na polpa, bem como as interações partícula-partícula.

Na caracterização microscópica da reologia de uma polpa PAWLIK; LASKOWSKI (1999) consideram importante o balanço de três forças originadas pela: difusão Browniana; interação hidrodinâmica (já apresentada no item 3.1.3. **Resistência Oferecida pelo Fluido**); e as forças entre partículas. A contribuição específica de cada uma dessas forças depende do tamanho e da forma das partículas, da percentagem de sólidos e das condições físico-químicas da polpa.

A difusão Browniana está relacionada com a tendência apresentada pelas partículas em migrar de uma região mais concentrada para uma outra, de baixa concentração, sendo uma consequência direta do movimento Browniano, com trajetórias irregulares, em ziguezague, devido a colisões ao acaso com as moléculas do meio de suspensão, com outras partículas ou com as paredes do equipamento. Quanto menores as partículas, mais nítido será o movimento Browniano.

O papel das forças entre partículas em um meio aquoso pode ser explicado pelas teorias DLVO clássica (de autoria dos cientistas Derjaguin e Landau (russos) e Verwey e Overbeek (holandeses)), apresentada na década de 40 e X-DLVO que é a teoria DLVO estendida, sendo esta, mais recente (LINS (1995)).

Pela teoria DLVO as energias de interação podem provocar dispersão ou agregação de partículas e tem por origem as forças de Van der Waals e aquelas entre as duplas camadas elétricas.

As forças de Van der Waals atuantes entre duas partículas de mesma natureza, imersas em água, são sempre de atração. Estas forças dependem ainda da distância entre as partículas e são independentes da carga das partículas, do pH do meio e não dependem de forma significativa da concentração de eletrólito na solução. Já a interação entre as duplas camadas elétricas de partículas com a mesma carga superficial provocará a repulsão cuja intensidade é função da distância entre elas, da magnitude da carga ou potencial de superfície, do valor do pH do meio e da natureza e concentração do eletrólito. Mas a uma dada carga superficial, independem da natureza da partícula (LYKLEMA (1989) apud LINS (1995)).

Pela teoria DLVO a energia total V_T (Figura 1) é igual a adição da energia atrativa devida às forças de Van der Waals (V_W) com a energia repulsiva decorrente da interação entre as duplas camadas elétricas (V_E).

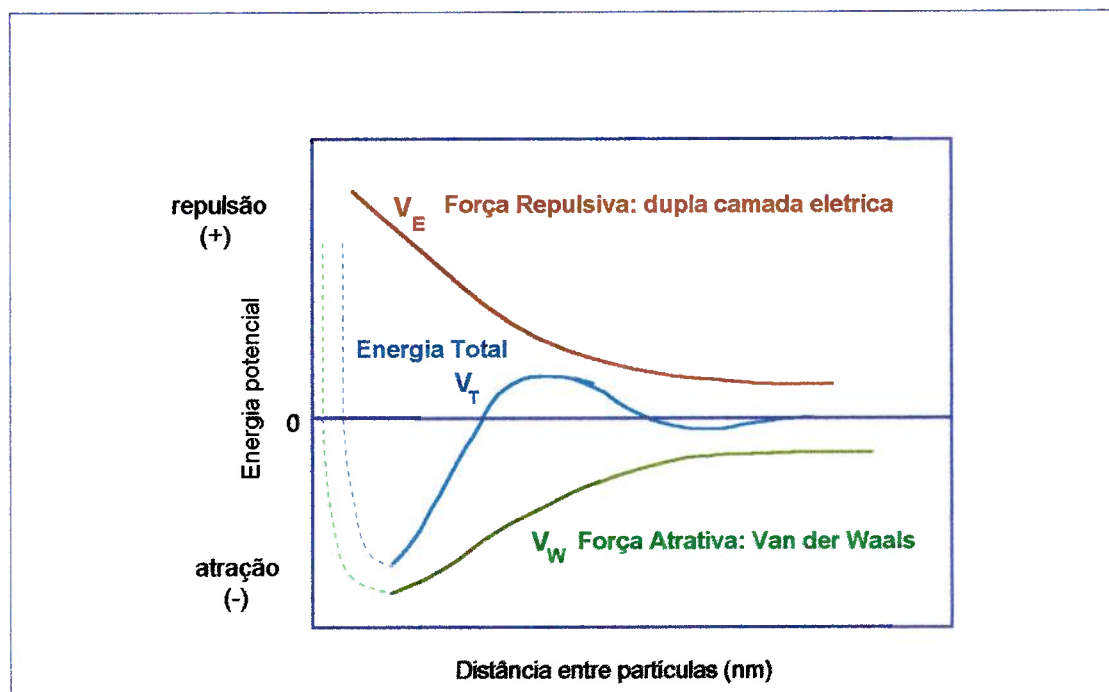


Figura 1 - Energias de interação entre partículas - teoria DLVO.

Fonte: LINS, F.A.F. Uma metodologia para o cálculo da constante de Hamaker de minerais e aplicação da teoria X-DLVO à agregação e flotação de talco.

Com o advento de novos equipamentos, que vem proporcionando um maior alcance na observação de fenômenos microscópicos e ainda com a contribuição de simulações matemáticas, tornou possível aos cientistas confirmarem a teoria DLVO apresentada há mais de meio século e mais, levarem em consideração outro tipo importante de energia de interação, denominada forças estruturais (CHURAEV (1991)), vindo a constituir a denominada teoria X-DLVO. De acordo com LINS (1995), a origem destas forças estruturais ainda não está bem estabelecida. PASHLEY (1992) propõe uma explicação tendo por base a suposição de que a presença de uma

superfície mineral altera a natureza da água na região próxima a sua superfície.

As forças estruturais podem ser repulsivas de hidratação ou atrativas hidrofóbicas. As primeiras são resultante de mudanças na estrutura da água causadas pela indução de superfícies hidrofílicas hidratadas ou por íons hidratados próximos à superfície das partículas. As segundas, deve-se a repulsão das partículas à água, promovendo a sua agregação.

3.2.1. Viscosidade

Viscosidade de um fluido é a propriedade que o mesmo apresenta em oferecer uma maior ou menor resistência à deformação, quando sujeito a esforços de escorregamento.

Isaac Newton realizou um dos primeiros estudos de fluxo de um fluido. Ele considerou um modelo constituído por duas lâminas paralelas, de mesma área, A , próximas uma da outra, a uma distância, y , entre as quais existe um fluido. Ao se aplicar uma força tangencial F sobre a lâmina superior, mantendo fixa a inferior, cada partícula do fluido percorre uma trajetória paralela às lâminas e com velocidade constante. No entanto, a velocidade das diversas partículas varia de v , junto à lâmina superior, a zero, junto à lâmina inferior. Newton postulou que a força tangencial F é diretamente proporcional a área A da lâmina e ao gradiente de velocidade ou taxa de cisalhamento dv/dy . A relação F/A é denominada tensão de cisalhamento e a relação tensão de

cisalhamento por taxa de cisalhamento é denominada viscosidade absoluta ou dinâmica μ .

Assim,

$$\mu = \frac{F/A}{dv/dy} = \frac{\tau}{\gamma} \quad (15)$$

onde:

τ = tensão de cisalhamento (Pa); e

γ = taxa de cisalhamento (1/s).

Um fluido Newtoniano caracteriza-se por possuir uma viscosidade constante independentemente da variação da taxa de cisalhamento. Num regime laminar, um fluido Newtoniano escoar em um tubo como se o fluido fosse constituído por inúmeros cilindros concêntricos com diferentes velocidades, como um telescópio.

Outros fluidos podem apresentar uma viscosidade dependente da taxa de cisalhamento. Estes são denominados fluidos não-Newtonianos e podem ser classificados em: pseudoplástico com tensão de escoamento, plástico de Bingham, pseudoplástico e dilatante.

Todos estes tipos de escoamento são independentes do tempo de atuação de uma tensão de cisalhamento constante. Há casos, por outro lado, de escoamentos de fluido dependentes do tempo de aplicação de uma tensão. Eles são classificados como tixotrópicos ou reopéticos. Os tixotrópicos apresentam uma diminuição da viscosidade com o tempo de atuação da

cisalhamento por taxa de cisalhamento é denominada viscosidade absoluta ou dinâmica μ .

Assim,

$$\mu = \frac{F/A}{dv/dy} = \frac{\tau}{\gamma} \quad (15)$$

onde:

τ = tensão de cisalhamento (Pa); e

γ = taxa de cisalhamento (1/s).

Um fluido Newtoniano caracteriza-se por possuir uma viscosidade constante independentemente da variação da taxa de cisalhamento. Num regime laminar, um fluido Newtoniano escoar em um tubo como se o fluido fosse constituído por inúmeros cilindros concêntricos com diferentes velocidades, como um telescópio.

Outros fluidos podem apresentar uma viscosidade dependente da taxa de cisalhamento. Estes são denominados fluidos não-Newtonianos e podem ser classificados em: pseudoplástico com tensão de escoamento, plástico de Bingham, pseudoplástico e dilatante.

Todos estes tipos de escoamento são independentes do tempo de atuação de uma tensão de cisalhamento constante. Há casos, por outro lado, de escoamentos de fluido dependentes do tempo de aplicação de uma tensão. Eles são classificados como tixotrópicos ou reopéticos. Os tixotrópicos apresentam uma diminuição da viscosidade com o tempo de atuação da

tensão constante. Já os reopéticos apresentam um aumento da viscosidade com o tempo, sob a mesma condição. Este assunto no entanto, não será objeto de estudo no presente trabalho.

Na Figura 2 são apresentados os diferentes tipos de comportamento de polpas tendo por base, estudos realizados para fluidos.

Para os fluidos não-Newtonianos a resistência oferecida ao escoamento é medida pela viscosidade aparente (μ_{ap}) cujo valor é o coeficiente angular da reta que passa pela origem e pelo ponto de interesse na curva (tensão por taxa de cisalhamento). Ela corresponde a viscosidade de um fluido Newtoniano que exibe a mesma tensão de cisalhamento para uma dada taxa de cisalhamento (DARLEY; GRAY (1988)).

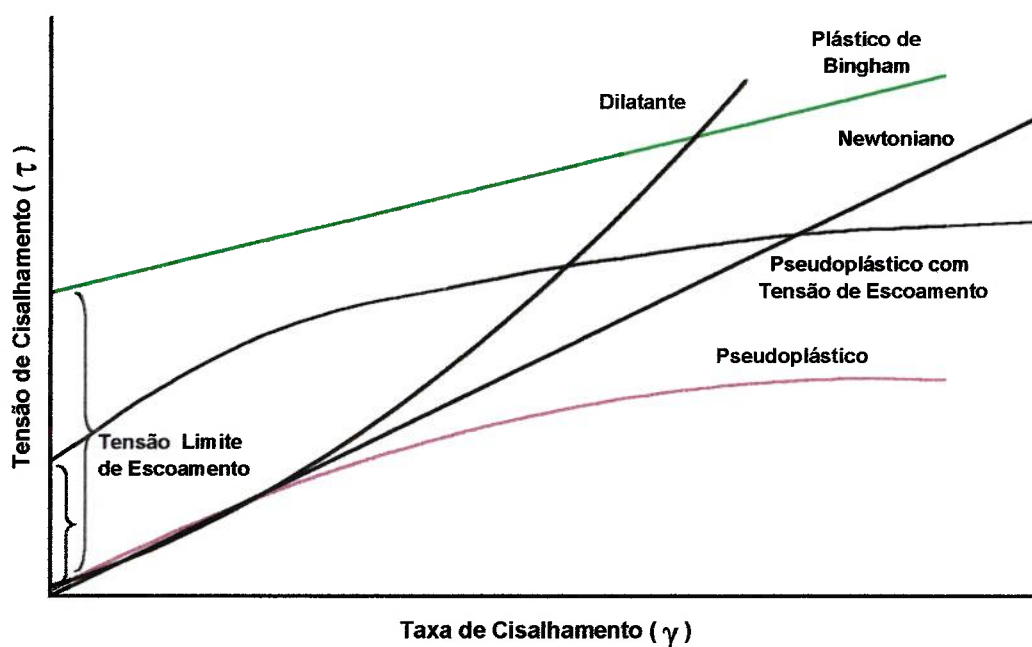


Figura 2 - Tipos de comportamento reológico de polpas.

Fonte: BAKSHI, A.K.; KAWATRA, S.K. Rapid determination of non-Newtonian flow behaviour in mineral suspensions.

Os fluidos denominados plástico de Bingham e pseudoplástico com tensão de escoamento distinguem-se dos outros fluidos por requererem uma tensão inicial, denominada de tensão limite de escoamento (*yield stress*), para que o fluido comece a escoar e, de acordo com CHAVES (1996), a maioria das polpas em Tratamento de Minérios apresenta o comportamento de plástico de Bingham.

Nos fluidos pseudoplásticos a viscosidade aparente diminui com o aumento da taxa de cisalhamento. Este comportamento pode ser encontrado em sistemas coloidais onde as partículas assimétricas, com orientação ao acaso, ficam inicialmente emaranhadas, formando uma rede, dificultando o escoamento. Com o aumento da taxa de cisalhamento esta rede se rompe e o escoamento é facilitado, diminuindo a viscosidade.

Nos fluidos dilatantes tem-se um aumento da viscosidade aparente com o aumento da taxa de cisalhamento. De acordo com SHAW (1992), este comportamento deve-se ao efeito da dilatação da polpa, com a água sendo suficiente apenas para preencher os vazios. Com o aumento da taxa de cisalhamento é gerado uma instabilidade na polpa fazendo com que as partículas se movam umas em relação às outras, expandindo a polpa. A água sendo insuficiente para preencher os novos vazios gerados, dá lugar ao aparecimento de forças de tensão superficial.

O comportamento não-Newtoniano é descrito por equações empíricas que, freqüentemente, são modificações da Lei de Newton pois os aspectos teóricos até hoje não foram bem estabelecidos.

O principal modelo empírico empregado na caracterização do escoamento de um fluido, de acordo com DARLEY; GRAY (1988), é o de Ostwald de Waele, baseado na **Lei da Potência**, cuja equação é dada por

$$\tau = \tau_0 + \kappa \gamma^n \quad (16)$$

onde:

τ = tensão de cisalhamento (Pa);

τ_0 = tensão limite de escoamento (Pa) sendo:

$\tau_0 = 0$ para fluidos Newtoniano, pseudoplástico e dilatante;

κ = índice de consistência do fluido sendo:

$\kappa = \mu$ para fluido Newtoniano; e

$\kappa = \mu_{ap} / (\gamma)^{n-1}$ para fluido não-Newtoniano ($\mu_{ap} = \tau / \gamma = \kappa (\gamma)^{n-1}$).

γ = taxa de cisalhamento (1/s); e

n = índice do comportamento do fluido sendo:

$n = 1$ para fluido Newtoniano;

$n < 1$ para fluido pseudoplástico; e

$n > 1$ para fluido dilatante.

A unidade de viscosidade mais utilizada é o mPa.s cuja correspondência com outras unidades também empregadas é:

$$1 \text{ mPa.s} = 1 \text{ cP} = 0,001 \text{ kg/ m.s.}$$

3.2.2. Tipos de Viscosímetros

Há um grande número de viscosímetros comerciais para serem escolhidos de acordo com a sua geometria, as faixas de viscosidades e as taxas de cisalhamento necessárias para o trabalho ou estudo. Os critérios para a escolha devem envolver, principalmente: a natureza do material; se é de baixa ou alta viscosidade; se é elástico ou não; a dependência da temperatura

na viscosidade etc. Outra importante consideração é a precisão e exatidão requeridas e se as medidas são para controle de qualidade ou para pesquisa.

A maioria dos viscosímetros disponíveis no mercado, que estão incorporados em ensaios padrão de muitas indústrias, em vez de descrever a viscosidade ou a tensão de cisalhamento abrangendo uma ampla faixa de taxas de cisalhamento, somente produz um único ponto da curva de escoamento, sendo os restantes desconhecidos. Tal procedimento não traz conseqüências para fluidos Newtonianos porque a viscosidade é independente da taxa de cisalhamento mas pode ser danoso para fluidos não-Newtonianos.

De acordo com KIRK; OTHMER (1982), há três tipos básicos de viscosímetros: capilares, rotacionais e de movimento de um corpo.

Os viscosímetros de fluxo capilar são os mais antigos e usados para a medida de viscosidade. A tensão de cisalhamento é fornecida em função da pressão que o fluido passa a ter ao fluir através de um tubo capilar. Eles são precisos nas medidas de viscosidades de fluidos Newtonianos até valores de 20.000 mPa.s. Uma desvantagem deste tipo de viscosímetro é que a velocidade de cisalhamento varia de zero, no centro do capilar, a um valor máximo nas paredes. O viscosímetro de fluxo capilar mais conhecido é o de Ostwald. Há diversas marcas com pequenas variações como os Cannon-Fenske, Ubbelohde, FritzSimons, SIL, Atlantic, Ford, entre outros.

Os viscosímetros rotacionais são constituídos de duas partes básicas separadas pelo fluido que está sendo analisado. As partes podem ser

de cilindros concêntricos (copo e rotor), de placas, de cone e placa ou de discos. Uma das partes gira em relação à outra e produz cisalhamento no fluido. A viscosidade é medida em função do torque fornecido para produzir uma determinada velocidade angular ou, uma velocidade angular necessária para produzir um determinado torque. Eles são mais versáteis que os de fluxo capilar e podem ser usados para fluidos não-Newtonianos. Um moderno viscosímetro constituído por copo e rotor foi desenvolvido pela Debex, da África do Sul e permite medir viscosidades da polpa *on line* e está sendo testado no JKMRC, na Austrália (SHI; NAPIER-MUNN (1996a)). As marcas de viscosímetros rotacionais mais conhecidas são: o Brookfield Synchro-Lectric, constituído por um copo e disco, sendo eficientes para baixas taxas de cisalhamento de até 74 1/s, segundo BAKSHI; KAWATRA (1996), o Fann, com cilindros concêntricos, para baixas e médias taxas de cisalhamento e o Haake Rotovisco, com cilindros concêntricos ou cone e placa, para altas taxas de cisalhamento chegando até 30.000 1/s e podendo medir viscosidades de até 10^9 mPa.s.

Os viscosímetros de um corpo em movimento se baseiam no movimento de uma esfera, de bolhas de ar, de disco ou de barra através do fluido a ser medido a viscosidade. Estes viscosímetros são utilizados de forma restrita, sendo mais de interesse acadêmico e destinados a fluidos Newtonianos cuja viscosidade é calculada a partir da Lei de Stokes. Existem viscosímetros especiais como os da Bendix Ultra-Viscoson, Automation Products Dynatrol e Nametre que utilizam a técnica de vibração ultrasônica de

um corpo. Neste último, de acordo com BAKSHI; KAWATRA (1996) e KAWATRA; BAKSHI (1996), o que transmite a vibração é uma esfera e as medidas de viscosidade da polpa podem ser obtidas *on-line*.

3.2.3. Reologia no Tratamento de Minérios

A reologia de uma polpa é uma importante propriedade em muitos sistemas de processamento mineral, mas sua influência não é bem compreendida e ela é raramente incorporada como uma variável em projetos, análises e otimização. Uma das principais razões é a dificuldade de estudar a reologia de suspensões instáveis, que ocorrem em grande parte dos processos de beneficiamento de minérios, aliado ao fato da falta de Normas para a medida da viscosidade (SHI; NAPIER-MUNN (1996a)).

Até pouco tempo atrás, quando as frações de partículas finas e ultrafinas eram descartadas dos circuitos de beneficiamento, considerava-se a percentagem de sólidos como a única responsável pela variação da viscosidade na polpa. Com a necessidade de beneficiar partículas finas e ultrafinas intensificaram-se os estudos envolvendo essas frações e com o auxílio de instrumentos mais modernos de medição de propriedades das partículas, outras variáveis foram creditadas como significativas para a viscosidade da polpa. São elas a distribuição de tamanhos das partículas, o ambiente químico e a temperatura das polpas. A seguir, serão relatados trabalhos recentes envolvendo a influência da viscosidade/reologia no tratamento de minérios.

Em um estudo muito interessante, HEALY et al. (1993) descreveram o comportamento de polpas de pigmento de dióxido de titânio com diferentes percentagens de sólidos em massa (45, 50 e 55%), a uma mesma taxa de cisalhamento (50 1/s), sob a ação de dispersante (silicato de sódio) em diferentes pH. A maior viscosidade, para as três diferentes percentagens de sólidos, foi alcançada em pH 8,5, sendo decrescentes para pHs mais ácidos e mais básicos. Quanto a influência da percentagem de sólidos somente, como era esperado, as maiores viscosidades foram observadas nas polpas com maiores percentagem de sólidos.

Segundo BAKSHI; KAWATRA (1996) somente polpas com baixa percentagem de sólidos 3-5% por volume podem, normalmente, apresentar um comportamento de fluido Newtoniano, embora HEALY et al. (1993) tenham observado este comportamento com polpas de até 30% de sólidos por volume.

No trabalho de PLITT (1991) foi apresentado um exemplo da influência do tamanho de partículas na viscosidade de uma polpa. Esta, contendo 100% de material abaixo de 10 μm e com 10% de sólidos por volume, equivale a uma polpa contendo 30% de sólidos por volume, mas com 100% do material acima de 10 μm , demonstrando ainda o risco de se relacionar exclusivamente viscosidade com percentagem de sólidos da polpa.

SHI; NAPIER-MUNN (1996b) descrevendo o comportamento de polpas (minério de cobre-chumbo-zinco) com diferentes percentagens de sólidos por volume (15, 30 e 45%) e diferentes concentrações de partículas

passante em 38 μm (20, 50 e 95%) constataram que a reologia das mesmas apresentava dois tipos de comportamento: o dilatante e o pseudoplástico.

Para uma baixa percentagem de sólidos por volume (15%), a polpa comportou-se como um material dilatante. Aumentando a quantidade de finos contidos de 20 para 95% passante em 38 μm , o comportamento de material dilatante tornou-se mais pronunciado.

Para uma percentagem de sólidos por volume intermediária (30%) e uma pequena quantidade de finos (20% passante em 38 μm), a polpa apresentou características de um material plástico de Bingham. Para uma grande quantidade de finos, ainda permaneceu a tendência do comportamento de material dilatante.

Quando a percentagem de sólidos por volume aumentou para 45% e a quantidade de finos maior que 20%, as polpas apresentaram um comportamento pseudoplástico com tensão de escoamento.

Aumentando ou a percentagem de sólidos por volume ou a quantidade de finos resultou, geralmente, num aumento da tensão de cisalhamento, sendo que o aumento foi mais significativo com o aumento da percentagem de sólidos. A interação da quantidade de finos e percentagem de sólidos não pode ser desconsiderada. Ficou constatado que o efeito da quantidade de finos na tensão de cisalhamento é muito pequeno para pequenas percentagens de sólidos.

Num trabalho realizado por KAWATRA; EISELE (1988) eles constataram também o efeito marcante da relação entre a percentagem de sólidos e quantidade de finos com a viscosidade, conforme mostrado na Figura 3. Em ensaios de ciclonação com minério de ferro foram coletadas amostras da alimentação (80% passante em 74 μm) e do *overflow* (80% passante em 44 μm) com diferentes percentagem de sólidos.

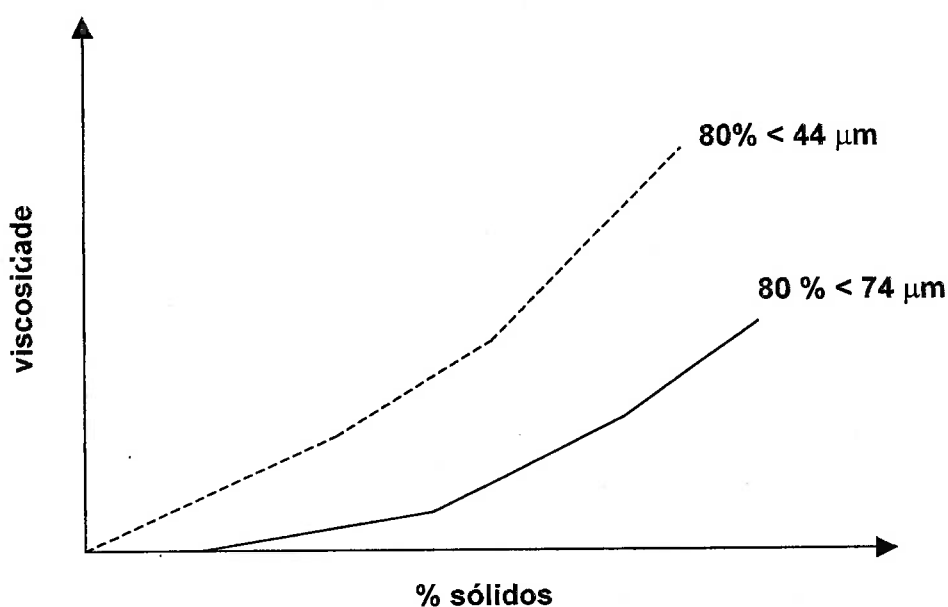


Figura 3 - Relação entre percentagem de sólidos e quantidade de finos com a viscosidade.

Fonte: KAWATRA, S.K.; EISELE, T.C. Rheological effects in grinding circuits.

3.3. Ciclone

O uso dos ciclones está bem estabelecido nas indústrias metalúrgicas sendo empregados em circuitos fechado de moagem, eliminação prévia de lamas nas polpas submetidas ao processo de beneficiamento como a flotação, recuperação de água de processo, desaguamento e, também, no

beneficiamento de rejeitos. PETERSEN et al. (1996) relatam o emprego de ciclones nas indústrias químicas e petroquímicas como na clarificação de líquidos, na lavagem de sólidos, na separação de líquidos imiscíveis e na desgaseificação de líquidos.

Vários pesquisadores, dentre os quais DELBONI JÚNIOR (1989), SALATIC; DEUSIC (1991) e BAKSHI; KAWATRA (1996), concordam que mesmo sendo o ciclone um equipamento simples, os mecanismos envolvidos na separação das partículas em seu interior são bastante complexos, não sendo ainda totalmente conhecidos.

Um ciclone típico (Figura 4) é constituído basicamente por duas partes: uma, de forma cilíndrica, com diâmetro característico D_c , interno ao revestimento, possui uma entrada tangencial, *inlet*, com forma geométrica definida (quadrada, retangular ou circular) cuja área é geralmente descrita através do diâmetro do círculo equivalente D_i e uma saída na parte central denominada *vortex finder* de diâmetro D_o ; e uma outra parte, com forma cônica, apresenta uma abertura na saída da sua porção inferior denominada *apex* com diâmetro D_u . A distância compreendida entre as extremidades inferior do *vortex finder* e superior do *apex* caracteriza uma outra dimensão denominada altura livre h , o comprimento da seção cilíndrica é L_c e o comprimento total do ciclone, L .

Pelo *vortex finder* é descarregado o produto fino da classificação (*overflow*) e pelo *apex*, o produto grosseiro (*underflow*).

KELLY; SPOTTISWOOD (1982) e CHAVES (1996) explicam o funcionamento de um ciclone de uma forma bastante simples, clara e elucidativa. O padrão de fluxo mais importante no ciclone é o de espirais dentro de espirais. Estas espirais são geradas pela alimentação tangencial e giram num mesmo sentido. No entanto, a espiral mais externa tem uma componente vertical de velocidade no sentido descendente, se dirigindo para o *apex* (vórtice descendente) e a espiral interna, uma componente vertical no sentido ascendente, se dirigindo para o *vortex finder* (vórtice ascendente).

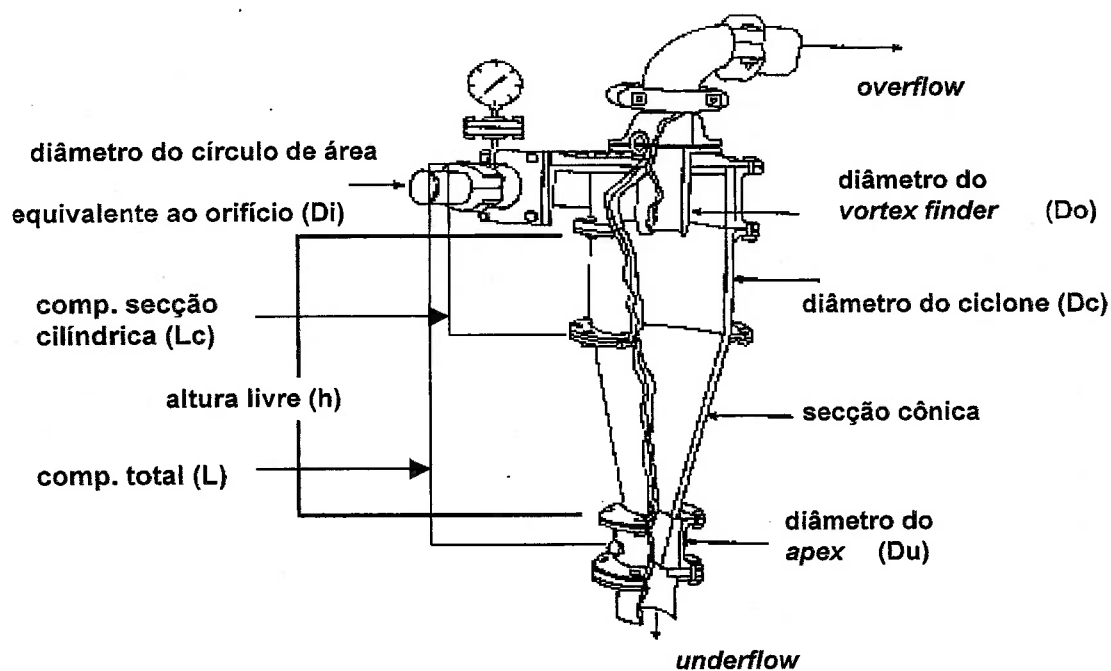


Figura 4 - Representação esquemática de um ciclone convencional.

Fonte: CARRISSO, R.C.C.; CORREIA, J.C.G. Classificação. In: Tratamento de Minérios.

Esse movimento rotacional acarreta o aparecimento de uma pressão negativa que provoca a sucção de ar da atmosfera para dentro do ciclone através do *apex*, formando um cilindro de ar central, denominado *air core*

(núcleo de ar), que se mistura com o fluxo ascendente e sai no *overflow* através do *vortex finder*.

Na região compreendida entre a base do *vortex finder* e a parede superior do ciclone (teto) podem ser encontrados dois outros tipos de fluxos, segundo KELLY; SPOTTISWOOD (1982): um, é o denominado de curto circuito, onde o produto alimentado não sofre qualquer classificação, indo direto para o *vortex finder*, o outro fluxo é do tipo de redemoinho.

Numa descrição fenomenológica dos fluxos em um ciclone, a velocidade do fluido em qualquer parte do ciclone pode ser decomposta em três componentes: a componente vertical ou axial v_v , a radial v_r e a componente tangencial v_t . Segundo HSIEH; RAJAMANI (1988a) o número de Reynolds da polpa no *inlet* atinge valores de 10^5 a 10^6 e é ele que determina o perfil das velocidades no interior do ciclone. Embora ele caracterize um fluxo turbulento, isso não significa contudo que necessariamente a turbulência se propague pois as condições de fluxo laminar podem ser mantidas para valores elevados de número de Reynolds em canais curvos (KELLY; SPOTTISWOOD (1982)). Nos estudos de Hsieh e Rajamani, cada componente de velocidade foi medido utilizando um equipamento que utiliza raios laser e o efeito Doppler (*Laser Doppler Velocimeter* - LDV) em quatro diferentes ângulos, a intervalos de 1 mm na direção radial e 1 cm na direção vertical.

a) Velocidade Vertical

A componente vertical da velocidade do fluido indica a magnitude das duas espirais (vórtices) e é responsável pela descarga das partículas do ciclone, determinando a distribuição volumétrica dos produtos *underflow* e *overflow*.

Ela não participa do balanço de forças da classificação. A velocidade vertical é maior junto às paredes, diminuindo em direção ao centro do ciclone, conforme mostrado na Figura 5. Todas as partículas junto às paredes tendem a se mover para o *apex* e é formada uma camada limite cuja espessura é consequência da percentagem de sólidos da alimentação, conforme observações de BLOOR et al. (1987).

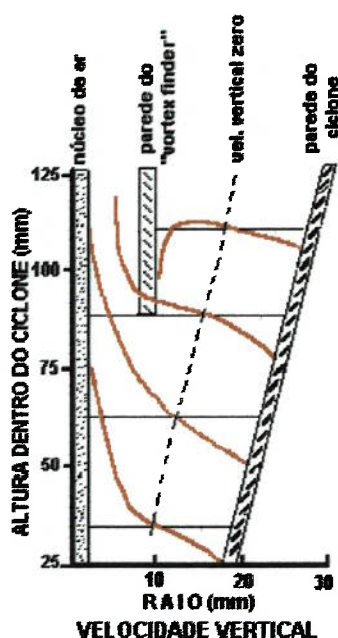


Figura 5 - Perfis da velocidade vertical do fluido num ciclone.

Fonte: KELSAL, D.F. A study of the motion of solid particles in a hydraulic cyclone.

Há um lugar geométrico em que a velocidade vertical é nula formando um cilindro com terminação cônica. Este local é denominado **envelope de velocidade vertical zero (EVVZ)**. Dentro deste envelope a direção da velocidade vertical é ascendente com as partículas dirigindo-se para o *vortex finder* e fora do envelope, descendente.

Este local de velocidade vertical zero é formado porque as partículas estão balanceadas pela ação das forças de arraste e centrífuga e possuem um tamanho que tem igual probabilidade de se dirigir para um dos produtos (d_{50c}), conforme postulado pela teoria da órbita de equilíbrio, apresentada adiante. O envelope de velocidade vertical zero segue o contorno do ciclone, penetrando em sua seção cônica até atingir uma cota correspondente a $0,7 D_c$ (Figura 6).

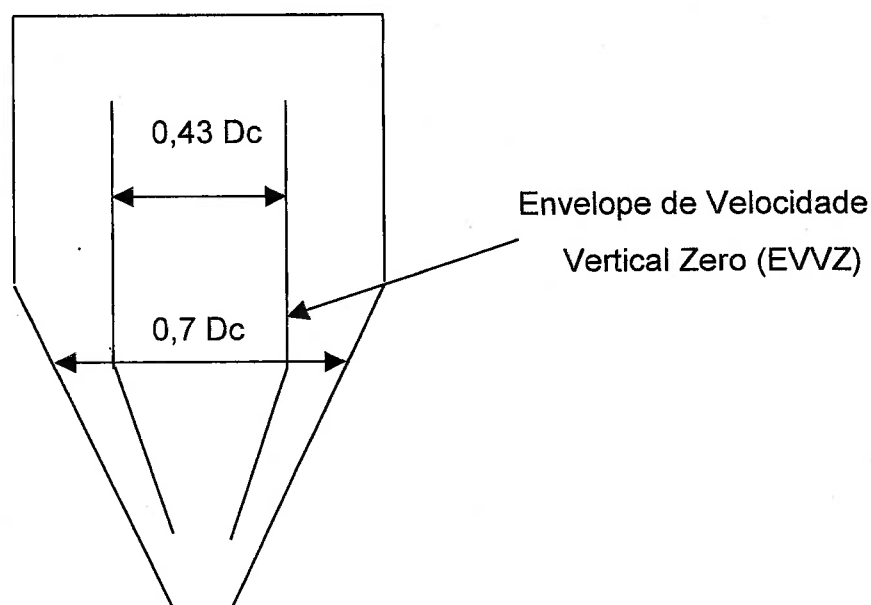


Figura 6 - Posicionamento do envelope de velocidade vertical zero (EVVZ).

Fonte: BRADLEY, D.; PULLING, D.J. Flow patterns in the hydraulic cyclone and their interpretation in terms of performance.

BRADLEY; PULLING (1959) concluíram que o diâmetro deste envelope era de 0,43 D_c , mas refazendo seus cálculos eles afirmaram que a melhor escolha deveria ter sido 0,38 D_c , sendo este o valor considerado nos modelos.

O envelope de velocidade vertical zero tem a mesma posição para ciclones com diferentes geometrias mas, de acordo com HEISKANEN (1993), a forma do EVVZ é afetada para ciclones que possuam um comprimento de *vortex finder* maior que 0,6 D_c .

Na região superior do ciclone, próximo ao teto, no espaço entre a parede do ciclone e o *vortex finder*, pode ocorrer um padrão de fluxo em forma de redemoinho que também foi observado por JOHANSEN et al. (1990) apud HEISKANEN (1993) em microciclones com 10 mm de diâmetro.

Nesta mesma região BRADLEY; PULLING (1959) observaram que a partir do *inlet* a polpa pode apresentar um fluxo de curto circuito, dirigindo-se diretamente para o *vortex finder*. Isso é explicado por BLOOR; INGHAM (1976) como sendo devido a um decréscimo da pressão na camada limite, nas paredes e do teto do ciclone. A razão do desenho do *vortex finder* é justamente para evitar este curto circuito. Quanto maior o *vortex finder*, menor ele será mas, em contra partida, um *vortex finder* grande afetará negativamente a classificação.

HSIEH; RAJAMANI (1988b) constataram que os perfis das velocidades verticais são assimétricos na região do *vortex finder*, porque a

polpa proveniente do *inlet* entra de forma assimétrica na parte cilíndrica. Essa assimetria é predominante próximo à região onde se encontra o *inlet* e, gradualmente, vai diminuindo até quase simétrico, próximo à terminação do *vortex finder*. Mas a assimetria é novamente verificada na região próxima ao *apex*, uma vez que a passagem é estreita e pode ocorrer turbulência devido à entrada de ar. Estes pesquisadores constataram ainda que, na região entre o *vortex finder* e as paredes do ciclone, dependendo da pressão da alimentação da polpa, há mais de uma inversão do fluxo (mudança no sentido da velocidade vertical), contrariando aqueles que acreditam na existência de somente uma única inversão. Portanto, nesta região, há mais de um local onde a velocidade vertical é nula. Para vazões de alimentação muito altas pode ocorrer mais de uma inversão da velocidade vertical até mesmo na seção cônica do ciclone.

b) Velocidade Radial

A componente radial da velocidade é responsável pela geração da força de arraste que irá contrapor com a força centrífuga. Ela é a menor das três componentes e cresce com o aumento do raio até atingir um máximo junto às paredes do ciclone (Figura 7). KELSALL (1952) apresentou uma relação entre as velocidades radial e vertical dada pela seguinte equação

$$v_r = v_v \tan\left(\frac{A_n}{2}\right) \quad (17)$$

onde:

v_r = velocidade radial;

v_v = velocidade vertical; e

A_n = ângulo da seção cônica.

Quando a classificação inicia a partir do *inlet*, que está próximo à parede do ciclone, a velocidade radial é grande e a velocidade tangencial moderada. Então somente as partículas mais grosseiras tendem a se dirigir para as paredes. Para raios menores a velocidade radial diminui e a força centrífuga aumenta fazendo com que as partículas menores alcancem um equilíbrio de forças.

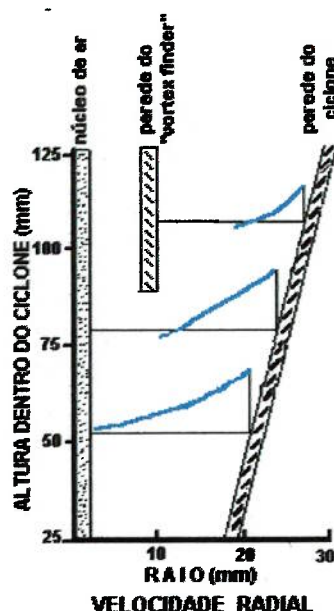


Figura 7 - Perfis da velocidade radial do fluido num ciclone.

Fonte: KELSAL, D.F. A study of the motion of solid particles in a hydraulic cyclone.

HSIEH; RAJAMANI (1988a) salientaram que as medidas da velocidade radial, com o sistema de *Laser Doppler Velocimeter* (LDV), não puderam ser precisas porque a velocidade tangencial é de magnitude duas

vezes maior do que a velocidade radial mascarando esta última. Então essa quantidade foi computada pela equação de continuidade, usando as medidas das velocidades tangencial e vertical. Como resultado, foi obtido um perfil da velocidade radial bem delineado.

c) Velocidade Tangencial

A componente tangencial da velocidade do fluido é a responsável pela geração da força centrífuga e o balanço de forças para a classificação advém da força de arraste gerada pela velocidade radial. As partículas finas tem uma força centrífuga pequena e são carregadas para o interior do ciclone, enquanto as grosseiras dirigem-se em direção às paredes. Este assunto será abordado no item órbita de equilíbrio adiante.

A velocidade tangencial apresenta, basicamente, dois tipos de comportamento no ciclone (Figura 8). Nas regiões envolvendo o interior do *vortex finder*, abaixo deste e na parte superior do ciclone, ela aumenta com o aumento do raio até atingir um máximo e é calculada por:

$$v_t r^1 = \text{constante.} \quad (18)$$

Após atingir este valor máximo, a velocidade tangencial diminui em direção às paredes do *vortex finder* e às paredes do ciclone (com o aumento do raio) sendo calculada pela equação:

$$v_t r^n = \text{constante} \quad (19)$$

onde $n < 1$.

O valor de n é determinado experimentalmente sendo, de acordo com KELLY; SPOTTISWOOD (1982), mais dependente das dimensões do ciclone do que das condições operacionais e varia normalmente de 0,4 a 0,9. BRADLEY; PULLING (1959), consideram $n = 0,7$ para a água pura e KRIJGSMAN (1949) apud TRAWISKY (1976) determinou $n = 0,7$ para polpas com percentagem de sólidos média. Já HEISKANEN (1993) afirma que o valor de n pode alcançar 0,8.

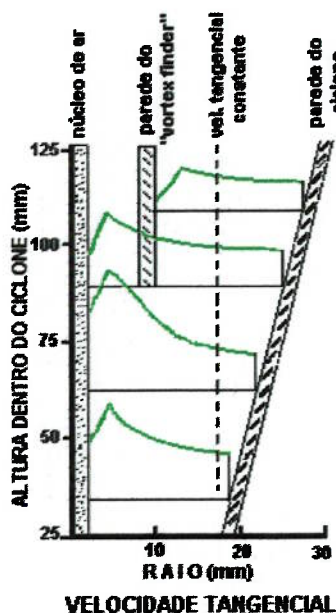


Figura 8 - Perfis da velocidade tangencial do fluido num ciclone.

Fonte: KELSAL, D.F. A study of the motion of solid particles in a hydraulic cyclone.

Há muitas relações envolvendo a geometria do ciclone com a velocidade tangencial máxima. KELSALL (1952) encontrou a velocidade tangencial máxima para $D_c/16,7$ enquanto LILGE (1962) apud HEISKANEN (1993), $D_c/12$. Os resultados experimentais obtidos por HSIEH; RAJAMANI (1988b) com *Laser Doppler Velocimeter* (LDV) e manipulados por HEISKANEN

(1993) mostraram que logo abaixo do *vortex finder*, já na seção cônica, a velocidade tangencial máxima está localizada em $D_c/10,5$ e mais para baixo em $D_c/14,9$. Os lugares geométricos em que a velocidade tangencial é constante tomam uma forma quase cilíndrica, na parte cônica do ciclone.

BRADLEY; PULLING (1959) constataram que a velocidade de alimentação da polpa v_i ao entrar na seção cilíndrica do ciclone sofre uma redução num valor de ν e transforma-se na velocidade tangencial v_t , sendo dada por:

$$v_t/v_i = \nu \quad (20)$$

onde, ν = parâmetro cujo valor é determinado experimentalmente.

As relações de ν com as dimensões do ciclone são apresentadas por HEISKANEN (1993) citando trabalhos de outros autores. Para BRADLEY (1965):

$$\nu = 3,7 \frac{D_i}{D_c}; \quad (21)$$

e para LILGE (1962);

$$\nu = 4,5 \left(\frac{D_i}{D_c} \right)^{1,13} \quad (22)$$

De acordo com UPADRASHTA et al. (1987), as polpas com comportamentos reológicos que possam ser expressos pela Lei de Potência, o

fator de redução ν aumenta com o aumento da plasticidade (menor n na Lei de Potência).

3.4. Curva de Partição

A partição no processo de classificação refere-se a percentagem em massa de material que se dirige a um dos produtos, geralmente ao *underflow*, em relação à alimentação. Esta definição, estabelecida por Tromp, pode denotar a relação entre a massa total de *underflow* (ou *overflow*) e a de alimentação ou ser discretizada para cada intervalo de tamanhos de partícula em particular. Neste caso, se o resultado de uma classificação com ciclone, por exemplo, for expresso em um gráfico cuja abscissa representa os intervalos de tamanhos e a ordenada, a relação em massa das partículas que se dirigiram para o *underflow* pela massa destas originalmente presentes na alimentação, em cada intervalo de tamanhos, obtém-se como resultado, uma curva denominada curva de partição.

É verificado na prática que a curva de partição real (com dados observados) não passa pela origem. Ocorre que o processo de classificação é constituído por duas funções (DELBONI JÚNIOR (1989)):

- a) uma fração de partículas da alimentação fica sujeita ao processo de classificação, dependendo exclusivamente da resultante das forças que atua sobre o conjunto de características físicas das partículas (**função classificação**); e

b) a outra fração remanescente depende da ação de outros mecanismos para a sua separação, como os hidrodinâmicos (função *bypass*).

3.4.1. Função Classificação

No processo de classificação com ciclones a função classificação, expressa pela curva de partição corrigida, fica determinada quando dos valores observados (experimentais) descontar-se a parcela referente à função *bypass* (que será discutida na parte 3.4.2. deste mesmo item).

A partir das curvas de partição real e corrigida ficam determinados dois parâmetros importantes na avaliação do processo: o d_{50} (da curva de partição real) e o d_{50c} (da curva de partição corrigida). Esses parâmetros são denominados de diâmetros medianos da partição real e da partição corrigida, respectivamente e representam o tamanho da partícula que tem igual probabilidade de se dirigir para os produtos *underflow* ou *overflow*. O d_{50} é função do processo como um todo e o d_{50c} somente devido às forças de classificação. Como são pontos únicos em suas respectivas curvas, eles sozinhos não descrevem adequadamente a qualidade da separação, uma vez que diferentes curvas poderão ter o mesmo valor de d_{50} ou d_{50c} (Figura 9).

Assim, tornou-se necessário caracterizar um outro parâmetro para melhor avaliar o processo. TERRA (1938) apud CHAVES (1996) propôs o conceito de imperfeição que está associado à inclinação da porção central da curva, sendo obtida por:

$$I = \frac{d_{75} - d_{25}}{2 d_{50}} \quad (23)$$

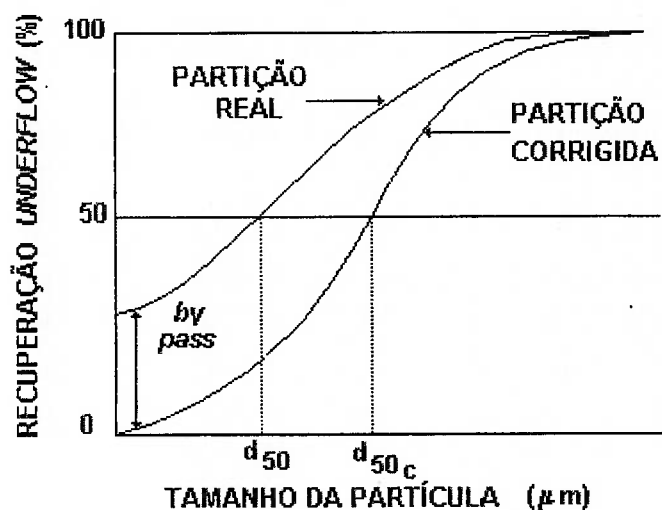


Figura 9 - Curvas de partição típicas de ciclone.

Fonte: CARRISSO, R.C.C.; CORREIA, J.C.G. Classificação. In: Tratamento de Minérios.

O valor de $(d_{75} - d_{25})/2$ corresponde à metade da distância inter-quartis central. É uma medida de dispersão onde d_{75} e d_{25} representam os tamanhos das partículas com chances de 75 e 25%, respectivamente, de se dirigirem para o *underflow*. Devido à imperfeição do processo partículas finas saem no *underflow* e partículas grosseiras, no *overflow*, formando áreas na curva denominadas de *misplaced material* (Figura 10). Quanto menor o *misplaced material*, mais próxima estará a classificação da condição ideal.

De acordo com DELBONI JÚNIOR (1989), em 1955, YOSHIOKA; HOTTA (1955) verificaram que colocando as curvas de partição obtidas em diferentes ensaios com ciclones de diversas geometrias, em função da relação d_i/d_{50c} , onde d_i é o tamanho médio das partículas da fração granulométrica considerada, todas as curvas de partição dos diferentes ciclones tendiam para uma única curva. Esta curva normalizada ou reduzida é denominada curva padrão de partição ou curva de partição reduzida, conforme é mostrado na Figura 10.

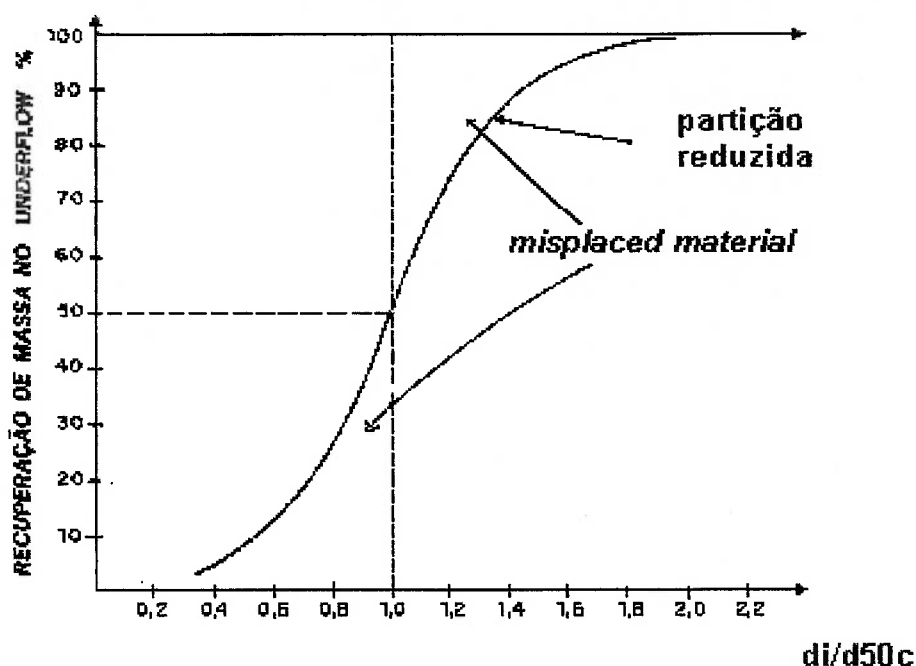


Figura 10 - Curva de partição reduzida e *misplaced material*.

Fonte: CARRISSO, R.C.C.; CORREIA, J.C.G. Classificação. In: Tratamento de Minérios.

HEISKANEN (1993) recomenda por outro lado, que d_i corresponda ao tamanho superior dos intervalos de tamanhos da análises da distribuição de

tamanhos, justificando que tal procedimento proporciona resultados mais consistentes com aqueles obtidos a partir de modelos matemáticos.

Alguns anos após o trabalho de Yoshioka e Hotta, PLITT (1971) e LYNCH; RAO (1975), apresentaram equações para a parametrização da curva de partição reduzida.

O modelo de Plitt (PLITT (1971)) é uma função do tipo Rosin-Ramler que foi derivada independentemente por ele e por REID (1971) apud NAPIER-MUNN et al. (1996) e considera os efeitos de mistura e de tempo de residência na probabilidade que tem uma partícula grosseira de se dirigir para o produto *underflow*.

A equação de Plitt é dada por

$$Y_i = 1 - \exp[-\ln 2 (d_i / d_{50c})^m] \quad (24)$$

onde:

Y_i = partição reduzida da fração granulométrica i no *underflow*; e

m = parâmetro que caracteriza a qualidade da separação - nitidez da separação (*sharpness of separation or the classification*).

Os valores de m normalmente variam de 1,5 a 3,5. Quanto maior o valor de m melhor será a nitidez (qualidade) da separação.

A relação entre m e a imperfeição I é dada pela equação apresentada por VALLEBUONA et al. (1994):

$$I = \frac{1}{2} \left[2^{1/m} - \left(2 - \frac{\ln 3}{\ln 2} \right)^{1/m} \right] \quad (25)$$

Os primeiros trabalhos utilizando o modelo de Plitt mostraram-se não muito corretos e se fez necessário incluir um parâmetro de calibração, k_1 , denominado de constante específica do material. Assim, a equação de determinação do parâmetro m , ficou da seguinte forma,

$$m = k_1 1,94 \left(\frac{D_c^2 h}{Q_v} \right)^{0,15} \exp \left(\frac{-1,58 S}{1+S} \right) \quad (26)$$

onde:

D_c = diâmetro do ciclone (cm);

h = altura livre (cm);

Q_v = vazão volumétrica de polpa (L/min); e

S = razão entre as vazões volumétricas da polpa do *underflow* e *overflow*.

NAGESWARARAO (1999b) ressalta que a equação de Plitt não pode satisfazer todas as diferentes formas da curva de partição reduzida observadas na prática, como por exemplo, para minérios complexos e carvão.

A equação apresentada por LYNCH; RAO (1975) foi baseada nos trabalhos realizados por LYNCH (1965) e WHITEN (1966) apud NAPIER-MUNN (1996) onde Whiten desenvolveu uma solução para equações exponenciais do modelo e mostraram que a partição reduzida para ciclones é, geralmente, independente das dimensões do ciclone e das condições operacionais para uma dada alimentação, assumindo uma similaridade

geométrica entre os ciclones de diferentes tamanhos. Essa invariabilidade do processo é expressa pelo parâmetro α que representa a nitidez da separação.

A equação de Whiten empregada no modelamento de Lynch e Rao é apresentada a seguir,

$$Y_i = \frac{\exp[\alpha (d_i/d_{50c})] - 1}{\exp[\alpha (d_i/d_{50c})] + \exp(\alpha) - 2} \quad (27)$$

onde:

α = parâmetro que caracteriza a qualidade da separação - nitidez da separação (*sharpness of separation or the classification*).

Os valores de α variam numa faixa semelhante ao do m e valores acima de 4 indicam uma classificação muito boa.

A relação entre α e a imperfeição I é dada pela equação apresentada por VALLEBUONA et al. (1994):

$$I = \frac{1}{2\alpha} \ln \left[\left(\frac{3(3 \exp(\alpha) - 2)}{\exp(\alpha) + 2} \right) \right] \quad (28)$$

As conclusões da invariabilidade do parâmetro α foram baseadas em estudos de LYNCH; RAO (1975) em ensaios realizados com ciclones com diâmetros de 102, 152, 381 e 508 mm, com diferentes configurações de tamanhos de D_i , ângulo da seção cônica e comprimento da seção cilíndrica, utilizando amostras de minério de cobre, calcário e quartzo com diferentes distribuições de tamanhos na alimentação: 40, 50 e 65% da fração abaixo de

53 μm . No entanto, NAGESWARARAO (1999b) relatando observações de HINDE (1985), num estudo com amostras de minério de ouro com diferenças marcantes na distribuição de tamanhos (17% e 60% < 75 μm), constatou que o parâmetro de nitidez da separação α variava com as mudanças significativas na distribuição de tamanhos do minério alimentado. Esta constatação é também considerada por Lynch e Rao. Por essa razão, em estudos em escala piloto objetivando determinar o parâmetro α para posteriores ensaios de simulação com mudança de escala, o minério estudado deve apresentar distribuição de tamanhos similar à escala que se destina. Contudo, esta dependência é menos sensível comparada com a vazão dos produtos, d_{50c} e partição da água para o *underflow*.

Outra observação sobre a invariabilidade do parâmetro α foi relatada por KAWATRA et al. (1996b) em ensaios com ciclone em polpas variando de 19 a 40% de sólidos em massa, onde a variação da viscosidade não acarretou um efeito significativo na curva de partição reduzida, embora provocasse uma maior diferença entre os valores de d_{50} e d_{50c} .

Por outro lado, contrariando a invariabilidade da curva de partição reduzida, HSIEH; RAJAMANI (1991) constataram que o parâmetro α decrescia com o aumento da viscosidade da polpa. Mais tarde, ASOMAH; NAPIER-MUNN (1997) e LIMA (1997) concluíram que o α variava com as condições operacionais e dimensões do ciclone, conforme equação 68 apresentada adiante no item modelos matemáticos empíricos. No trabalho de Asomah e Napier-Munn foi encontrado um erro relativo de 18,7%, que é considerado

normal, de acordo com NAGESWARARAO (1999b), sendo o modelo calibrado pelo parâmetro k_3 , técnica semelhante a adotada por Plitt com relação ao parâmetro k_1 . A maioria dos valores de α foram superiores a 4,5 e segundo os mesmos autores para $\alpha > 4,5$, em geral, pode-se considerar que a curva de partição reduzida é constante. Nos ensaios em que foram encontrados $\alpha < 4,5$, os valores encontrados para a curva de partição reduzida apresentavam erros experimentais aceitáveis.

Desta forma, discordando das conclusões destes autores citados, as diferenças encontradas para α podem estar contidas em erros experimentais somente, tornando válida a afirmação da invariabilidade da curva de partição reduzida.

Aqueles que não defendem a invariabilidade da curva de partição reduzida contra-argumentam que nesses trabalhos foram empregados programas de balanço de massas para minimizar os erros experimentais. Por esta razão, este assunto continua sendo controverso e será objeto de estudo neste trabalho.

Os parâmetros m e α são eficazes para descrever a maioria das curvas de partição reduzida observadas na prática. O parâmetro α contudo, segundo NAGESWARARAO (1999b), é mais preciso enquanto o m é mais simples de ser empregado.

Uma característica notável da abordagem de Lynch é que até agora nenhum estudo teórico foi apresentado para explicar o motivo da curva de

partição reduzida ser constante. Seria lógico acreditar que isso não ocorresse quando houvesse variações nas condições operacionais e de geometria do ciclone. Mas o que se observa ao considerarmos a curva de partição reduzida como invariável é a obtenção de resultados com uma excelente aproximação na aplicação prática.

Embora, em princípio, um único conjunto de ensaios seja suficiente para estabelecer a curva de partição reduzida é desejável que se utilize cerca de 5 - 6 conjuntos para que sejam minimizados os erros.

Para NAGESWARARAO (1999b) as equações propostas por Plitt, e Asomah e Napier-Munn para o cálculo da variabilidade de m e α são desnecessárias.

3.4.2. Função *Bypass*

A função *bypass*, ainda hoje, é matéria de estudos e controvérsias e uma das primeiras discussões sobre a função *bypass* é atribuída a KELSALL (1953). Ele sugeriu que a fração de partículas que não sofre classificação é diretamente proporcional a fração de água alimentada presente no produto *underflow* (R_f),

$$R_f = \frac{Q_{au}}{Q_{aa}} \quad (29)$$

onde:

Q_{aa} = vazão de água na alimentação (m^3/h); e

Q_{au} = vazão de água no produto *underflow* (m^3/h).

Assim, de acordo com Kelsall, a curva de partição corrigida seria dada pela equação:

$$Y_{i_c} = \frac{Y_{i_{obs.}} - R_f}{1 - R_f} \quad (30)$$

É fácil concluir que sob o ponto de vista hidrodinâmico as partículas ultrafinas e coloidais acompanham a água para o *underflow* mas, por conveniência matemática, KELSALL (1953) simplesmente assumiu que partículas de todos os tamanhos iriam para o *underflow* na proporção de R_f .

Essa abordagem simplista de Kelsall tem sido muito questionada.

AUSTIN; KLIMPEL (1981) não se surpreendem quanto ao fato de ser encontrado no *underflow* partículas de todos os tamanhos, pois argumentam que a polpa adensada próxima às paredes do ciclone, na camada limite, podem agir como um filtro para as partículas que nela penetram carregadas pela água. Mas eles não vêem lógica para considerar que esta fração de partículas deva ser igual, em qualquer circunstância, a partição de água para o *underflow*. FLINTOFF et al. (1987) contestam a suposição defendida por Austin e Klimpel afirmando que os resultados por eles obtidos, mostraram muita dispersão.

Para NAGESWARARAO (1999a) a proposição de KELSALL (1953) para o *bypass*, através de uma função linear, deve ser considerada como a transformação matemática mais simples de todas aquelas possíveis e, conseqüentemente, nenhuma explicação física ou de processo deve ser

atribuída. Seguindo essa mesma abordagem matemática para o *bypass*, Nageswararao apresentou em seu trabalho, uma forma funcional logarítmica para o R_f . Ela proporciona um melhor ajuste dos valores observados que a de Kelsall e tem as mesmas condições de contorno, quais sejam: o limite superior da partição para o *underflow* de partículas de tamanho "zero" é igual a R_f e o limite inferior é zero para a partição igual a unidade (100%).

Faz-se necessário destacar que a abordagem de KELSALL (1953) já está incorporada no nosso conhecimento técnico sobre ciclones. Ao observarmos os modelos matemáticos desenvolvidos para ciclone e com aplicação prática, por exemplo no livro de NAPIER-MUNN et al. (1996), constata-se que todos os modelos apresentam a abordagem de Kelsall, devido à facilidade da formulação matemática.

Com o avanço tecnológico experimentado nos últimos anos pelos instrumentos de medida de tamanhos de partícula, como o Sedigraph, MasterSizer da MALVERN e o MICROTRAC, tem sido possível a determinação de distribuição de tamanhos de partículas ultrafinas e coloidais menores que $0,1 \mu\text{m}$. Isso fez com que fosse possível dar uma maior atenção aos fenômenos que ocorrem nesta faixa de tamanhos e que, até então, eram praticamente ignorados porque eram descartados no peneiramento em laboratório através do "fundo" (para NAPIER-MUNN et al. (1996) partículas menores que $45 \mu\text{m}$).

Um fenômeno que vem despertando interesse entre os pesquisadores refere-se aos casos das curvas de partição não decrescerem

continuamente até a partição zero, quando o tamanho das partículas tendem para "zero" e apresentarem um formato de "perfil de anzol". Este fenômeno é denominado *fish hook*, conforme mostrado na Figura 11. A presença do *fish hook* vai de encontro a afirmação de que R_f seja igual a partição de água para o *underflow*.

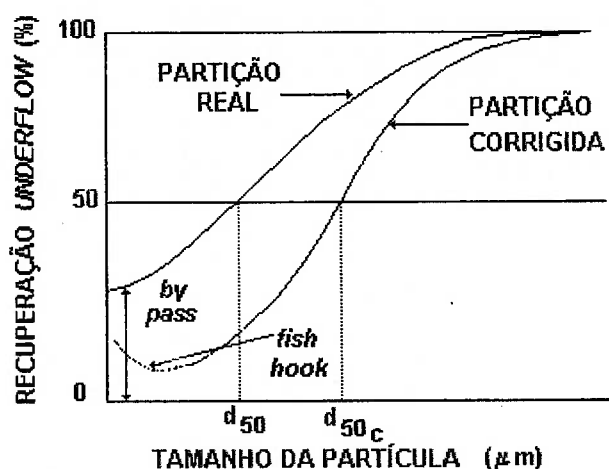


Figura 11 - Curva de partição corrigida apresentando *fish hook*.

Por inúmeras razões o *fish hook* tem sido ignorado (nos casos em que a fração ultrafina não é considerada), questionado e até negado.

BROOKES et al. (1984) apud ROLDÁN-VILLASANA et al. (1993) atribuíram a existência do *fish hook* a um fenômeno que ocorre de forma aleatória, pois numa série de ensaios realizados sob condições similares, sua presença foi observada em 30% de um total de 48 ensaios.

Já no início da década de 60, KELSALL; HOLMES (1960), também citado no trabalho de Roldán-Villasana, afirmavam que a existência do *fish hook* devia-se ao arraste de partículas finas ou pela sedimentação mais lenta de partículas situadas nos vazios entre as partículas grosseiras, também verificado por AUSTIN; KLIMPEL (1981). Já LUCKIE; AUSTIN (1975) apud HEISKANEN (1993) consideraram que o *fish hook* tem por origem a recirculação de partículas finas na parte cônica do ciclone, aumentando a probabilidade delas se dirigirem para o *underflow*.

FINCH (1983), seguindo a mesma linha de raciocínio de Kelsall e Holmes, afirmou que o *fish hook* tem por origem provável o arraste das partículas finas pela água que se dirige ao *apex*. Abaixo de um certo limite de tamanho de partícula, o seu movimento relativo em relação à água é menor e com o decréscimo do tamanho das partículas, progressivamente são separadas em proporções próximas a da água. Finch postulou ainda que o *bypass* é uma função linear decrescente com o aumento do tamanho das partículas. DEL VILLAR; FINCH (1992) embora continuassem a argumentar que o *fish hook* é provocado pelo arraste das partículas finas, propuseram um modelo não linear para o *bypass*.

Uma outra hipótese foi apresentada por FLINTOFF et al. (1987) afirmando que a origem do *fish hook* deve-se a coagulação ou floculação das partículas finas com as partículas grosseiras. Quando uma amostra do produto *underflow* é analisada quanto a sua distribuição de tamanhos, as partículas finas são detectadas devido à uma dispersão prévia da amostra. Eles advogam

também, a existência de erros experimentais. Este argumento, embora possa parecer lógico, não é muito convincente, uma vez que em um grande número de estudos têm sido empregados programas de balanço de massas que permitem a conciliação de dados e a avaliação de erros experimentais.

Um outro argumento evocado é o das partículas apresentarem diferenças marcantes de densidades. ROUSE et al. (1987) apud HEISKANEN (1993) provaram que somente as diferenças de suas densidades não provocam o *fish hook*, pois realizando ensaios com alumina pura e água, o fenômeno também foi constatado. Eles mencionaram ainda que uma possível explicação seria a agregação de partículas finas por floculação cisalhante, provocando o aparecimento destas partículas no produto *underflow*.

Uma implicação prática ao negar-se a existência do *fish hook*, quando ele ocorre, é que em circuitos fechados de moagem ocorrerá a sobre-moagem, gerando um gasto desnecessário de energia, mudança da viscosidade das polpas e diminuição da eficiência dos processos subseqüentes ao da moagem.

A existência do *fish hook* fica explícita quando NAPIER-MUNN et al. (1996) apresentam diversos modelos já consagrados na prática e que levam em consideração a presença deste fenômeno no processo de ciclonagem.

Todas essas explicações são bastantes lógicas mas sem nenhuma base teórica, demonstrando que ainda há um longo caminho a ser percorrido para se chegar a uma explicação do fenômeno.

O assunto envolvendo *fish hook* é um dos motivos para a realização deste trabalho.

Além da curva de partição, um parâmetro muito empregado na avaliação do processo de classificação por ciclones é a granulometria dos produtos obtidos. Num circuito fechado de moagem toda atenção está voltada para o *overflow* do ciclone e o tamanho pelo qual passam 95% do produto é denominado diâmetro de corte (d_{95}). TARR Jr. (1985) faz uma observação interessante ao ressaltar que o produto seria melhor avaliado considerando um diâmetro de corte de d_{80} a d_{90} (80 a 90% passante) por estes valores serem menos sensíveis a presença de algumas partículas grosseiras e leves no *overflow*.

3.4.3. Teorias da Classificação

As teorias da classificação tentam explicar as trajetórias das partículas dentro do equipamento, trazendo subsídios para o estudo e a avaliação do desempenho dos ciclones. Estas teorias estão relacionadas com o estudo dos fluxos da polpa no interior do ciclone (item 3.3. **Ciclone**) e, geralmente, fornecem correlações empíricas e semi-empíricas relativamente simples. As principais teorias são a do tempo de residência, a do balanço populacional, a dos grupos adimensionais e a da órbita de equilíbrio.

a) tempo de residência

Esta teoria considera que as partículas estão homogeneamente distribuídas pela seção transversal do *inlet* e que as partículas no corpo do

ciclone possuem um tempo de residência que varia de acordo com suas características. O diâmetro mínimo corresponde ao diâmetro da menor partícula que tenha 100% de probabilidade dirigir-se para o *underflow*.

Considerando o *inlet* dividido igualmente ao longo do seu diâmetro, no sentido longitudinal do ciclone, RIETEMA (1961) afirma que as partículas com diâmetro d_{50} injetadas na porção externa da metade do *inlet* se dirigirão para o *apex* e aquelas, injetadas na metade interna alcançarão o *vortex finder*. Já as partículas d_{50} injetadas ao longo deste diâmetro, se alcançarem as paredes do ciclone, durante seu tempo de residência, irão para o *underflow*, caso contrário, para o *overflow*. Neste mesmo trabalho, Rietema verificou que o número de Reynolds é suficientemente pequeno no interior do ciclone, tornando válida a Lei de Stokes para a separação das partículas. A partir destas constatações, ele obteve uma equação para o d_{50} dada por

$$\frac{d_{50}^2 (\rho_s - \rho_a) L \Delta P}{\mu_a \rho_a Q_v} = \frac{18 v_v D_c}{\pi v_t D_i} \quad (31)$$

onde:

P = pressão;

Q_v = vazão de polpa em volume da alimentação; e

L = comprimento do ciclone.

A razão v_v/v_t é praticamente constante para cada tipo e configuração de ciclone e é denominada de número característico do ciclone.

b) balanço populacional

Esta teoria foi proposta por FAHLSTROM (1963) e afirma que o tamanho d_{50} , para polpas não muito diluídas, é definido pela capacidade de descarga do *apex* e pela distribuição de tamanhos do minério alimentado. A fração de partículas mais grosseiras da alimentação é descarregada pelo *apex* até o seu limite de capacidade, sendo que a fração remanescente é descarregada pelo *vortex finder*. Como o *apex* apresenta uma limitação para a passagem de partículas, devido à ação da força centrífuga, a probabilidade de uma dada partícula ir para o *underflow* deve ser determinada pelo seu tamanho e densidade. Assim, as partículas mais grosseiras e densas têm uma maior probabilidade do que as menores e mais leves.

c) grupos adimensionais

Por esta teoria o desempenho e a mudança de escala do processo de ciclonagem são analisados por três números adimensionais. O número de Stokes, para relacionar as forças de inércia e as hidrodinâmicas; o número de Euler, para caracterizar a perda de pressão e o número de Reynolds para relacionar forças de inércia e viscosa, conforme apresentado por SVAROVSKY (1990) apud PEREIRA (1997):

- número de Stokes para o d_{50c}

$$Stk_{50} = \frac{d_{50c}^2 (\rho_s - \rho_a) v_c}{18 \mu_a Dc}; \quad (32)$$

- número de Euler

$$Eu = \frac{2 \Delta P}{\rho_a v_c^2}; e \quad (33)$$

- número de Reynolds

$$Re = \frac{v_c D_c \rho_a}{\mu_a} \quad (34)$$

onde: v_c = velocidade do fluido na seção cilíndrica do ciclone.

A partir de resultados de ensaios de ciclonagem e análises de regressão, o mesmo autor Svarovsky apresentou as seguintes equações de avaliação de separação, para ciclones tipo Rietema:

$$Stk_{50} Eu = 0,0474 [\ln(1/R_f)]^{0,742} \exp(8,96 C_v); \quad (35)$$

$$Eu = 371,5 Re^{0,116} \exp(-2,12 C_v); e \quad (36)$$

$$R_f = 1218 (D_u/D_c)^{4,75} Eu^{-0,30} . \quad (37)$$

d) órbita de equilíbrio

A teoria da órbita de equilíbrio, proposta por DRIESSEN (1951) apud PEREIRA (1997), baseia-se na existência de uma órbita na qual são encontradas partículas resultantes do equilíbrio entre as forças centrífuga (devido à velocidade tangencial) e de arraste (devido à velocidade radial) atuantes sobre elas. Diferentes tamanhos de partículas terão distintas órbitas de equilíbrio. Há uma órbita em especial que tem a característica de possuir a velocidade vertical nula, caracterizando o chamado envelope de velocidade vertical zero (EVVZ).

Assumindo que no ciclone haja uma condição de regime laminar de sedimentação das partículas e usando a Lei de Stokes, as forças que controlam a órbita de equilíbrio, a força centrífuga e a força de arraste, podem ser calculadas por

$$F_c = \frac{\pi \cdot d^3 (\rho_s - \rho_l) v_t^2}{6 r} \quad (38)$$

onde:

F_c = força centrífuga;

v_t = velocidade tangencial da partícula; e

r = raio da órbita de equilíbrio.

A força de resistência ou de arraste sobre uma partícula dentro do ciclone será dada pela força de resistência de Stokes (equação 6) sendo que a velocidade terminal agora é a velocidade radial. Assim,

$$F_d = 3 \pi d \mu v_r \quad (39)$$

onde:

F_d = força de arraste; e

v_r = velocidade radial.

No equilíbrio tem-se a igualdade das duas forças, $F_c = F_d$, conforme mostrado na Figura 12.

Esta teoria tem gerado controvérsias entre muitos pesquisadores conforme relata HEINSKANEN (1993). Destacam-se aqueles que admitem a existência de fluxo turbulento no interior do ciclone mas cuja turbulência é pequena, podendo-se considerar que o fluxo seja laminar e que esteja presente o envelope de velocidade vertical zero. Outros discordam mas não

comprovam, argumentando apenas que o fluxo é turbulento. Também, é assumido sedimentação livre das partículas em direção às paredes do ciclone, o que somente seria válido para polpas com baixa percentagem de sólidos.

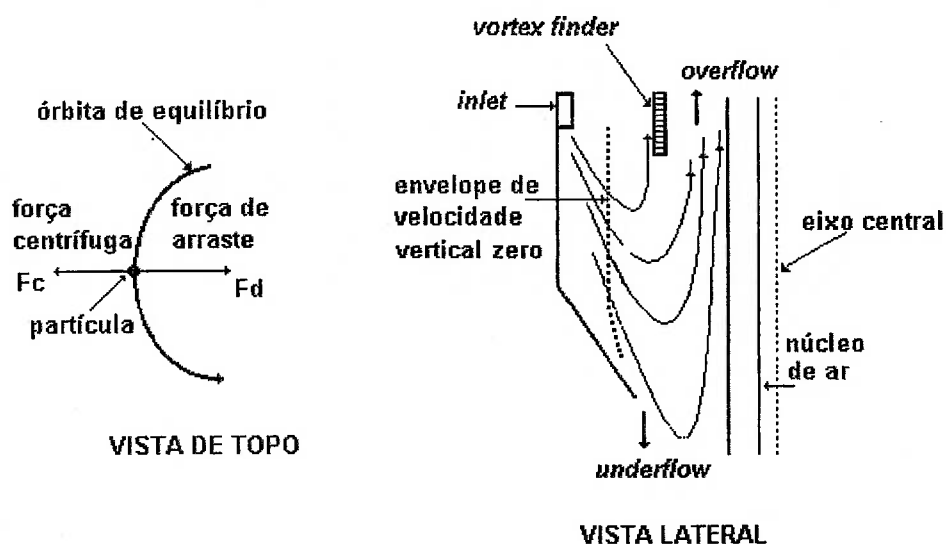


Figura 12 - A órbita de equilíbrio de uma partícula dentro do ciclone.

Fonte: KAWATRA, S.K.; BAKSHI, A.K.; RUSESKEY, M.T. The effect of slurry viscosity on hydrocyclone classification.

Contudo, de acordo com HEINSKANEN (1993), a existência do envelope de velocidade vertical zero foi também comprovada pelo sistema de medida de fluxos utilizando o *Laser Doppler Velocimeter* (LDV), aumentando a credibilidade da teoria da órbita de equilíbrio.

BRADLEY (1959) apresentou uma equação para o d_{50} assumindo que a redução da velocidade da polpa no *inlet* ao alcançar a parte cilíndrica é dada por v (equação 20), que a força de arraste é mais significativa na parte cônica do ciclone e que o envelope de velocidade vertical zero esteja situado na porção $0,38 D_c$, conforme apresentado no item 3.3. **a) velocidade vertical,**

$$d_{50} = \frac{3(0,38)^n D_i^2}{\upsilon} \sqrt{\frac{\tan(A_n/2) \mu_a (1-R_f)}{D_c Q_v (\rho_s - \rho_a)}} \quad (40)$$

onde:

n = expoente da equação 19;

υ = parâmetro de redução de velocidade;

A_n = ângulo da seção cônica;

Q_v = vazão volumétrica da polpa na alimentação; e

μ_a = viscosidade da água.

No final da década de 70, RENNER; COHEN (1978) realizaram um estudo interessante onde demonstraram que o processo de classificação ocorre de forma distinta ao longo do interior do ciclone. Eles delimitaram quatro regiões de distribuição de tamanhos semelhantes, conforme mostrado na Figura 13.

Na região A encontra-se a mesma distribuição de tamanhos da alimentação; na região B, a mesma distribuição do produto *underflow*; na região C, a do produto *overflow*; e na região D é onde ocorre efetivamente o processo de classificação. Num plano transversal desta região, há uma distribuição crescente de tamanhos de partículas com o aumento do raio do ciclone. Eles sustentam que não há classificação nas outras regiões, confirmando de certa forma, as afirmações de DAHLSTROM (1954) apud HEISKANEN (1993) de que na seção cônica, abaixo da cota onde começa o vórtice interno nenhuma partícula, independente do tamanho, dirige-se para o *vortex finder*. No entanto tal afirmação contrapõe com os resultados obtidos por

PERICLEOUS; RHODES (1986) e de outros pesquisadores onde observaram que próximo ao *apex* tem-se o início do vórtice interno.

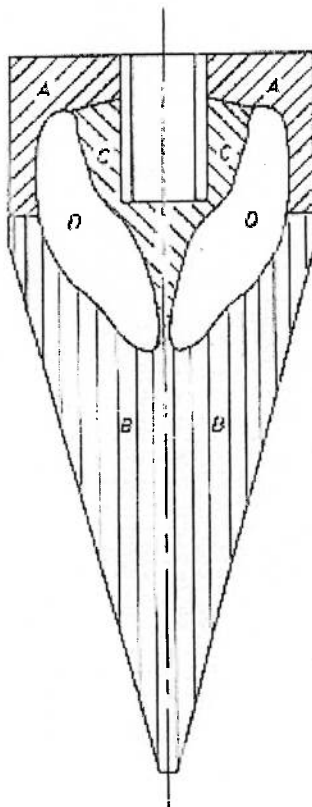


Figura 13 - Regiões com distribuição de tamanhos semelhantes no interior do ciclone.

Fonte: RENNER, V.G.; COHEN, H.E. Measurement and interpretation of size distribution of particles within a hydrocyclone.

3.5. Efeitos da Viscosidade em Ciclones

No estudo dos efeitos da viscosidade no processo de classificação o comportamento reológico da polpa é avaliado normalmente pela Lei de Potência, conforme UPADRASHTA et al. (1987) e DYAKOWSKI et al. (1994).

Em seus estudos UPADRASHTA et al. (1987) introduziram o conceito de número de Reynolds modificado associando a viscosidade do número de Reynolds tradicional (equação 1) com os parâmetros do modelo de Ostwald de Waele (equação 16),

$$Re_{\text{mod}} = \frac{\rho_p v_r r_c}{\kappa (w_a)^{n-1}} \quad (41)$$

onde:

v_r = velocidade radial no raio r_c ;

r_c = raio do ciclone;

w_a = velocidade angular no raio r_c ;

κ = índice de consistência do fluido; e

n = índice do comportamento do fluido que obedece a Lei de Potência ($n=1$ para fluido Newtoniano, $n<1$ para fluido pseudoplástico e $n>1$ para dilatante).

Eles concluíram que aumentando o número de Reynolds (o que diminui a viscosidade), a velocidade tangencial próxima ao eixo aumenta resultando numa maior proporção de fluido no *overflow*.

Para valores grandes do número de Reynolds e posições no ciclone onde $r/r_c > 0,6$, os perfis das velocidades são praticamente independentes do valor do número de Reynolds. Já para posições onde $r/r_c < 0,4$, em cotas abaixo do *vortex finder*, a pseudoplasticidade ou número de Reynolds modificado tem influência (UPADRASHTA et al. (1987)).

BAKSHI; KAWATRA (1996) apresentaram uma equação relacionando a taxa de cisalhamento com parâmetros operacionais e geométricos do ciclone,

$$\gamma = \upsilon \cdot n \cdot v_i \cdot r_c^n \cdot (1/r^{1+n}) \quad (42)$$

onde:

υ = parâmetro = 0,45 (equação 20);

n = parâmetro = 0,8 (equação 19);

v_i = velocidade no *inlet* (cm/s);

r_c = raio do ciclone (cm);

r = distância radial a partir do eixo de simetria (cm).

Esta equação será utilizada no desenvolvimento do presente trabalho.

Num trabalho de DYAKOWSKI et al. (1994), utilizando um ciclone de 44 mm de diâmetro com diferentes viscosidades de polpa, modificadas pela adição de CMC (carboximetilcelulose) em diferentes concentrações (0,3; 1,0 e 3,0%) eles obtiveram, primeiramente, diferentes números de Reynolds modificados da polpa (conforme sugerido por UPADRASHTA et al. (1987)) sendo 3,6; 0,9 e 0,01, respectivamente.

Eles observaram que as altas viscosidades (pequenos números de Reynolds modificados) provocam uma redução na rotação do fluido quando se aproxima do *apex*. Isso foi também observado por outros pesquisadores, segundo DYAKOWSKI et al. (1994), inclusive com a ausência do núcleo de ar,

indicando que a velocidade tangencial diminuiu mais significativamente em fluidos com altas viscosidades do que naqueles com viscosidades mais baixas.

Em geral a magnitude das velocidades aumentam com o decréscimo da viscosidade, o que era esperado. Uma segunda observação é que as diferenças são maiores próximo ao *apex* que próximo ao teto. Isso mostra que o alcance da rotação do fluido no fundo do ciclone (longe do *inlet*) é influenciada pela viscosidade do fluido, ao contrário do que acontece no teto, onde a velocidade tangencial é função da velocidade no *inlet*.

A dependência da queda de pressão de alimentação da polpa é muito mais significativa para um fluido pseudoplástico do que para um fluido Newtoniano.

Outras observações importantes sobre o efeito da viscosidade foram destacadas por DYAKOWSKI et al. (1994) e ASOMAH; NAPIER-MUNN (1997): eles observaram que há um decréscimo de pressão com o aumento da viscosidade aparente; nas regiões com altas taxas de cisalhamento encontra-se uma maior concentração de partículas; um aumento da viscosidade acarreta um aumento da partição de água no *underflow* e um aumento do d_{50} ; e nos fluidos não-Newtonianos estudados foram encontrados envelopes de velocidade vertical zero (EVVZ) similares aos de fluidos Newtonianos.

Com os resultados obtidos nas medidas das velocidades num *Laser Doppler Velocimeter* (LDV), em ensaios com ciclone de vidro com 75 mm de diâmetro, utilizando três tipos de fluido: somente água (viscosidade 1 cP);

água+glicerina, na proporção 1:1 (viscosidade 10 cP) e água com calcário com 10,47% sólidos em massa (viscosidade 1,13 cP), HSIEH; RAJAMANI (1991) observaram que o curto circuito é mais pronunciado numa posição do ciclone a 270° do *inlet* e constataram ainda, que ele aumenta com o aumento da viscosidade do fluido. Também, juntamente com ASOMAH; NAPIER-MUNN (1997) e LIMA (1997), concluíram que o aumento da viscosidade provoca um aumento do d_{50} e um decréscimo no valor do parâmetro de nitidez da separação (α), como mencionado anteriormente e discordando da invariabilidade da curva de partição reduzida.

3.6. Modelagem Matemática

A modelagem matemática abrange um conjunto de procedimentos que tem por objetivo a obtenção de um modelo. Pode-se definir um modelo como sendo uma equação ou conjunto de equações que transforma dados de entrada em dados de saída (resultados). O modelo é uma descrição matemática simplificada de um processo e que expressa os mecanismos envolvidos, a partir dos conhecimentos já adquiridos (FINCH et al. (1985) e BROUSSAUD (1988)).

Os modelos matemáticos podem ser mais ou menos complexos, dependendo do conhecimento existente e de quanto se deseja que a simulação se aproxime da situação real.

Quanto ao embasamento teórico, os modelos costumam ser classificados em teóricos (fundamentais), fenomenológicos ou empíricos.

a) modelos teóricos ou fundamentais

São derivados inteiramente de princípios fundamentais, requerendo um entendimento das leis básicas de física e de química que caracterizam o processo. Os parâmetros de entrada podem ser obtidos através de experimentos independentes ou ser encontrados na literatura. São os mais poderosos e abrangentes, sendo válido para uma ampla faixa de valores de parâmetros constituintes do modelo. Tem-se como exemplo, a Lei de Stokes.

b) modelos fenomenológicos

Eles são baseados em princípios básicos do processo mas contêm parâmetros que devem ser ajustados experimentalmente a partir de observações do próprio processo em escalas industrial, piloto ou de laboratório. Embora apresentem uma imagem extremamente útil do processo, esses modelos não possibilitam um entendimento mais acurado dos mecanismos envolvidos. Os modelos cinéticos de moagem são exemplos de modelos fenomenológicos onde é incorporada a idéia de que as partículas são fragmentadas e transportadas a taxas que são dependentes dos tamanhos das partículas (LIMA(1997)).

c) modelos empíricos

São derivados inteiramente de dados experimentais relacionados com o comportamento do processo, para escalas de laboratório, piloto ou industrial. Os dados obtidos são correlacionados, geralmente, através do emprego de técnicas de regressões lineares e não-lineares, associando parâmetros de desempenho do processo com as variáveis operacionais e com a geometria dos equipamentos.

NAPIER-MUNN; LYNCH (1992) consideram que a forma do modelo empírico é mais uma conveniência matemática do que uma descrição da natureza do processo.

Este tipo de modelo é bastante restrito, não podendo ser extrapolado para condições sob as quais as variações não foram estudadas. Os modelos empíricos são de fácil construção e freqüentemente auxiliam no desenvolvimento de modelos fenomenológicos.

No Tratamento de Minérios os modelos mais utilizados são os fenomenológicos e os empíricos, ou ainda, a combinação destes, face a complexidade dos mecanismos envolvidos nos processos. Deve-se ressaltar no entanto, que os fundamentos dos modelos teóricos devem sempre estar presentes para que não ocorra a aceitação de modelos fisicamente irreais.

NAPIER-MUNN; LYNCH (1992) apresentam ainda outro tipo de classificação para os modelos, baseado no regime dos processos, podendo ser modelos em estado de equilíbrio e modelos dinâmicos.

3.6.1. Modelos Fenomenológicos para Ciclones

A primeira tentativa para explicar o comportamento dos fluxos no interior do ciclone foi iniciado na década de 50, com os consagrados trabalhos de Kelsall em 1952 e 1953 (KELSALL (1952, 1953)) que estudou o comportamento dos fluxos de uma polpa com partículas finas de alumínio num ciclone transparente de plástico acrílico (*perspex*), com 76,2 mm de diâmetro, tendo a ele acoplado uma fonte de luz e um microscópio. A partir de então, houve um progresso lento face à grande complexidade envolvida para a resolução de equações diferenciais não-lineares para descrever os fluxos gerados no interior do ciclone. Acresce-se a isso, a polpa ser um sistema heterogêneo, com a presença de duas fases, a água e as partículas de minério.

A primeira tentativa é creditada a RIETEMA (1961) que resolveu a equação de Navier-Stokes para a componente tangencial com o objetivo de avaliar o efeito da turbulência sobre o seu perfil.

A partir da década de 80 o desenvolvimento e o aprimoramento de modelos fenomenológicos tiveram um grande impulso graças ao aumento da capacidade e da versatilidade dos microcomputadores, vindo a permitir a resolução de equações complexas para diferentes condições de contorno e

formas geométricas. PERICLEOUS; RHODES (1986) resolveram o conjunto de equações de Navier-Stokes para duas dimensões utilizando um programa de computador denominado PHOENICS e previram os dados de KELSALL (1952) com sucesso.

Também, houve um avanço na sofisticação de instrumentos de medidas de fluxos, como a utilização do *Laser Doppler Velocimeter*, permitindo medir precisamente, sem interferência, os componentes do fluxo em pontos específicos do ciclone, dando detalhes de suas feições.

O modelo fenomenológico é conhecido também por modelo de fluxo, de escoamento ou fluidodinâmico. Esse modelo está alicerçado nas equações de continuidade (balanço de massas) e de Navier-Stokes. Esta última é uma equação tridimensional de balanço de momentos, para um fluido Newtoniano incompressível que escoa num regime laminar, sendo encontrada na literatura expressa em coordenadas retangulares (x,y,z), cilíndricas (r,θ,z) ou esféricas (r,θ,λ).

Considerando um fluido escoando na direção x a equação de Navier-Stokes tem a forma, em coordenadas retangulares,

$$\frac{\partial v_x}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_x}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_x}{\partial z} = \frac{g_x}{\rho_L} - \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial P}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2} \right) \quad (43)$$

onde:

v_x , v_y e v_z = componentes da velocidade nas direções x, y e z;

e os termos,

$\partial v_x / \partial t$ = aceleração do fluido na direção x;

$v_x \partial v_x / \partial x + v_y \partial v_x / \partial y + v_z \partial v_x / \partial z$ = forças de inércia;

g_x / ρ_L = forças do campo externo;

$- 1 / \rho_L (\partial P / \partial x)$ = forças de pressão estática; e

$\mu (\partial^2 v_x / \partial x^2 + \partial^2 v_x / \partial y^2 + \partial^2 v_x / \partial z^2)$ = forças viscosas.

As variáveis na equação são velocidade, distância, pressão, viscosidade, densidade e aceleração da gravidade.

Os procedimentos adotados para utilização dessas equações, de acordo com PEREIRA (1997), consiste em fazer simplificações que tem como resultado, uma forma analítica mas que ainda continua sendo complexa. Outro procedimento utiliza resolução numérica de todo o conjunto de equações diferenciais, como o empregado por CONCHA; BARRIENTOS (1992).

Eles desenvolveram um modelo para ciclone baseado no modelamento de ciclones pneumáticos. O ciclone foi dividido em seis zonas e desenvolveram equações de velocidades de fluxos para cada zona bem como, para a interação entre elas. As trajetórias das partículas são obtidas através de balanço de momentos linear, tendo como resultado final, as curvas de partição real e corrigida. De acordo com HEISKANEN (1996), este modelo ainda precisa ser validado para escalas industriais.

Nas décadas de 70 e de 80 tiveram atuação destacada os pesquisadores BLOOR; INGHAM (1973, 1976, 1984a, 1984b e 1987) que realizaram estudos com um grau crescente de complexidade e de

detalhamento do escoamento dos fluxos. Nos primeiros trabalhos foi estudado o escoamento do fluido na parte cônica do ciclone, considerando o fluido aproximadamente "inviscido" (fluido ideal, viscosidade nula), axialmente simétrico (para que todas as derivadas em relação a λ , em coordenadas esféricas, fossem zero) e com o ângulo do ciclone muito pequeno. Embora o modelo proposto por Bloor e Ingham reproduza satisfatoriamente os dados obtidos por Kelsall, muitas das condições assumidas são muito simplistas.

A hipótese de considerar o escoamento axialmente simétrico estimulou o estudo com uma outra abordagem, através da introdução das funções de vorticidade e de fluxo, o que veio a permitir, a eliminação do balanço da pressão (HSIEH; RAJAMANI (1988b)).

Com esta simplificação foi dado ênfase ao estudo da turbulência nos fluxos. Ela inicialmente foi avaliada empregando o modelo $k-\varepsilon$, que leva em consideração a geração (k) e a dissipação (ε) de energia cinética num regime turbulento. Contudo, de acordo com DYAKOWSKI; WILLIAMS (1992), esta abordagem na sua forma original, não pode ser aplicada para ciclones e, principalmente, para microciclones, devido às altíssimas velocidades dos vórtices que geram turbulência e anisotropia, ou seja, a polpa passava a não apresentar as mesmas propriedades físicas em todas as direções. Estes pesquisadores propuseram então, um modelo $k-\varepsilon$ modificado, mas que na prática era de difícil resolução.

Para contornar essa dificuldade, RAJAMANI; DEVULAPALLI (1994) propuseram uma abordagem de comprimento de mistura de Prandtl modificado para determinar a viscosidade turbulenta do fluxo, cuja equação é

$$\mu_t = \rho_p Pr^2 \left[\left| \frac{\partial v_t}{\partial r} - \frac{v_t}{r} \right| + \left| \frac{\partial v_v}{\partial r} \right| \right] \quad (44)$$

onde:

μ_t = viscosidade turbulenta (g/cm.s);

ρ_p = densidade da polpa (g/cm³);

Pr = comprimento de mistura de Prandtl (cm);

v_t = velocidade tangencial da água (adimensional);

v_v = velocidade vertical da água (adimensional); e

r = distância radial a partir do eixo de simetria em coordenadas cilíndricas (cm).

O comprimento da mistura Pr varia nas direções radial e vertical e pode ser calculado pelas equações empíricas (MONREDON et al. (1992)),

$$Pr = k r_c \left(\frac{\mu_p}{\mu_a} \right)^{1/5} \left(\frac{r_z}{r_c} \right)^{1/4} \left(\frac{r}{r_c} \right)^{1/2} \quad (45)$$

onde:

k = parâmetro para Pr nas direções vertical = 0,010 e radial = 0,015;

r_c = raio do ciclone (cm);

μ_p = viscosidade da polpa (g/cm.s);

μ_a = viscosidade da água (g/cm.s);

r_z = raio do ciclone no nível considerado (cm); e

r = distância radial a partir do eixo de simetria em coordenadas cilíndricas (cm).

Quanto a trajetória das partículas num ciclone, ela pode ser avaliada para polpas diluídas, pelo balanço de forças que elas estão submetidas nas direções radial e vertical, conforme a teoria de classificação da órbita de equilíbrio.

O balanço das forças centrífuga e de arraste é também obtido pela igualdade das equações 3 e 38,

$$(\rho_s - \rho_p) \frac{v_t^2}{r} \frac{\pi d^3}{6} = \frac{1}{2} \rho_a V_{rel}^2 \frac{\pi d_i^2}{4} C_d$$

onde:

V_{rel} = velocidade radial relativa partícula/água (cm/s);

A velocidade radial relativa entre partícula e água é obtida a partir da igualdade acima:

$$V_{rel} = \left[\frac{4}{3} \left(\frac{\rho_s - \rho_p}{\rho_a} \right) \frac{v_t^2 d_i}{r C_d} \right]^{1/2}$$

De forma similar, o balanço de forças na direção axial (vertical), envolvendo as forças da gravidade e de arraste axial, é obtido por

$$(\rho_s - \rho_p) g \frac{\pi d_i^3}{6} = \frac{1}{2} \rho_a V_{rel}^2 \frac{\pi d_i^2}{4} C_d \quad (46)$$

onde:

V_{rel} = velocidade vertical relativa (cm/s); e

g = aceleração da gravidade (cm/s²).

A velocidade vertical relativa é dada por

$$V_{v_{rel}} = \left[\frac{4}{3} \left(\frac{\rho_s - \rho_p}{\rho_a} \right) g \frac{d_i}{C_d} \right]^{1/2}$$

O coeficiente de arraste C_d é função do número de Reynolds e este pode ser obtido, levando em consideração essas duas velocidades relativas, por

$$Re = \frac{\rho_p (V_{r_{rel}}^2 + V_{v_{rel}}^2)^{1/2} d_i}{\mu_p} \quad (47)$$

onde:

μ_p = viscosidade da polpa no regime laminar.

Os valores aproximados de C_d , considerados por PERICLEOUS; RHODES (1986), para os regimes laminar e turbulento são, respectivamente:

$$C_d = 24/Re \text{ para } Re \leq 64; \text{ e}$$

$$C_d = 0,42 \text{ para } Re \geq 64.$$

Uma outra área que vem merecendo estudo no modelamento de fluxos é a que tenta estabelecer as dimensões e a estabilidade do núcleo de ar. Por ocupar um espaço ao longo do eixo central, o núcleo de ar regula a saída de fluxos tanto pelo *apex* quanto pelo *vortex finder*.

BARRIENTOS et al. (1993) computaram o raio do núcleo de ar, R_a , pelo balanço de forças viscosas e de tensão superficial na interface água/ar, cujo cálculo aproximado pode ser obtido pela equação

$$R_a \approx \frac{\gamma_{a/a}}{2 \mu_{ap} \varphi - \Delta P_a} \quad (48)$$

onde:

$\gamma_{a/a}$ = tensão superficial na interface água/ar (N/m);

μ_{ap} = viscosidade aparente (kg/m.s);

φ = gradiente da velocidade angular no raio do ciclone (1/s); e

ΔP_a = diferença de pressão na interface água/ar (N/m²).

Embora esta abordagem tenha uma explicação plausível, ela ainda necessita ser submetida a um maior número de ensaios industriais para ser consolidada.

Um fator limitante nos modelos fenomenológicos diz respeito a percentagem de sólidos da polpa alimentada ao ciclone. Isto porque todos os estudos de modelos fenomenológicos foram realizados com polpas com baixas percentagens de sólidos e os valores previstos na simulação começam a se afastar dos valores observados quando as polpas possuem mais altas concentrações de sólidos, ou seja, percentagens de sólidos por volume maiores que 5% ((HEISKANEN (1996))).

Quando a percentagem de sólidos aumenta, as equações das partículas e da água tornam-se interdependentes devido às variações da densidade, da viscosidade da polpa e das interações entre partículas, afetando

com isso, o deslocamento da polpa em diferentes pontos do ciclone, que tem como causa, o aumento da força de arraste, alterando a trajetória da partícula. Esses efeitos tornam-se mais pronunciados próximo às paredes do ciclone (camada limite) e na região do *underflow*, onde a concentração de sólidos é a mais elevada (PERICLEOUS; RHODES (1986)).

Diante de tais fatos a aplicação de modelos fenomenológicos para ciclones torna-se limitada, podendo ser utilizados apenas em casos particulares. Não há dúvidas que esse tipo de modelo tem um potencial muito grande de sucesso, mas como ressalta NAPIER-MUNN et al. (1996), os modelos fenomenológicos não são ainda precisos o suficiente para operações com ciclone, particularmente, para altas percentagens de sólidos e também, por demandar um tempo considerável de computação para se obter uma solução.

Por isso, os modelos empíricos, mesmo tendo uma aplicação restrita às faixas de variação estudada para os seus parâmetros, têm uma aplicação prática maior, razão pela qual estão presentes em diversos "pacotes" de programas de simulação e otimização de processos como os desenvolvidos no CANMET (Canadá), JKMRC (Austrália), BRGM-USIMPAC (França), entre outros.

3.6.2. Modelos Empíricos

Os modelos empíricos mais consagrados para ciclones são os de Plitt e de Lynch e Rao.

Uma característica comum nestes modelos é a metodologia empregada para a sua construção. São realizados um certo número de ensaios experimentais cujos resultados permitem fazer correlações entre os parâmetros básicos do modelo e as variáveis operacionais, incluindo as de geometria dos ciclones e as condições de operação, bem como as características da polpa alimentada. Tais correlações são obtidas através de regressões lineares e não-lineares para ajuste dos dados.

a) Modelo de Lynch e Rao

As equações que compõem este modelo, para ciclones operando em condições normais ($D_o > D_u$; sem *ropping* (fluxo do *underflow* com formato de um cordão)), são: o tamanho mediano da partição corrigida (d_{50c}); a vazão de polpa na alimentação (Q_p); a partição da água para o *underflow* (R_f); e o parâmetro de nitidez da separação (α) da curva de partição reduzida (NAPIER-MUNN et al. (1996)). As equações são

$$\log d_{50c} = k_1 D_o - k_2 D_u + k_3 D_i + k_4 C_w - k_5 Q_p + k_6 ; \quad (49)$$

$$Q_v = k_7 D_o^{0,73} D_i^{0,86} P^{0,42} ; \quad (50)$$

$$R_f = k_8 \frac{D_u}{Q_a} - \frac{k_9}{Q_a} + k_{10} ; \quad (51)$$

$$Y_{ic} = \frac{\exp [\alpha (d_i/d_{50c})] - 1}{\exp [\alpha (d_i/d_{50c})] + \exp (\alpha) - 2} ; \quad (52)$$

onde:

d_i = tamanho médio da partícula (mm);

d_{50c} = tamanho mediano de partição corrigida (mm);

k_1, \dots, k_n = parâmetros típicos para o sistema minério/ciclone;

D_o = diâmetro do *vortex finder* (cm);

D_u = diâmetro do *apex* (cm);

D_i = diâmetro do *inlet* (cm);

Q_v = vazão volumétrica de polpa na alimentação (L/min);

C_w = percentagem de sólidos em massa da alimentação (%);

P = pressão na alimentação (kPa);

Q_a = vazão de água na alimentação (t/h);

R_f = partição da água para o *underflow*;

Y_{ic} = partição corrigida; e

α = parâmetro de nitidez da separação.

b) Modelo de Plitt

O modelo de Plitt foi desenvolvido a partir de resultados de ensaios realizados por ele e por Lynch e Rao. As equações que compõem este modelo para condições normais de operação são: o tamanho mediano de partição corrigida (d_{50c}); a razão entre as vazões volumétricas da polpa do *underflow* e *overflow* (S); pressão na alimentação (P); a partição da água para o *underflow* (R_f); e o parâmetro de nitidez da separação (m) da curva de partição reduzida (FLINTOFF et al. (1987) e NAPIER-MUNN et al. (1996)). As equações são

$$d_{50c} = \frac{k_1 39,7 D_c^{0,46} D_i^{0,6} D_o^{1,21} \mu_L^{0,5} \exp(0,063 C_v)}{D_u^{0,71} h^{0,38} Q_v^{0,45} \left(\frac{P_s - 1}{1,6} \right)^n}; \quad (53)$$

$$P = \frac{k_2 1,88 Q_v^{1,8} \exp(0,0055C_v)}{D_c^{0,37} D_i^{0,94} h^{0,28} (Du^2 + Do^2)^{0,87}}; \quad (54)$$

$$S = \frac{F_3 18,62 \rho_p^{0,24} (Du/Do)^{3,31} h^{0,54} (Du^2 + Do^2)^{0,36} \exp(0,0054C_v)}{D_c^{1,11} \rho^{0,24}}; \quad (55)$$

$$m = k_4 1,94 \exp \left[- \left(\frac{1,58 S}{1+S} \right) \left(\frac{Dch}{Q_v} \right)^{0,15} \right]; \quad (56)$$

onde:

D_c = diâmetro do ciclone (cm);

Q_v = vazão volumétrica de polpa na alimentação (L/min);

μ_L = viscosidade do líquido (cP);

C_v = percentagem de sólidos por volume na alimentação;

h = altura livre do ciclone (cm);

n = expoente hidrodinâmico, a ser estimado a partir dos dados

(valores padrões para os regimes laminar = 0,5 e turbulento = 1);

ρ_s = densidade do minério (g/cm³);

ρ_p = densidade da polpa (g/cm³);

S = razão entre as vazões volumétricas da polpa no *underflow* e no *overflow*;

k_1, \dots, k_n = parâmetros típicos para o sistema minério/ciclone; e

m = parâmetro de nitidez da separação.

c) Modelo Nageswararao

As equações do modelo foram desenvolvidas a partir de dados conseguidos em ensaios realizados por ele juntamente com os obtidos por Lynch e Rao, em 1975. O modelo leva em consideração parâmetros geométricos e operacionais não considerados por Lynch e Rao, como o ângulo da seção cônica do ciclone (A_n), a razão entre as velocidades terminais da

partícula numa sedimentação em queda livre e impedida (v_s^*) e os efeitos da força centrífuga através do termo $(P/\rho_p g D_c)$. O modelo tem uma estrutura que facilita o estudo de mudança de escala, onde os parâmetros k são dependentes essencialmente das características do minério (distribuição de tamanhos e densidade), podendo ser estimadas em ensaios de laboratório com ciclones menores que os empregados em escala industrial, desde que guardem relações geométricas similares.

Uma vez obtido o d_{50c} previsto pelo modelo, ele é inserido na equação de Whiten (equação 27) para determinação da curva de partição reduzida. O parâmetro α é determinado a partir dos ensaios de laboratório realizados para a estimativa dos valores dos parâmetros k ou por dados industriais obtidos em aplicações similares.

O modelo é baseado nas equações apresentadas a seguir e no conceito de invariabilidade da curva de partição reduzida (NAPIER-MUNN et al. (1996) e LIMA (1997))

$$\frac{d_{50c}}{D_c} = k_1 (D_c)^{-0,65} \left(\frac{D_o}{D_c}\right)^{0,52} \left(\frac{D_u}{D_c}\right)^{-0,47} (v_s^*)^{0,93} \left(\frac{P}{\rho_p g D_c}\right)^{-0,22} \left(\frac{D_i}{D_c}\right)^{-0,5} \left(\frac{L_c}{D_c}\right)^{0,2} A_n^{0,15} \quad (57)$$

$$Q_v = k_2 D_c^2 \left(\frac{P}{\rho_p}\right)^{0,5} \left(\frac{D_o}{D_c}\right)^{0,68} \left(\frac{D_i}{D_c}\right)^{0,45} \left(\frac{L_c}{D_c}\right)^{0,2} A_n^{-0,1}; \quad (58)$$

$$R_f = k_3 \left(\frac{D_o}{D_c}\right)^{-1,19} \left(\frac{D_u}{D_c}\right)^{2,40} \left(\frac{P}{\rho_p g D_c}\right)^{-0,53} (v_s^*)^{0,27} \left(\frac{D_i}{D_c}\right)^{-0,5} \left(\frac{L_c}{D_c}\right)^{0,22} A_n^{-0,24}; \quad (59)$$

$$R_v = k_4 \left(\frac{D_o}{D_c} \right)^{-0,94} \left(\frac{D_u}{D_c} \right)^{1,83} \left(\frac{P}{\rho_p g D_c} \right)^{-0,31} \left(\frac{D_i}{D_c} \right)^{-0,25} \left(\frac{L_c}{D_c} \right)^{0,22} A_n^{-0,24}; \quad (60)$$

onde:

d_{50c} = tamanho mediano de partição corrigida (mm);

k_0, \dots, k_n = parâmetros típicos para o sistema minério/ciclone;

$k_2 = k_0 D_c^{-0,1}$, para ciclones KREBS tratando alimentações idênticas;

D_c = diâmetro do ciclone (m);

D_o = diâmetro do *vortex finder* (m);

D_u = diâmetro do *apex* (m);

D_i = diâmetro do *inlet* (m);

ρ_p = densidade da polpa (t/m^3);

L_c = comprimento da seção cilíndrica (m);

Q_v = vazão volumétrica de polpa na alimentação (m^3/h);

C_v = percentagem de sólidos em volume da alimentação;

P = pressão na alimentação (kPa);

R_f = partição da água para o *underflow* (%);

R_v = partição de polpa em volume para o *underflow* (%)

A_n = ângulo da seção cônica do ciclone (graus); e

v_s^* = termo de correção da sedimentação em queda impedida da partícula = $10^{1,82C_v} / [8,05(1-C_v)^2]$.

d) Modelo de Asomah

Este modelo foi desenvolvido recentemente por Asomah (ASOMAH; NAPIER-MUNN (1997)) utilizando seus próprios dados bem como àqueles de Rao e de Nageswararao.

O modelo incorpora pela primeira vez, a inclinação do ciclone em relação a posição vertical (A_c), a viscosidade da polpa e o tamanho pelo qual

passam 40% do minério alimentado (P_{40}) (NAPIER-MUNN et al. (1996) e LIMA (1997)). As equações constituintes do modelo são

$$d_{50c} = Dc^{0,229} \left(\frac{P_{40}}{Do} \right)^{-0,457} \left(\frac{Do}{Du} \right)^{0,948} \left[1 - C_v (1 - A_c / 180) \right]^{-2,941} (Re)^{-0,155} (A_n)^{0,719} \exp \left(-1,392 \frac{A_c}{180} \right) k_1; \quad (61)$$

$$R_f = Dc^{0,471} \left(\frac{P_{40}}{Do} \right)^{0,214} (1 - C_v)^{-0,825} \left(\frac{Do}{Du} \right)^{-1,806} \left(\frac{Lc}{Dc} \right)^{0,287} (Re)^{-0,175} (A_n)^{-0,478} \exp \left(-1,357 \frac{A_c}{180} \right) k_2; \quad (62)$$

$$\alpha = Dc^{-0,148} \left(\frac{Do}{Dc} \right)^{1,046} \left(\frac{Du}{Dc} \right)^{-0,161} \left(\frac{\mu_p}{\mu_a} \right)^{-0,854} \left(\frac{\rho_s - \rho_p}{\rho_s} \right)^{-2,182} (Re)^{-0,107} (A_n)^{0,429} \exp \left(-0,094 \frac{A_c}{180} \right) k_3; \quad (63)$$

$$P = Q_p^{2,0} Dc^{-1,478} \rho_p (1 - C_c)^{0,435} (Di \cdot Do)^{-1,538} \left(\frac{Lc}{Dc} \right)^{-0,455} (A_n)^{0,246} \exp \left(-0,113 \frac{A_c}{180} \right) k_4; \quad (64)$$

$$Q_v = Dc^{0,739} \left[\frac{(Di \cdot Do)^{1,538} (Lc)^{0,455} P}{\rho_p (1 - C_v)^{0,435} (A_n)^{0,246} \exp \left(-0,113 \frac{A_c}{180} \right)} \right]^{-0,5} k_5; \quad (65)$$

onde:

d_{50c} = tamanho mediano de partição corrigida (μm);

k_1, \dots, k_n = parâmetros típicos para o sistema minério/ciclone;

Dc = diâmetro do ciclone (cm)

Do = diâmetro do *vortex finder* (cm);

Du = diâmetro do *apex* (cm);

Di = diâmetro do *inlet* (cm);

Lc = comprimento da seção cilíndrica (cm);

Q_v = vazão de polpa na alimentação (m^3/h);

C_v = percentagem de sólidos em volume da alimentação (%);

P_{40} = tamanho pelo qual passam 40% da alimentação;

P = pressão na alimentação (kPa);

R_f = partição de água para o *underflow* (%);

A_n = ângulo da seção cônica do ciclone (graus);

A_c = ângulo do ciclone em relação a posição vertical (graus);

μ_p = viscosidade da polpa (cP);

μ_a = viscosidade da água (cP);

ρ_s = densidade do minério (kg/L);

ρ_p = densidade da polpa (kg/L); e

α = nitidez de separação.

O número de Reynolds é calculado por

$$Re = \frac{v_i D_c (\rho_s - \rho_p)}{\mu_p} \quad (66)$$

onde:

$$v_i = \text{velocidade de alimentação da polpa} = \frac{Q_v}{\pi D_i^2 / 4} \quad (\text{m/s}).$$

3.6.3. Considerações sobre os Modelos Empíricos

Grande parte dos modelos empíricos foram desenvolvidos a partir de resultados obtidos em ensaios com polpas constituídas por minérios homogêneos (quartzo ou calcário), o que na prática dificilmente ocorre. Os desafios do Tratamento de Minérios envolvem minérios constituídos por diferentes tipos de minerais, liberados ou não, com diferenças marcantes de suas densidades e de suas formas. Assim, partículas com granulometria fina,

mas com densidade alta, têm grandes possibilidades de dirigirem-se para o *underflow*. Lynch e Rao sugerem que os parâmetros dos modelos sejam obtidos a partir da realização de ensaios em faixas distintas de densidades do minério.

A maioria dos dados utilizados no modelamento foi obtida de ciclones com diâmetros na faixa de 100 a 380 mm com poucos estudos envolvendo microciclones. No modelamento com microciclones destacam-se os trabalhos de VALLEBUONA et al. (1994), VALLEBUONA et al. (1995) e LIMA(1997).

LIMA (1997) utilizou microciclones com 25 e 50 mm de diâmetro, com polpas constituídas por misturas de quartzo e magnetita em diferentes proporções. O modelamento foi realizado tendo por base as equações do modelo de Nageswararao. Lima concluiu, ao contrário de Lynch e Rao, e Nageswararao, que o parâmetro α variou para os diferentes conjuntos microciclone/material. Já VALLEBUONA et al. (1994) e VALLEBUONA et al. (1995) concluíram que os microciclones têm um comportamento coerente com aquele que se obtém com os ciclones de maiores diâmetros.

Uma outra consideração que merece destaque diz respeito a viscosidade da polpa. Alguns modelos avaliam os efeitos da viscosidade de forma indireta, por meio da percentagem de sólidos. Tal procedimento poderá levar a erros significativos uma vez que a viscosidade da polpa não depende somente da percentagem de sólidos. Este efeito da viscosidade em muitos casos poderá perder seu significado físico por estar oculto nos parâmetros k do

modelo, após terem sido estimadas por procedimentos matemáticos. No modelo de Asomah, citado em ASOMAH; NAPIER-MUNN (1997), a viscosidade é incorporada através do termo número de Reynolds que por sua vez é função da viscosidade. Este procedimento só é válido para polpas com comportamento Newtoniano, pois a viscosidade da polpa em qualquer ponto de seu percurso será constante. Por outro lado, caso ela tenha um comportamento não-Newtoniano, no interior do ciclone, por exemplo, onde são verificadas altas taxas de cisalhamento, a classificação ocorrerá numa condição em que a viscosidade será diferente daquela medida em um outro ponto circuito.

Para levar em conta esta característica, o presente trabalho emprega uma metodologia em que a viscosidade da polpa é estudada numa ampla faixa de taxas de cisalhamento. Uma vez estimada a taxa de cisalhamento no interior do ciclone, mais precisamente na região do envelope de velocidades verticais zero (EVVZ), onde situa-se o d_{50} , pode-se avaliar em que viscosidade da polpa ocorre a classificação. A esta viscosidade particular, é denominada no presente trabalho de viscosidade de separação μ_{50c} . De acordo com PEREIRA (1997), a viscosidade de separação μ_{50c} , que é pela autora denominada de viscosidade efetiva, é o elo de ligação entre os fluidos com comportamentos Newtonianos e não-Newtonianos.

3.7. Relações Empíricas Envolvendo o d_{50c}

As principais variáveis que atuam no processo de classificação são constantemente correlacionadas com o efeito provocado sobre o d_{50} do ciclone estudado e podem ser reunidas em dois grupos: as variáveis operacionais e aquelas relacionadas com as dimensões do ciclone (variáveis geométricas).

3.7.1. Variáveis Operacionais

De acordo com KAWATRA et al. (1996a) num processo de ciclonagem a relação entre o d_{50} e a viscosidade é dada por:

$$d_{50} \propto \mu^n \quad (67)$$

onde, os valores de n situam-se entre 0,5 a 0,6 e o diâmetro d_{50} pode ser determinado através da combinação das equações 38 e 39:

$$d_{50} = \sqrt{\frac{18 \mu v_r r}{(\rho_s - \rho_l) v_t^2}} \quad (68)$$

Deve-se ressaltar que no trabalho de KAWATRA et al. (1996a) os valores de n foram determinados em polpas com baixa e média percentagens de sólidos por volume (2 a 11%). Para polpas com maiores percentagens de sólidos deve-se ter o cuidado na determinação dos valores de n devido ao efeito da sedimentação em queda impedida (retardada).

De acordo com DOHEIM et al. (1995) e CHAVES (1996) o efeito do aumento da pressão de alimentação da polpa num ciclone acarreta num

decréscimo do diâmetro de corte devido ao aumento da força centrífuga. Num trabalho realizado pelos primeiros autores foi constatado ainda que esse efeito decresce com o aumento da percentagem de sólidos.

A relação entre d_{50c} e a pressão de alimentação da polpa apresentada no modelo de DOHEIM et al. (1995) é dada por:

$$d_{50c} \propto P^{-0,3306} \quad (69)$$

onde, P é a pressão de alimentação (kPa).

Estes mesmos autores relataram que a percentagem de sólidos na alimentação é uma variável operacional muito importante no desempenho do ciclone na classificação. Eles apresentam uma relação entre o d_{50c} e percentagem de sólidos em massa na alimentação sendo dada por:

$$d_{50c} \propto C_w^{0,3077} \quad (70)$$

onde, C_w é a percentagem de sólidos em massa.

3.7.2. Variações nas Dimensões do Ciclone

Outro conjunto de variáveis que afeta o desempenho do processo de ciclonagem refere-se à geometria ou dimensões do ciclone.

Há um grande número de trabalhos na literatura onde são publicados modelos desenvolvidos por diversos autores envolvendo estudos em ciclones com diâmetros acima de 101,6 mm, dos quais torna-se possível

avaliar as influências no d_{50c} a partir das variações nas dimensões dos ciclones.

De acordo com NAPIER-MUNN et al. (1996), o diâmetro do ciclone é a principal variável de dimensionamento na obtenção de um determinado d_{50c} . Isto porque a velocidade tangencial, que gera a força centrífuga, é função do diâmetro do ciclone. A real dependência do diâmetro do ciclone muitas vezes não é considerada significativa devido às influências de outras variáveis. Uma vez selecionado o diâmetro adequado, o desempenho do processo de ciclonagem é refinado, modificando-se os diâmetros do *vortex finder*, D_o , e do *apex*, D_u (Figura 4).

A relação, segundo o modelo destes autores, entre o d_{50c} e o diâmetro do ciclone é dada por:

$$d_{50c} \propto D_c^{1,4} \quad (71)$$

Aumentando o diâmetro do *vortex finder*, aumenta o diâmetro de corte pois há uma maior facilidade das partículas mais grosseiras serem arrastadas para o produto *overflow*.

Efeito oposto ocorre com o aumento do diâmetro do *apex*, de acordo com DCHEIM et al. (1995) e CHAVES (1996).

As relações envolvendo d_{50c} e os diâmetros do *vortex finder* e do *apex* mostram uma relação direta com o primeiro e inversa com o segundo. A

magnitude destas relações são apresentadas em um grande número de modelos disponíveis na literatura. A título de exemplo, segundo o modelo de DOHEIM et al. (1995), tem-se:

$$d_{50c} \propto Do^{0,9209} ; e \quad (72)$$

$$d_{50c} \propto Du^{-0,3622} . \quad (73)$$

Já no modelo apresentado por PLITT (1976), os expoentes em Do e Du são, respectivamente, 1,21 e -0,71. Ainda de acordo com este modelo são apresentadas as relações entre o d_{50c} e a altura livre h e o diâmetro de entrada Di sendo dadas por:

$$d_{50c} \propto h^{-0,38} ; e \quad (74)$$

$$d_{50c} \propto Di^{0,60} . \quad (75)$$

Para NAPIER-MUNN et al. (1996) freqüentemente a capacidade de descarga de material através do *apex* é uma variável determinante no processo de ciclonagem. De acordo com FAHLSTROM (1963), o d_{50} pode ser estimado a partir da recuperação em massa no *underflow* e pelo tamanho máximo da partícula alimentada ao ciclone,

$$d_{50} = d_{\max} (1 - R_s)^{1/x} \quad (76)$$

onde:

d_{\max} = maior tamanho da partícula na alimentação;

R_s = razão entre as vazões de sólidos do *underflow* e da alimentação; e

χ = módulo de distribuição de tamanhos Gaudin-Schuhmann para a alimentação.

Cuidados devem ser tomados para assegurar que a capacidade de vazão pelo *apex* não seja excedida.

O efeito da relação entre D_u e D_o na razão entre vazões volumétricas do *underflow* e da alimentação pode ser avaliado, de acordo com HARRISSON; CILLIERS (1997), pela equação,

$$R_v = 2,58 (D_u/D_o)^{4,0} \quad (77)$$

onde: R_v = razão entre vazões volumétricas do *underflow* e da alimentação.

Um importante controle de operação é o formato do fluxo através do *apex*, sendo classificado, de acordo com NAPIER-MUNN et al. (1996), em três tipos: cordão (*rope*), semi-cordão e *spray*.

Quando o *underflow* está com baixa percentagem de sólidos o fluxo apresenta um formato tipo *spray* e as partículas possuem uma alta velocidade radial, com elevada vazão de água neste fluxo.

À medida que aumenta a percentagem de sólidos no *underflow*, o diâmetro do *spray* começa a decrescer até que seja alcançado um valor crítico de percentagem de sólidos e os formatos do fluxo passam pelos tipos semi-cordão e cordão, com percentagens de sólidos neste último, maiores que 50% em volume.

Quando se deseja evitar o formato de cordão, deve-se controlar a percentagem de sólidos da alimentação e do produto *underflow* de modo que

$$Cv_u \leq 56 + 0,2 (Cv_f - 20) \quad (78)$$

onde:

Cv_u = percentagem de sólidos por volume no *underflow*; e

Cv_f = percentagem de sólidos por volume na alimentação.

Mas somente as condições de concentrações de sólidos na alimentação e no produto *underflow* não é o suficiente. Além disso, as dimensões dos diâmetros dos *apex* e *vortex finder* são determinantes. BUSTAMANTE (1991) apud CONCHA et al. (1996) sugerem as seguintes relações:

$Du/Do < 0,45$	formato cordão;
$0,45 < Du/Do < 0,56$	formatos cordão ou <i>spray</i> dependendo da pressão de alimentação; e
$Du/Do > 0,56$	formato <i>spray</i> .

Para BERALDO (1987) a condição considerada como sendo de uma operação normal de ciclonagem é a do tipo *spray* formando um ângulo entre 20° e 30°.

Outras relações práticas de dimensões de partes de ciclones sugeridas por VALERY JÚNIOR (1998):

$$Di = 0,3 Dc;$$

$$Do = 0,4 Dc;$$

$$Du = 0,1 \text{ a } 0,37 Dc; \text{ e}$$

$$h = Dc.$$

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. Amostra e Amostragem

A amostra utilizada no presente trabalho foi coletada na Usina de Beneficiamento da Fertilizantes SERRANA S.A. - Complexo Industrial ARAFÉRTIL, situada no município de Araxá, Minas Gerais.

Esta amostra é representativa da alimentação do circuito de deslamagem dos finos naturais, fluxo OPC, conforme mostrado na Figura 14. Este processo de deslamagem é realizado em dois estágios (6ª e 9ª deslamagem) onde o produto *overflow* da 6ª deslamagem vai para a barragem de rejeitos e o *underflow* é a alimentação da 9ª deslamagem. O produto *overflow* desta última está em circuito fechado com a alimentação nova da 6ª deslamagem e o *underflow* vai para o processo de flotação da apatita, finos naturais.

O plano de amostragem constou da tomada de incrementos durante um período de dois meses que foram colocados em oito tambores com capacidade de 200 litros. Após decantação da polpa, foi descartada a água sobrenadante, formando uma amostra final com cerca de 50% sólidos em massa de, aproximadamente, 1.300 kg (base seca) de massa total.

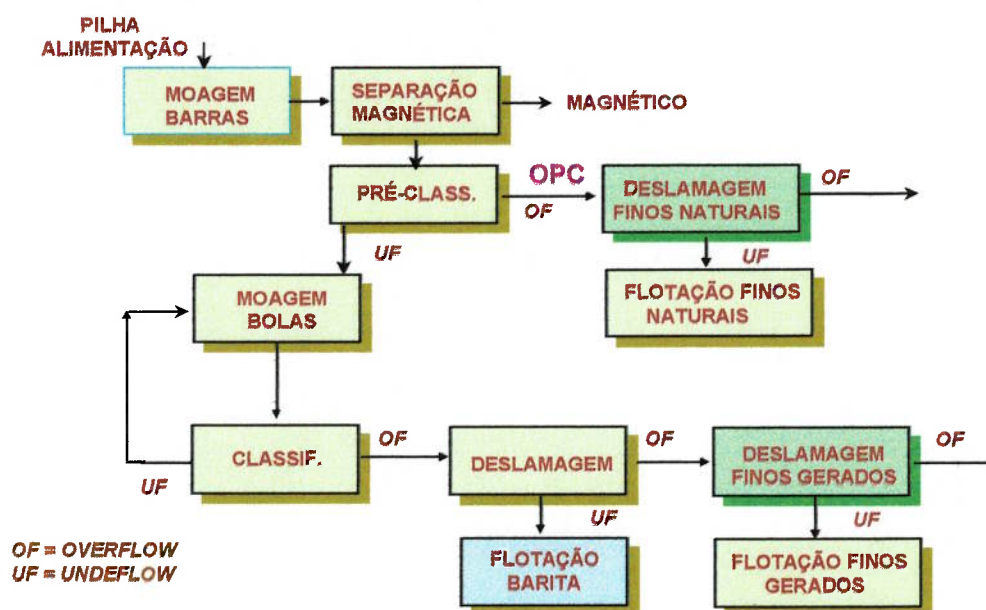


Figura 14 - Circuito parcial da Usina de Beneficiamento da Fertilizantes SERRANA S.A. - processo de deslamagem.

4.2. Preparação das Amostras

A preparação da amostra global constituiu, inicialmente, na escolha aleatória de quatro tambores que foram homogeneizados e diluídos, até cerca de 40% sólidos em massa, em um tanque de homogeneização de 1.500 litros.

Deste tanque foram retiradas amostras representativas para o estudo de caracterização tecnológica (análises granulométricas, químicas e mineralógicas) e ensaios de ciclonagem. De acordo com a teoria de Pierre Gy, para um erro total de amostragem de 0,2% de apatita e nível de 95% de confiança, a massa mínima de amostra para ser representativa é de 1,6 mg.

4.3. Análises Granulométricas

As análises de distribuição de tamanhos das partículas foram realizadas com as amostras representativas da alimentação dos ensaios de cicloneamento bem como dos produtos *overflow* e *underflow*. Tais análises foram realizadas no equipamento MasterSizer Microplus v. 2.15 da MALVERN, com sensibilidade para medir uma distribuição de tamanhos numa faixa de 0,05 a 556 μm .

O princípio de operação deste equipamento está baseado na difração de um feixe de raios laser, de uma fonte de He-Ne. Quando o feixe de luz passa através das partículas na polpa, parte da luz sofre um espalhamento em diversos ângulos, atravessam um conjunto de lentes e vão incidir em detectores foto-elétricos que através de um microprocessador transformam a intensidade de energia espalhada em distribuição de tamanhos das partículas. Quanto menor o tamanho da partícula, maior é o ângulo de espalhamento da luz. (VALERY JÚNIOR, W. et al. (1990) e NAPIER-MUNN et al. (1996)).

O MALVERN tem a vantagem de realizar as análises em um tempo muito pequeno (cerca de 3 minutos), utiliza pouca amostra (7 a 15 g) e a reprodutibilidade é alta, com desvio em torno de 2%. Contudo, a distribuição de tamanhos de partículas não é compatível com aquela do peneiramento. Os resultados obtidos são baseados em esferas cujo diâmetro provoca o mesmo espalhamento de raios laser que as partículas analisadas. Como são feitas muitas leituras em diversas porções da amostra, a média resultante é muito boa e quanto mais finas as partículas, melhor a estimativa dos seus tamanhos.

Nestes trabalhos citados, os autores afirmam ainda que o MALVERN tem a tendência em apresentar uma distribuição de tamanhos mais grosseira que o Sedigraph (baseado no princípio de sedimentação gravitacional onde a forma da partícula e a viscosidade do meio têm uma influência significativa nos resultados de análise).

Foram adotadas dezesseis faixas para a análise de distribuição de tamanhos de partículas das amostras: 35,56; 26,20; 19,31; 14,22; 10,48; 7,72; 5,69; 4,19; 3,09; 2,28; 1,68; 1,24; 0,91; 0,67; 0,49; e abaixo de 0,49 μm .

4.4. Análises Químicas

Com uma amostra representativa da alimentação dos ensaios de ciclonagem foram realizadas análises químicas, por fluorescência de raios X, para a identificação dos principais óxidos equivalentes: P_2O_5 ; CaO ; Fe_2O_3 ; MgO ; SiO_2 ; TiO_2 ; Al_2O_3 ; MnO ; SrO ; SO_3 ; Nb_2O_5 ; BaO ; BaSO_4 ; e perda ao fogo (gravimetria). Com os produtos *overflow* e *underflow* obtidos nos ensaios de ciclonagem de interesse foi analisado Fe_2O_3 .

4.5. Caracterização Mineralógica

Para este estudo foi empregada uma amostra representativa da alimentação do circuito de deslamagem finos naturais e que também representa a alimentação dos ensaios de ciclonagem.

Após uma análise por difração de raios X (DRX) para determinar qualitativamente as fases cristalinas presentes, foi realizada uma análise no microscópio eletrônico de varredura (MEV) e no sistema de dispersão de energia (EDS) para confirmar as fases identificadas no DRX, caracterizando suas eventuais peculiaridades químicas e identificar outras fases amorfas ou de pequena importância quantitativa existentes na amostra. Os resultados obtidos foram correlacionados e compatibilizados com àqueles obtidos por análises químicas.

4.6. Ensaio de Ciclonagem

Nos ensaios de ciclonagem, em circuito fechado, foram estudados os efeitos das variáveis operacionais e de dimensões dos microciclones no processo de deslamagem. As variáveis operacionais destacadas foram a pressão de alimentação e a viscosidade da polpa, cuja variação foi conseguida de forma dependente da percentagem de sólidos e de forma independente, através da adição de dispersante e de espessante. A variação de dimensões dos microciclones ficou restrita somente aos seus diâmetros internos D_c , sendo mantidas em cada um deles, as outras dimensões de sua forma padrão.

4.6.1. Microciclones

As dimensões dos microciclones utilizados estão apresentadas na Tabela 1, a seguir. Os microciclones de 25,4 e 50,8 mm são da KREBS e o de 40,0 mm de diâmetro foi cedido pela Fertilizantes SERRANA S.A..

Tabela 1 - Dimensões padrão de diâmetros dos microciclones.

DIÂM. CICLONE (mm)	DIÂM. INLET (mm)	DIÂM. VORTEX (mm)	DIÂM. APEX (mm)	ÂNGULO (An) (graus)
25,4	6,21	9,52	9,52	9
40,0	16,4*	16,0	10,0	10
50,8	14,33	12,70	9,52	9

* O diâmetro do *inlet* apresentou esta dimensão devido ao desgaste mas sua dimensão original é de 7,0 mm (Fertilizantes SERRANA S.A.)

O circuito empregado está apresentado, de forma esquemática, na Figura 15.

As diferentes amostras de polpas que alimentavam cada tipo de ciclone foram previamente preparadas num tanque homogeneizador de 75 litros. A seguir, a amostra era colocada num *sump* de 60 litros e bombeada por uma bomba horizontal centrífuga (multiestágios, 1" x 3/4", modelo ME-BR 1630, 3 CV, marca SCHNEIDER) através de tubulação de 3/4" para o retorno e/ou conduzida diretamente para o microciclone. A pressão de alimentação da polpa nos microciclones foi medida por um manômetro, escala de 0 a 100 psi (0 a 690 kPa) e controlada por registros, que permitiam o desvio da polpa através do retorno. A tubulação que continha o manômetro e alimentava o microciclone era de 1/2".

As pressões de alimentação da polpa estudada para os três microciclones estão apresentadas na Tabela 2, a seguir.

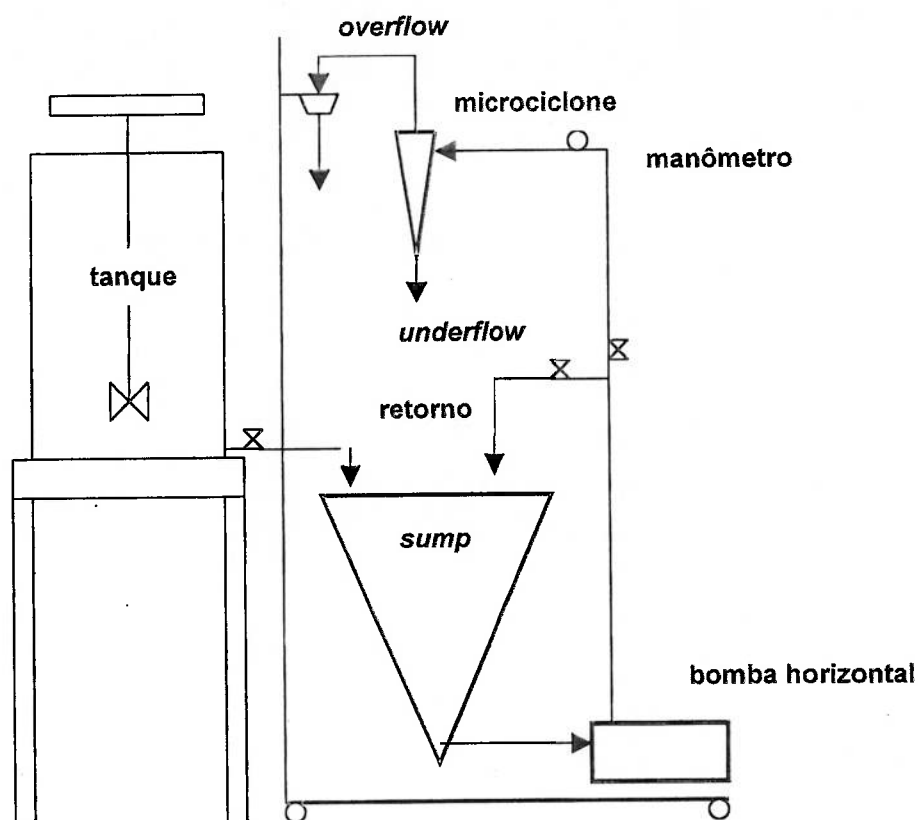


Figura 15 - Circuito empregado nos ensaios de ciclonação.

Tabela 2 - Pressões de alimentação das polpas.

DIÂM. CICLONE (mm)	PRESSÃO (psi)	PRESSÃO (kPa)
25,4	25; 35; 45 e 65	172; 241; 310 e 448
40,0	25; 35 e 45	172; 241 e 310
50,8	25; 35 e 45	172; 241 e 310

4.6.2. Tipos de Polpas

Foram preparadas sete tipos de polpas para a alimentação dos ensaios de ciclonação. Três delas foram utilizadas em seu estado natural, duas foram dispersas com Polysal A da BASF (grau A; sal sódico policarboxílico; pH = 7,5-8,5; viscosidade à 23°C BROOKFIELD RV, 100 rpm = 100-300 mPa.s; densidade 1,31) e, finalmente, duas, espessadas com

carboximetil celulose de sódio - CMC (grau comercial; pH sol. 1% à 25°C = 7,5; viscosidade sol. 1% à 25°C = 3500 mPa.s) e glicerina (grau comercial; pH = 9; viscosidade à 26°C BROOKFIELD RV, 100 rpm = 750 mPa.s; densidade = 1,256). As polpas espessadas foram utilizadas para gerarem dados para o modelamento do d_{50c} .

O controle de viscosidade nos ensaios foi executado através de medidas no viscosímetro rotacional BROOKFIELD, modelo RV, fixando a velocidade do disco em 100 rpm.

Na Tabela 3, a seguir, são apresentadas as características das polpas utilizadas nos ensaios.

Tabela 3 - Características das polpas utilizadas nos ensaios.

% SÓLIDOS MÉDIA		ESTADO	VISC.	VARIAÇÃO TEMP.	MODIFICADOR VISCOSIDADE
MASSA	VOL.		mPa.s	°C	(massa/t fosf. seco)
14,9	4,9	natural	23-34	24-30	-
24,8	8,8	natural	108-140	26-36	-
36,8	14,5	natural	232-240	26-32	-
35,1	13,6	dispersa	112-130	27-34	Polysal A (946g/t)
33,2	12,7	dispersa	20-24	28-33	Polysal A (2,6kg/t)
15,7*	5,1	espessada	114-120	31-35	CMC (27kg/t)
15,3*	5,7	espessada	100-108	30	Glicerina (4,9t/t)

*As polpas espessadas (CMC e glicerina) foram utilizadas para gerarem dados para o modelamento do d_{50c} .

4.6.3. Reologia das Polpas

Com cada tipo de polpa utilizado nos ensaios foi realizado um estudo para caracterizar o seu comportamento reológico. Este estudo foi

desenvolvido em um reômetro HAAKE Rotovisco (modelo RS 100, sensor DG 41 (DIN 53018), tipo rotacional - cilindros concêntricos) com variação de taxa de cisalhamento de até 4000 1/s. Com esses valores obtidos juntamente com àqueles de tensão de cisalhamento foi caracterizado o tipo de comportamento reológico e estabelecida a equação do modelo de Ostwald de Waele (Lei de Potência), com auxílio do programa de ajuste de curvas STATISTICA, para cada uma das polpas.

4.6.4. Amostragem dos Produtos

O plano de amostragem dos produtos *overflow* e *underflow* nos ensaios foi elaborado de maneira tal que fosse gasto o menor tempo possível, para evitar que a temperatura da polpa fosse incrementada de forma significativa e alterasse a sua viscosidade, uma vez que os ensaios foram realizados em circuito fechado e o calor dissipado pela bomba, devido às altas vazões que estavam em jogo, era absorvido pela polpa. Também, toda vez que era trocado o microciclone, utilizava-se uma nova polpa.

Sendo assim, optou-se por amostragens dos produtos por um tempo bastante pequeno (2-3 segundos) mas, em contra partida, foram realizados em duplicatas, para que fossem minimizados os erros experimentais. A coleta foi retirada simultaneamente dos produtos *overflow* e *underflow* sendo após pesadas e descartadas aquelas duplicatas que por ventura fossem incoerentes.

Foram calculadas as vazões das polpas dos produtos e retiradas amostras para a realização de análises granulométricas e determinação da percentagem de sólidos.

4.7. Tratamento dos Dados

Com os dados gerados nos ensaios foi realizado, com auxílio do programa MATBAL do CANMET (LAGUITTON (1985)), o fechamento do balanço de massas. Os dados de entrada foram: os resultados de análises granulométricas da alimentação e dos produtos *overflow* e *underflow* sendo atribuído um erro de 1-2%; e as vazões de polpa, de sólidos e de água (através dos cálculos de percentagem de sólidos) da alimentação e produtos, onde foi atribuído um erro maior, 5-20%, devido a sua menor confiabilidade face aos inevitáveis erros experimentais.

4.8. Avaliação do Processo

Com os dados compatibilizados pelo fechamento do balanço de massas foi realizado o estudo de avaliação do desempenho dos microciclones.

Para o desenvolvimento desta etapa, seguindo orientação de HEISKANEN (1993), o valor característico do intervalo de tamanhos de partícula (d_i) foi considerado aquele de limite superior.

Inicialmente foram traçadas curvas de partição real (com os dados corrigidos pelo programa MATBAL) e de partição corrigida, utilizando o modelo de Kelsall para o cálculo da função *bypass* (equação 29). Com auxílio de um programa de ajuste de curvas por regressão não-linear (Programa AXUM math soft v. 4.1) foram calculados (estimados) os parâmetros R_f , α e d_{50c} , utilizando como modelo, uma combinação das equações 30 e 27 (equação de Whiten), dada por:

$$Y_{i_{obs.}} = R_f + (1 - R_f) \left(\frac{\exp[\alpha(d_i / d_{50c})] - 1}{\exp[\alpha(d_i / d_{50c})] + \exp(\alpha) - 2} \right). \quad (79)$$

Para a avaliação dos resultados previstos pelos modelos foi levado em consideração o coeficiente de determinação ou R^2 que é a razão entre a variância dos resíduos (diferença entre os valores das variáveis dependente e independente) e a variância total da variável dependente. Assim, por exemplo, se o valor observado é a variável dependente e o valor previsto, a variável independente, R^2 pode ser calculado pela equação

$$R^2 = 1 - \frac{\Sigma(\text{obs} - \text{prev.})^2}{\Sigma(\text{obs})^2 - \frac{(\Sigma \text{obs})^2}{n}} \quad (80)$$

onde, n = número de valores da variável dependente.

Dessa forma, quanto mais próximo for o valor de R^2 da unidade, melhor foi a equação escolhida para o ajuste ou melhor foi o modelo desenvolvido para a determinação dos valores previstos.

Como as polpas apresentaram um comportamento não-Newtoniano, tornou-se necessário determinar a viscosidade aparente que está associada à separação (viscosidade de separação μ_{50c}). Inicialmente, foi calculada (estimada) a taxa de cisalhamento que as partículas ficam submetidas no momento da separação no interior do ciclone, pela equação 42. Foi considerado que o lugar geométrico em que esta separação ocorre é aquele estabelecido pela teoria da órbita de equilíbrio, ou seja, $0,38 D_c$ ($r = 0,19 D_c$). A seguir, com os dados de comportamento reológico de cada tipo de polpa (equação do modelo Ostwald de Waele), foi calculada (estimada) a viscosidade de separação utilizando o modelo Ostwald de Waele, a partir da equação 16:

$$\mu_{50c} = \kappa (\dot{\gamma})^{n-1}.$$

4.9. Modelamento do Processo

Foi desenvolvido um modelo matemático empírico para o d_{50c} tendo por base o modelo de Nageswararao (equação 62), cujos parâmetros foram estimados pelo Programa STATISTICA. Este modelo tem a vantagem de correlacionar o d_{50c} com um maior número de variáveis operacionais e de dimensões do ciclone e, também, por já ter sido comprovada a sua aplicação para microciclones, conforme trabalho realizado por LIMA (1997).

Para a avaliação dos resultados previstos pelo modelo foi considerado o valor de R^2 , conforme calculado pela equação 80.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1. Análises Granulométricas

Os resultados obtidos para a distribuição de tamanhos de uma amostra representativa da alimentação do circuito de deslamagem finos naturais da Fertilizantes SERRANA S.A., que corresponde à amostra alimentada nos ensaios de ciclonagem, estão apresentados na Tabela 4, a seguir.

Tabela 4 - Distribuição de tamanhos da amostra estudada.

TAMANHO (μm)	MASSA PASSANTE (%)	MASSA RETIDA (%)
35,56	93,5	6,5
26,20	88,9	4,6
19,31	83,9	5,0
14,22	78,9	5,0
10,48	74,1	4,8
7,72	69,4	4,7
5,69	64,8	4,6
4,19	60,5	4,3
3,09	56,5	4,0
2,28	52,9	3,6
1,68	49,4	3,5
1,24	45,9	3,5
0,91	43,1	2,8
0,67	39,6	3,5
0,49	32,5	7,1
- 0,49		32,5

Como pode ser observado, a amostra apresenta mais de 90% da massa de partículas abaixo de 35 μm , caracterizando tamanhos fino, muito fino, ultrafino e de colóide, com uma quantidade significativa, mais de 30%, menor que 0,5 μm . A partir destes resultados, pode-se avaliar a grande dificuldade esperada no beneficiamento desta amostra. Em 1996, tendo por base dados de balanços de massas e metalúrgico obtidos na Usina de Beneficiamento da Fertilizantes SERRANA S.A. (Fertilizantes SERRANA S.A. (1996)), cerca de 10% de P_2O_5 alimentado é perdido somente na etapa de deslamagem de finos naturais, de uma perda total na usina de cerca de 50%.

5.2. Análises Químicas

Na Tabela 5 e Anexo 1 estão apresentados os resultados de análises químicas, determinadas por fluorescência de raios X, destacando-se os principais óxidos equivalentes presentes na amostra.

Também foram identificados, com menores participações, o Nb_2O_5 e SrO com 0,67%, cada um e a perda ao fogo, determinada por gravimetria, alcançou 11,3%.

Tabela 5 - Principais óxidos equivalentes presentes na amostra.

ÓXIDOS EQUIV.	MASSA (%)
P ₂ O ₅	11,8
CaO	8,8
Fe ₂ O ₃	40,3
MgO	1,3
SiO ₂	6,7
TiO ₂	3,2
Al ₂ O ₃	4,1
MnO	3,3
SO ₃	2,8
BaO	5,9
BaSO ₄	8,6

5.3. Caracterização Mineralógica

No estudo da composição mineralógica semiquantitativa da amostra representativa da alimentação do circuito de deslamagem dos finos naturais (alimentação dos ensaios de ciclonagem), algumas considerações são necessárias quanto aos resultados obtidos. Na correlação e compatibilização com os resultados de análises químicas, considerou-se: todo o CaO e SrO (substituindo o cálcio) como pertencentes à apatita; o P₂O₅ não apatítico como sendo da gorceixita (BaHAl₃[(OH)₆ (PO₄)₂]); todo o MgO como sendo da mica vermiculita; o Fe₂O₃ não pertencente à mica vermiculita como pertencente da goethita; o SiO₂ não pertencente à mica vermiculita como sendo do quartzo; todo o SO₃ como pertencente à barita; todo Nb₂O₅ como sendo do pirocloro; e todo MnO como pertencente ao composto tipo hollandita (BaFeMn₇O₁₆)

(ALCOVER NETO(1999)). Assim, mantendo-se tais considerações, é apresentada na Tabela 6 a composição mineralógica reconstituída através da análise supracitada.

Tabela 6 - Composição mineralógica.

MINERAL	MASSA (%)
Apatita	17
Gorceixita	16
Goethita	43
Quartzo	4
Mica Vermiculita	5
Barita	8
Anatásio	3
Pirocloro	1
Hollandita	3
Total	100

A amostra é composta basicamente por apatita, gorceixita (fosfato de alumínio) e goethita. Na Figura 16 está apresentada a apatita em alteração com um tamanho aproximado de 10 μm , em sua maior dimensão no plano, impregnada por compostos ferruginosos.

De acordo com ALCOVER NETO; TOLEDO (1993) o ciclo de alteração da apatita segue, normalmente, a seguinte ordem:

- 1º) apatita primária (fosfato de cálcio);
- 2º) apatita secundária - gorceixita;
- 3º) palita, crandalita, wardita (fosfato CaAlFe);
- 4º) leucofilita, barrandita (fosfato AlFe);

5º) variscita, wavelita, augelita, senegalita (fosfato Al); e
6º) strengita (fosfato Fe).

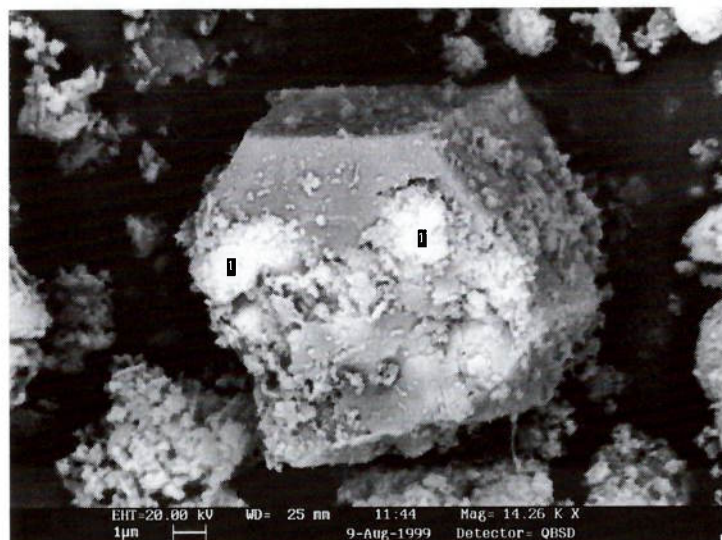


Figura 16 - Cristal de apatita em alteração.

5.4. Reologia das Polpas

Os resultados obtidos no estudo de reologia realizado com o reômetro HAAKE RS 100, com os diferentes tipos de polpas utilizados nos ensaios de ciclonagem, estão apresentados na Figura 17 e Anexo 2.

Na Tabela 7 são apresentados os resultados encontrados para o modelo de Ostwald de Waele (equação 16), com os respectivos valores de R^2 (coeficiente de determinação) (equação 80), obtidos nos ajustes, para os diferentes tipos de polpas estudados (Tabela 3).

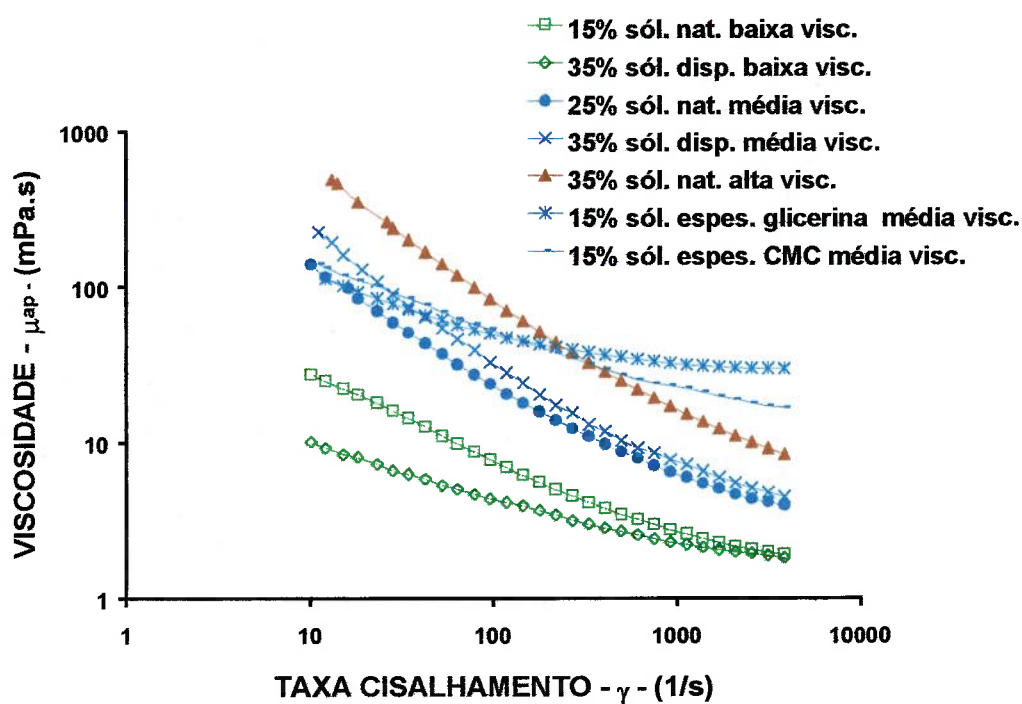
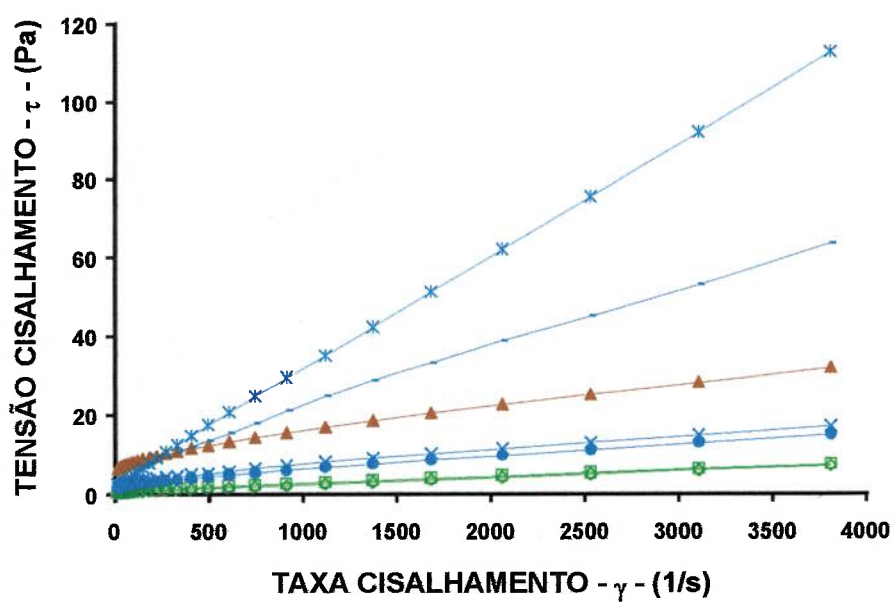


Figura 17 - Resultados do estudo de reologia das polpas.

Tabela 7 - Equação do modelo Ostwald de Waele para as polpas estudadas.

% SÓLIDOS	ESTADO	VISC.	MODELO $\tau = \kappa \dot{\gamma}^n$	R ²
15	natural	baixa	$\tau = 0,0267 (\dot{\gamma})^{0,6733}$	0,9929
25	natural	média	$\tau = 0,1718 (\dot{\gamma})^{0,5306}$	0,9782
35	natural	alta	$\tau = 1,4949 (\dot{\gamma})^{0,3568}$	0,9534
35	dispersa	média	$\tau = 0,3288 (\dot{\gamma})^{0,4658}$	0,9547
35	dispersa	baixa	$\tau = 0,0087 (\dot{\gamma})^{0,8085}$	0,9989
15	espessada CMC	média	$\tau = 0,1497 (\dot{\gamma})^{0,7297}$	0,9977
15	espessada glicerina	média	$\tau = 0,0570 (\dot{\gamma})^{0,9184}$	0,9990

Pelos resultados mostrados na Figura 17 e Tabela 7 observa-se que todas as polpas apresentaram um comportamento reológico pseudoplástico, destacando-se a polpa com 35% sólidos em estado natural que apresentou a maior plasticidade, devido ao menor valor do índice n e a polpa 15% sólidos espessada com glicerina que apresentou um comportamento próximo a de um fluido Newtoniano (n próximo de 1). Desta forma, para cada tipo de polpa submetida aos ensaios de ciclonagem, a viscosidade aparente foi função da taxa de cisalhamento $\dot{\gamma}$.

Os resultados foram muito bem ajustados pelo modelo de Ostwald de Waele, apresentando uma pequena dispersão entre os valores observados

e aqueles previstos pelo modelo, conforme demonstrado pelos coeficientes de determinação R^2 onde todos são maiores que 0,95.

Os resultados demonstraram ainda, a efetiva atuação do dispersante Polysal A sobre as forças atuantes nas partículas. O dispersante fez com que aumentassem as forças repulsivas à medida que aumentava a concentração do dispersante, podendo indicar um aumento da espessura da dupla camada elétrica das partículas, conforme postulado pela teoria DLVO.

5.5. Ensaio de Ciclonação

Os resultados obtidos nos ensaios de ciclonação estão apresentados nas Tabelas 8, 9 e 10 e Anexo 3 para os microciclones de 25,4, 40,0 e 50,8 mm de diâmetro, respectivamente.

Nos resultados apresentados nas Tabelas 8, 9 e 10 e Anexo 3 constata-se que os valores de d_{50c} observados são menores que aqueles previstos pela equação de Whiten, o mesmo acontecendo com os valores de R_f (Figura 18). Por esta razão, conclui-se que a função *bypass* não é proporcional à fração de água recuperada no *underflow*, conforme postulado por KELSALL (1953), equação 29. Mais adiante este assunto será novamente abordado com a proposição de um novo modelo para R_f .

Tabela 8 - Resultados de ciclonagem com microciclone Dc = 25,4 mm.

SÓL. (%)	VISCOS.	PRES. (psi)	PRES. (kPa)	Ru	Rf obs.	d50c obs.	Rf prev.	d50c prev.	R ²
15 NAT.	BAIXA	25	172	0,89	0,81	6,7	0,86	9,25	0,9783
		35	241	0,86	0,73	6,1	0,81	9,30	0,9809
		45	310	0,84	0,68	5,0	0,77	8,57	0,9940
		65	448	0,84	0,68	4,7	0,77	7,22	0,9907
25 NAT.	MÉDIA	25	172	0,84	0,74	8,1	0,80	11,02	0,9668
		35	241	0,83	0,70	7,1	0,78	9,99	0,9863
		45	310	0,85	0,72	6,2	0,79	8,84	0,9828
		65	448	0,84	0,71	5,6	0,79	7,74	0,9917
35 NAT.	ALTA	25	172	0,77	0,69	18,0	0,72	22,86	0,9842
		35	241	0,77	0,67	14,5	0,71	19,10	0,9792
		45	310	0,76	0,66	11,5	0,70	14,89	0,9926
		65	448	0,74	0,64	11,0	0,66	14,44	0,9904
35 DISP. PSA	MÉDIA	25	172	0,81	0,73	10,6	0,76	13,72	0,9852
		35	241	0,79	0,71	9,9	0,75	12,07	0,9418
		45	310	0,79	0,69	9,5	0,75	12,25	0,9757
		65	448	0,78	0,67	8,6	0,71	10,66	0,9626
35 DISP. PSA	BAIXA	25	172	0,82	0,71	8,0	0,77	10,22	0,9864
		35	241	0,81	0,70	6,2	0,77	7,96	0,9763
		45	310	0,81	0,68	6,0	0,75	8,06	0,9957
		65	448	0,81	0,68	5,3	0,77	7,48	0,9444
15 [*] ESPES. CMC	MÉDIA	35	241	0,83	0,76	26,0	0,82	32,39	0,9607
		45	310	0,84	0,77	22,0	0,82	32,55	0,9692
		65	448	0,83	0,74	18,0	0,80	25,87	0,9820
15 [*] ESPES. GLIC.	MÉDIA	25	241	0,83	0,77	-	0,82	45,66	0,9861
		45	310	0,83	0,76	31,0	0,81	38,44	0,9768
		65	448	0,83	0,75	30,0	0,81	37,17	0,9822

Ru = vazão sól under/sól. alim.; Rf obs. = vazão água under/vazão água alim.; e PSA = Polysal A

* Foram utilizados para gerarem dados para o modelamento do d_{50c}.

Tabela 9 - Resultados de ciclonagem com microciclone Dc = 40,0 mm.

SÓL. (%)	VISCOS.	PRES. (psi)	PRES. (kPa)	Ru	Rf obs.	d50c obs.	Rf prev.	d50c prev.	R ²
15 NAT.	BAIXA	25	172	0,54	0,32	11,0	0,41	14,54	0,9893
		35	241	0,53	0,28	9,8	0,35	11,48	0,9937
		45	310	0,55	0,29	9,1	0,37	11,63	0,9905
25 NAT.	MÉDIA	25	172	0,51	0,45	20,5	0,41	20,40	0,9882
		35	241	0,58	0,45	13,5	0,48	16,68	0,9824
		45	310	0,51	0,37	11,0	0,36	13,62	0,9921
35 NAT.	ALTA	25	172	0,51	0,37	27,0	0,43	28,46	0,9886
		35	241	0,52	0,41	25,0	0,42	26,80	0,9714
		45	310	0,63	0,39	17,0	0,52	23,09	0,9538
35 DISP. PSA	MÉDIA	25	172	0,53	0,40	18,0	0,45	20,69	0,9826
		35	241	0,51	0,37	15,0	0,43	19,05	0,9836
		45	310	0,51	0,37	14,0	0,42	18,42	0,9861
35 DISP. PSA	BAIXA	25	172	0,55	0,38	10,5	0,43	13,12	0,9832
		35	241	0,55	0,35	10,0	0,42	12,67	0,9841
		45	310	0,55	0,32	9,6	0,39	12,04	0,9825

Ru = vazão sól under/sól. alim.; Rf obs. = vazão água under/vazão água alim. e
PSA = Polysal A

Tabela 10 - Resultados de ciclonagem com microciclone Dc = 50,8 mm.

SÓL. (%)	VISCOS.	PRES. (psi)	PRES. (kPa)	Ru	Rf obs.	d50c obs.	Rf prev.	d50c prev.	R ²
15 NAT.	BAIXA	25	172	0,59	0,39	10,1	0,44	12,20	0,9931
		35	241	0,56	0,32	10,0	0,39	12,09	0,9930
		45	310	0,56	0,32	9,1	0,38	11,70	0,9925
25 NAT.	MÉDIA	25	172	0,68	0,55	13,0	0,61	16,70	0,9425
		35	241	0,62	0,49	12,3	0,50	15,03	0,9766
		45	310	0,66	0,51	10,7	0,57	14,31	0,9819
35 NAT.	ALTA	25	172	0,52	0,43	32,0	0,45	32,58	0,9574
		35	241	0,53	0,42	24,0	0,47	27,14	0,9887
		45	310	0,57	0,44	20,0	0,48	21,93	0,9917
35 DISP. PSA	MÉDIA PSA	25	172	0,51	0,39	18,0	0,44	20,94	0,9815
		35	241	0,56	0,42	17,0	0,47	20,41	0,9849
		45	310	0,59	0,44	15,0	0,50	17,65	0,9846
35 DISP. PSA	BAIXA	25	172	0,59	0,43	9,0	0,49	10,18	0,9751
		35	241	0,59	0,37	8,7	0,45	10,46	0,9863
		45	310	0,55	0,30	8,4	0,40	10,64	0,9811

Ru = vazão sól under/sól. alim.; Rf obs. = vazão água under/vazão água alim.; e
PSA = Polysal A

Outras observações importantes a partir destes resultados são que os valores de d_{50c} tornam-se mais finos com o aumento da pressão de alimentação e mais grosseiros com o aumento da viscosidade, quer pelo aumento da percentagem de sólidos, quer pela adição de espessante (CMC ou glicerina) para uma mesma percentagem de sólidos, 15%. Deve ser destacado neste estudo com polpas espessadas que, embora tenham sido inicialmente classificadas como sendo de média viscosidade (medição feita com

viscosímetro BROOKFIELD RV a 100 rpm), os resultados encontrados para o d_{50c} foram os mais grosseiros, inclusive quando comparados com a polpa com alta viscosidade natural (35% sólidos). Isso pode ser explicado pelo fato destas polpas espessadas apresentarem um comportamento reológico tal que, para altas taxas de cisalhamento, o que é verificado no interior do microciclone, a viscosidade de tais polpas permanecem elevadas. Maiores detalhes sobre este assunto será abordado adiante.

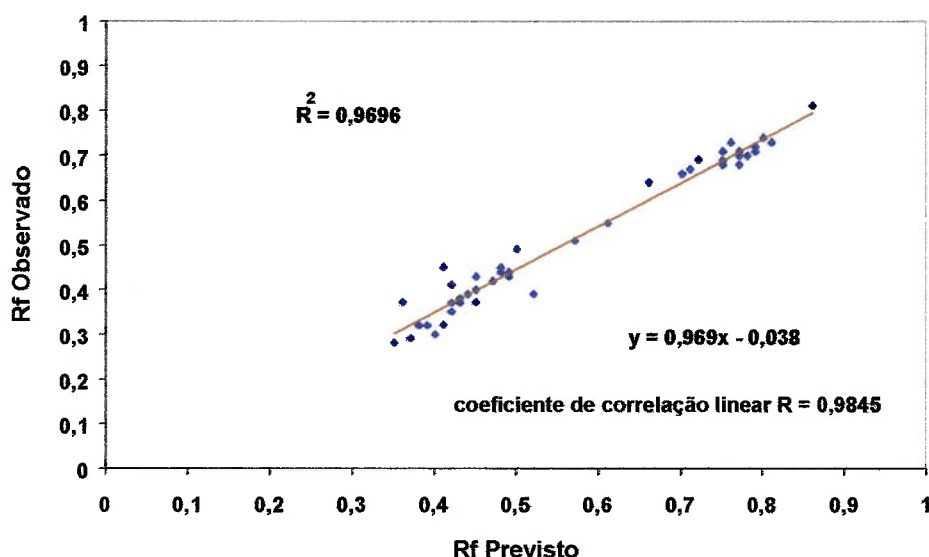


Figura 18 - Valores observados e previstos do R_f .

Quando a viscosidade das polpas é diminuída pela a ação do dispersante (Polysal A), como naquelas com percentagem de sólidos de 35%, os valores de d_{50c} são tão finos quando àqueles obtidos com menores percentagens de sólidos, conforme mostrado na Figura 19.

Resultados não esperados foram verificados com o microciclone com D_c de 40,0 mm por apresentar, em alguns casos, um d_{50c} mais grosseiro

que o microciclone com D_c de 50,8 mm. Isto pode ser explicado pela relação entre $D_o/(D_u)^2$ e d_{50c} apresentada por VELLEBUONA et al. (1995). Quanto maior $D_o/(D_u)^2$, maior será o d_{50c} . No presente trabalho, conforme apresentado na Tabela 1, temos:

a) para o microciclone de 40,0 mm $D_o/(D_u)^2 = 0,160$; e

b) para o microciclone de 50,8 mm $D_o/(D_u)^2 = 0,140$.

Portanto, o microciclone de 40,0 mm pode apresentar um maior d_{50c} .

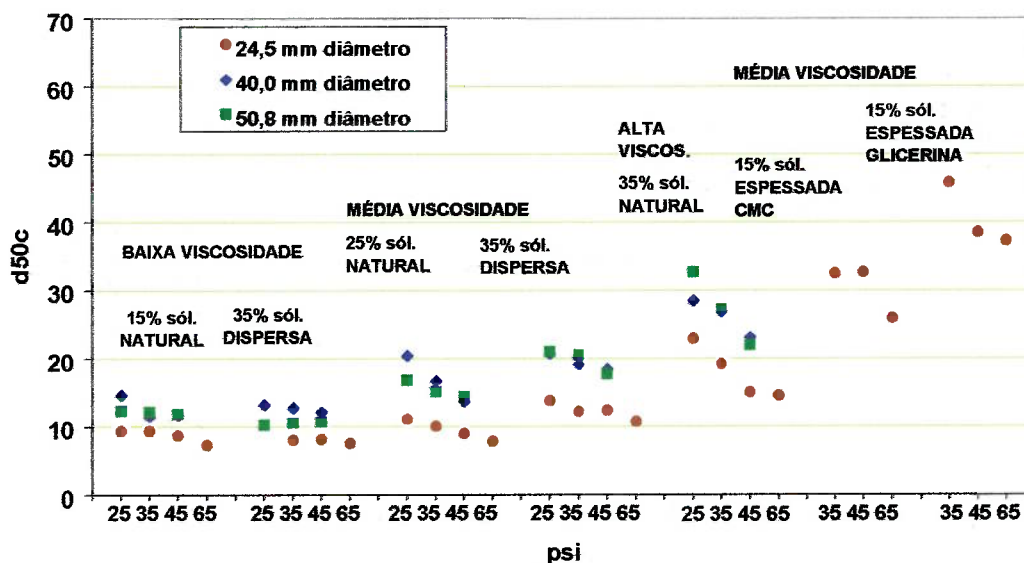


Figura 19 - Valores do d_{50c} para diferentes pressões e viscosidades da polpa.

Na Tabela 11 e nas Figuras 20 a 24 estão apresentados os valores do parâmetro α para os tipos de polpas: 15, 25 e 35% de sólidos natural; e 35% de sólidos dispersas até média e baixa viscosidades. Também é

apresentado, na Figura 25, o parâmetro α geral envolvendo as polpas estudadas.

Tabela 11 - Valores do parâmetro α para as polpas estudadas.

% SÓLIDOS	ESTADO	VISCOS.	α	R^2
15	natural	baixa	2,10	0,9873
25	natural	média	2,13	0,9757
35	natural	alta	2,56	0,9783
35	dispersa	média	2,55	0,9722
35	dispersa	baixa	2,41	0,9736
Geral			2,35	0,9774

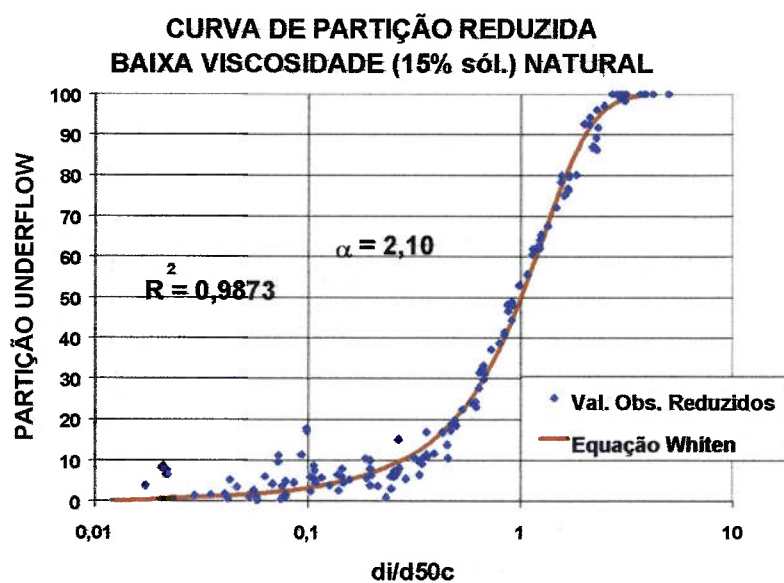


Figura 20 - Parâmetro α para polpa 15% sól. natural.

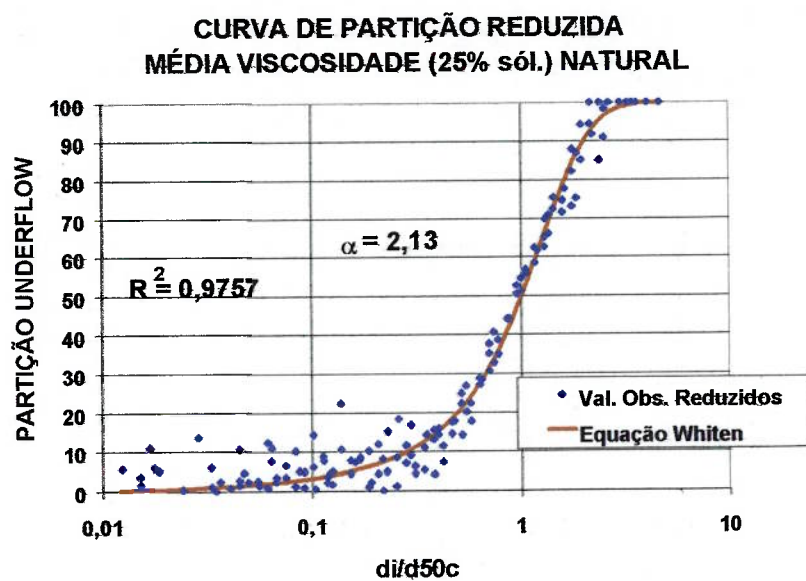


Figura 21 - Parâmetro α para polpa 25% sól. natural.

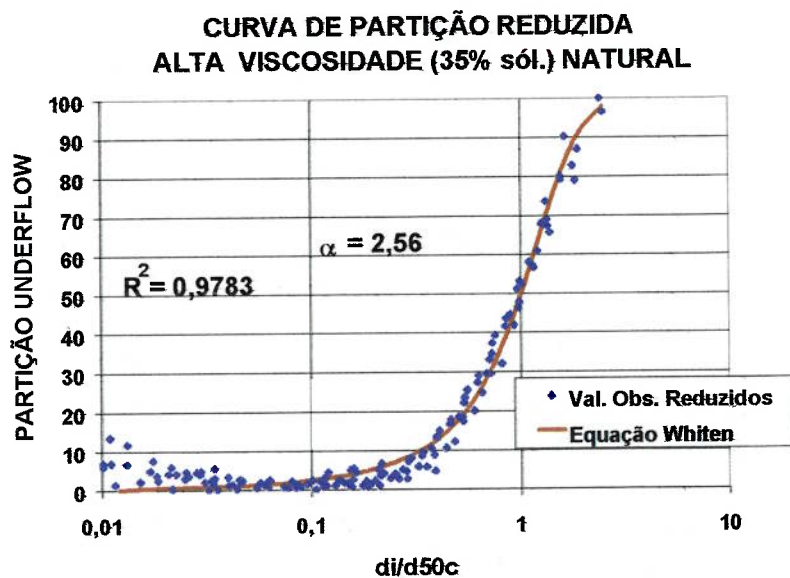


Figura 22 - Parâmetro α para polpa 35% sól. natural.

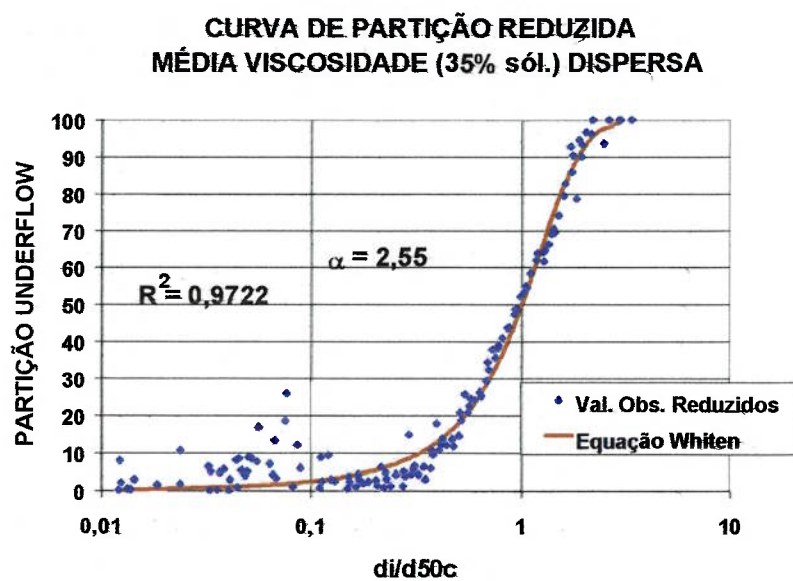


Figura 23 - Parâmetro α para polpa 35% sól. dispersa até média viscosidade.

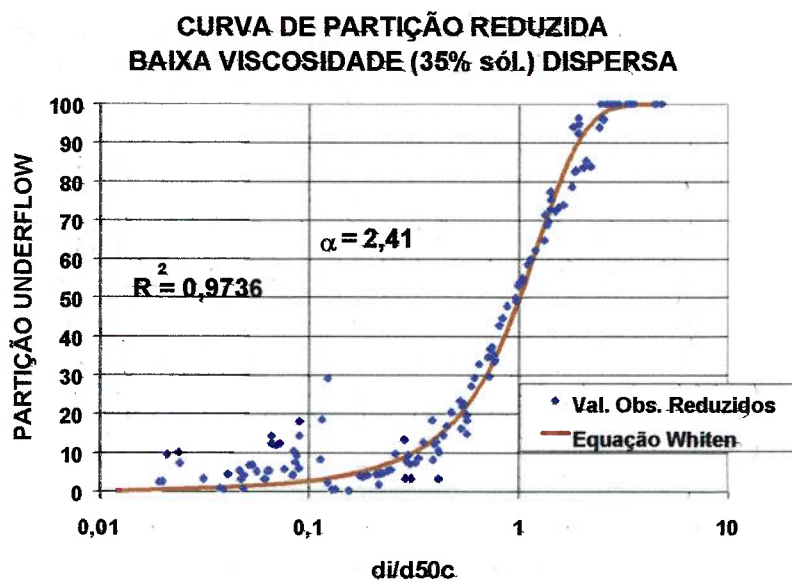


Figura 24 - Parâmetro α para polpa 35% sól. dispersa até baixa viscosidade.

CURVA GERAL DE PARTIÇÃO REDUZIDA

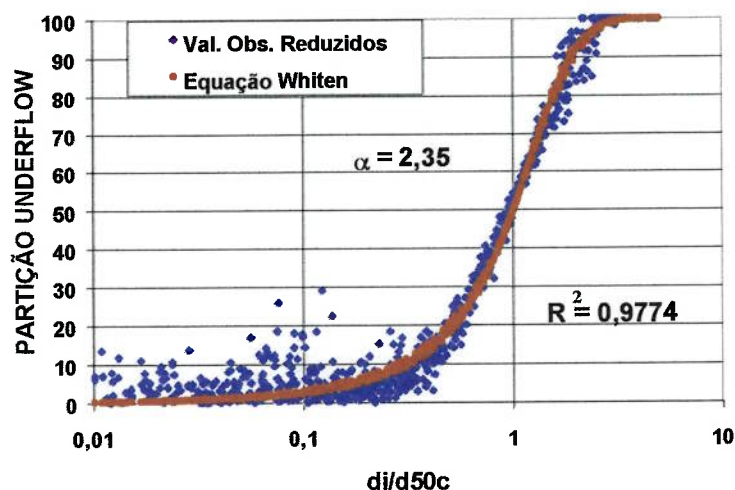


Figura 25 - Parâmetro α para as polpas com 15, 25 e 35% sól. natural e 35% sól. dispersas até média e baixa viscosidades.

Duas importantes observações merecem ser destacadas.

A equação de Whiten se ajustou muito bem aos valores observados obtidos nos ensaios, apresentando uma dispersão muito pequena, com valores de R^2 acima de 0,97. Os valores do parâmetro de nitidez de separação α , para as diferentes condições das polpas, apresentaram um desvio máximo relativo de 12% $((2,10-2,35)/2,10)$ em relação ao valor geral obtido de 2,35, o que pode ser considerado normal, estando ele situado dentro da faixa de erros aceitável, segundo NAGESWARARAO (1999b), que postula valores de até 18,7%. Assim sendo, considerou-se que a variação da viscosidade da polpa, em ensaios com microciclones de diferentes diâmetros, não promove uma variação no parâmetro α , confirmando a hipótese de LYNCH; RAO (1975) e seus seguidores, quanto a invariabilidade da curva de partição reduzida.

Outra importante constatação diz respeito a confirmação da existência do *fish hook*, assunto tão questionado e controverso. Dentro das condições estudadas algumas hipóteses são discutidas.

Uma delas é aquela creditada a BROOKES et al. (1984) apud ROLDÁN-VILLASANA et al. (1993) que atribuíam a ocorrência do *fish hook* ao acaso. Esta hipótese pode ser contestada uma vez que o *fish hook* foi observado em praticamente todos os ensaios.

Outra hipótese não verificada foi a postulada por FLINTOFF et al. (1987) e ROUSE et al. (1987) apud HEISKANEN (1993). Conforme já apresentado, eles acreditam que a origem do *fish hook* está na formação de agregados de partículas muito finas por processos de coagulação ou floculação cisalhante que se dirigem para o *underflow*. Com a adição de dispersantes na amostra deste produto, os agregados são desfeitos e as partículas finas, ultrafinas e coloidais são detectadas nos aparelhos de microanálises. No presente trabalho, como já mencionado, o *fish hook* esteve presente em praticamente em todos os ensaios, inclusive nos dois tipos de polpa em que foi utilizado dispersante para diminuir as suas viscosidades, sendo também detectadas partículas finas, ultrafinas e coloidais no produto *underflow*. Desta forma, a formação de agregados coagulados é muito desfavorável nas condições de ensaio e, portanto, esta explicação não parece satisfatória.

Uma terceira hipótese não confirmada diz respeito a diferença de densidades dos minerais. Minerais com tamanhos ultrafinos e coloidais, como

a goethita, devido a sua alta densidade (5,0-5,5), apresentaria uma maior probabilidade de ser coletada no produto *underflow*. Na Tabela 12 e Anexo 1 têm-se os resultados de teores de Fe_2O_3 (correlacionando este teor com a quantidade de goethita) no produto *underflow* para algumas polpas estudadas, submetidas a ensaios com pressão de 172 kPa (25 psi), em microciclones de 25,4, 40,0 e 50,8 mm de diâmetro.

Tabela 12 - Teor de Fe_2O_3 no produto *underflow*, ensaios com pressão de 172 kPa (25 psi).

POLPA	Dc (mm)	Fe_2O_3 (%)
15% SÓL. NATURAL	25,4	39,4
BAIXA VISCOSIDADE	40,0	n.d.
35% SÓL. NATURAL	25,4	39,4
ALTA VISCOSIDADE	40,0	34,1
35% SÓL. DISPERSA	25,4	41,0
BAIXA VISCOSIDADE	40,0	34,3
15% SÓL. ESPES. GLICERINA	25,4	40,4

n.d. = não disponível

Pode-se observar que a percentagem de sólidos bem como a viscosidade da polpa não provocaram uma maior concentração do mineral goethita (maior teor de Fe_2O_3) no produto *underflow*. Portanto, a hipótese de creditar somente a diferença de densidades dos minerais como sendo a origem do *fish hook*, pode ser desconsiderada, concordando com ROUSE et al. (1987) apud HEISKANEN (1993). Por outro lado, comparando-se o efeito do diâmetro dos microciclones, como também a sua geometria e ao seu projeto - pois eles são de fabricantes diferentes - proporcionou uma maior concentração de goethita no microciclone de 25,4 mm de diâmetro da KREBS, indicando que os diferentes d_{50c} obtidos, possam trazer como consequência, uma maior

concentração de goethita. Assim, a hipótese de arraste das partículas finas pela água que se dirige ao *underflow*, de acordo com FINCH (1983) e DEL VILLAR; FINCH (1992), pode ser uma explicação para a origem do *fish hook*.

Com o objetivo de melhor caracterizar o fenômeno *fish hook* nas curvas de partição foi desenvolvido um modelo para o R_f , com as polpas de 15% sólidos natural, 35% sólidos natural e 35% sólidos dispersa até baixa viscosidade. Nas Tabelas 13, 14 e 15 são apresentados os parâmetros previstos pelo novo modelo que são confrontados com aqueles obtidos pelo modelos de Kelsall e Whiten, conforme já mostrados na equação 79. Os modelos em questão são:

a) modelo de Kelsall e Whiten

$$Y_{i_{obs.}} = R_f + (1 - R_f) \left(\frac{\exp[\alpha(d_i / d_{50c})] - 1}{\exp[\alpha(d_i / d_{50c})] + \exp(\alpha) - 2} \right); e \quad (79)$$

b) novo modelo

$$Y_{i_{obs.}} = R_f + (d_i / d_{50c}) \exp[-\beta (d_i / d_{50c})] + (1 - R_f) \left(\frac{\exp[\alpha(d_i / d_{50c})] - 1}{\exp[\alpha(d_i / d_{50c})] + \exp(\alpha) - 2} \right) \quad (81)$$

onde, β = parâmetro que leva em consideração o *fish hook*.

Tabela 13 - Resultados obtidos com o novo modelo utilizando o microciclone
Dc = 25,4 mm.

SÓL. (%)	P. (psi)	Rf obs.	d50c obs.	Rf prev. eq. 79	d50c prev. eq. 79	R ² eq. 79	Rf prev. eq.81	d50c prev. eq. 81	β	R ²
15	25	0,81	6,7	0,86	9,25	0,9783	0,83	7,67	12,5	0,9876
NAT.	35	0,73	6,1	0,81	9,30	0,9809	0,78	7,97	12,4	0,9857
VISC.	45	0,68	5,0	0,77	8,57	0,9940	0,77	8,57	154,8	0,9940
BAIXA	65	0,68	4,7	0,77	7,22	0,9907	0,75	6,57	16,9	0,9938
35	25	0,69	18,0	0,72	22,86	0,9842	0,72	22,25	39,3	0,9887
NAT.	35	0,67	14,5	0,71	19,10	0,9792	0,70	18,78	56,1	0,9829
VISC.	45	0,66	11,5	0,70	14,89	0,9926	0,69	14,42	29,9	0,9946
ALTA	65	0,64	11,0	0,66	14,44	0,9904	0,65	14,02	34,3	0,9929
35	25	0,71	8,0	0,77	10,22	0,9864	0,75	9,51	18,8	0,9902
DISP.	35	0,70	6,2	0,77	7,96	0,9763	0,74	7,15	11,9	0,9822
VISC.	45	0,68	6,0	0,75	8,06	0,9957	0,73	7,55	23,7	0,9967
BAIXA	65	0,68	5,3	0,77	7,48	0,9444	0,73	6,52	9,6	0,9544

Tabela 14 - Resultados obtidos com o novo modelo utilizando o microciclone
Dc = 40,0 mm.

SÓL. (%) VISC.	P. (psi)	Rf obs.	d50c obs.	Rf prev. eq. 79	d50c prev. eq. 79	R ² eq. 79	Rf prev. eq.81	d50c prev. eq.81	β	R ²
15	25	0,32	11,0	0,41	14,54	0,9893	0,39	13,97	16,2	0,9916
NAT.	35	0,28	9,8	0,35	11,48	0,9937	0,34	11,34	34,8	0,9946
BAIXA	45	0,29	9,1	0,37	11,63	0,9905	0,35	11,23	19,1	0,9911
35	25	0,37	27,0	0,43	28,46	0,9886	0,42	28,37	84,1	0,9896
NAT.	35	0,41	25,0	0,42	26,80	0,9714	0,42	26,58	52,7	0,9749
ALTA	45	0,39	17,0	0,52	23,09	0,9538	0,51	22,85	51,8	0,9588
35	25	0,38	10,5	0,43	13,12	0,9832	0,42	12,65	19,0	0,9862
DISP.	35	0,35	10,0	0,42	12,67	0,9841	0,40	12,20	18,9	0,9870
BAIXA	45	0,32	9,6	0,39	12,04	0,9825	0,38	11,75	27,3	0,9850

Tabela 15 - Resultados obtidos com o novo modelo utilizando o microciclone
Dc = 50,8 mm.

SÓL. (%) VISC.	P. (psi)	Rf obs.	d50c obs.	Rf prev. eq. 79	d50c prev. eq. 79	R ² eq. 79	Rf prev. eq.81	d50c prev. eq.81	β	R ²
15	25	0,39	10,1	0,44	12,20	0,9931	0,43	12,09	51,1	0,9887
NAT.	35	0,32	10,0	0,39	12,09	0,9930	0,38	11,83	27,7	0,9929
BAIXA	45	0,32	9,1	0,38	11,70	0,9925	0,38	11,58	42,6	0,9941
35	25	0,43	32,0	0,45	32,58	0,9574	0,44	32,47	69,4	0,9617
NAT.	35	0,42	24,0	0,47	27,14	0,9887	0,46	26,74	27,4	0,9925
ALTA	45	0,44	20,0	0,48	21,93	0,9917	0,47	21,60	29,2	0,9938
35	25	0,43	9,0	0,49	10,18	0,9751	0,47	9,83	13,6	0,9808
DISP.	35	0,37	8,7	0,45	10,46	0,9863	0,43	10,17	22,8	0,9887
BAIXA	45	0,30	8,4	0,40	10,64	0,9811	0,39	10,38	24,0	0,9841

Como pode ser constatado nas Tabelas 13, 14 e 15, o novo modelo para a função *bypass* proporcionou um melhor ajuste nos resultados observados do que aqueles previstos pela equação 79. Isto é evidenciado confrontando os coeficientes de determinação, R², obtidos pelos dois modelos onde todos os valores de R² do novo modelo (equação 81) são maiores que aqueles obtidos com a equação 79.

5.6. Determinação da Viscosidade de Separação (μ_{50c})

Nas Tabelas 16 a 22 estão apresentadas as viscosidades de separação (μ_{50c}) encontradas nos ensaios de ciclonagem com as diferentes

polpas estudadas bem como os valores de d_{50c} previstos pela equação de Whiten.

Os cálculos foram baseados na equação 42, rerepresentada abaixo, onde $r = 0,19 D_c$, que, de acordo com a teoria da órbita de equilíbrio, corresponde ao lugar geométrico no interior do ciclone onde encontram-se as partículas d_{50c}

$$\gamma = \nu \cdot n \cdot v_i \cdot r_c^n \cdot (1/r^{1+n}) \quad (42)$$

onde:

ν = parâmetro = 0,45 (equação 20);

n = parâmetro = 0,8 (equação 19);

v_i = velocidade no *inlet* (cm/s);

r_c = raio do ciclone (cm);

r = distância radial a partir do eixo de simetria (cm).

Os valores das viscosidades de separação (μ_{50c}) foram encontradas através da relação τ/γ onde os valores de τ foram obtidos através das equações do modelo Ostwald de Waele, de cada um dos tipos de polpa, conforme apresentadas na Tabela 7.

Assim, o cálculo da μ_{50c} é dado pela equação 82, que é uma combinação das equações 16 e 42:

$$\mu_{50c} = \kappa \cdot \left[(0,45 \cdot 0,8 \cdot v_i \cdot (D_c / 2)^{0,8}) \cdot (0,19 D_c) \right]^{n-1} \quad (82)$$

onde,

κ = índice de consistência do fluido; e
 n = índice do comportamento do fluido.

Tabela 16 - Polpa com 15% sólidos natural - $\tau = 0,0267 (\gamma)^{0,6733}$

Dc (cm)	P (psi)	P (kPa)	d50c (μ m)	Vi (cm/s)	r=0,19Dc (cm)	γ em r (1/s)	μ_{50c} (mPa.s)
2,54	25	172	9,25	904,71	0,48	1463,52	2,47
2,54	35	241	9,30	1029,17	0,48	1664,85	2,37
2,54	45	310	8,57	1134,85	0,48	1835,80	2,29
2,54	65	448	7,22	1358,75	0,48	2198,01	2,16
4,00	25	172	14,54	365,32	0,76	375,26	3,85
4,00	35	241	11,48	448,02	0,76	460,21	3,61
4,00	45	310	11,63	553,00	0,76	568,05	3,37
5,08	25	172	12,20	723,82	0,97	585,45	3,33
5,08	35	241	12,09	817,91	0,97	661,55	3,20
5,08	45	310	11,70	857,61	0,97	693,66	3,15

Tabela 17 - Polpa com 25% sólidos natural - $\tau = 0,1718 (\gamma)^{0,5306}$

Dc (cm)	P (psi)	P (kPa)	d50c (μ m)	Vi (cm/s)	r=0,19Dc (cm)	γ em r (1/s)	μ_{50c} (mPa.s)
2,54	25	172	11,02	1202,69	0,48	1945,56	4,91
2,54	35	241	9,99	1235,01	0,48	1997,84	4,85
2,54	45	310	8,84	1393,42	0,48	2254,08	4,58
2,54	65	448	7,74	1579,86	0,48	2555,69	4,32
4,00	25	172	20,40	364,65	0,76	374,57	10,64
4,00	35	241	16,68	473,13	0,76	486,00	9,42
4,00	45	310	13,62	587,14	0,76	603,12	8,51
5,08	25	172	16,70	651,05	0,97	526,59	9,07
5,08	35	241	15,03	707,30	0,97	572,09	8,72
5,08	45	310	14,31	802,77	0,97	649,30	8,22

Tabela 18 - Polpa com 35% sólidos natural - $\tau = 1,4949 (\gamma)^{0,3568}$

Dc (cm)	P (psi)	P (kPa)	d50c (μm)	Vi (cm/s)	r=0,19Dc (cm)	γ em r (1/s)	μ_{50c} (mPa.s)
2,54	25	172	22,86	883,37	0,48	1428,99	13,98
2,54	35	241	19,10	1093,99	0,48	1769,70	12,18
2,54	45	310	14,89	1144,00	0,48	1850,61	11,83
2,54	65	448	14,44	1488,28	0,48	2407,54	9,99
4,00	25	172	28,46	440,08	0,76	452,06	29,30
4,00	35	241	26,80	514,28	0,76	528,27	26,50
4,00	45	310	23,09	619,58	0,76	636,45	23,51
5,08	25	172	32,58	529,72	0,97	428,45	30,33
5,08	35	241	27,14	686,56	0,97	555,31	25,67
5,08	45	310	21,93	764,03	0,97	617,97	23,96

Tabela 19 - Polpa com 35% sólidos dispersa até média viscosidade -
 $\tau = 0,3288 (\gamma)^{0,4658}$

Dc (cm)	P (psi)	P (kPa)	d50c (μm)	Vi (cm/s)	r=0,19Dc (cm)	γ em r (1/s)	μ_{50c} (mPa.s)
2,54	25	172	13,72	1007,50	0,48	1629,80	6,32
2,54	35	241	12,07	1066,96	0,48	1725,98	6,13
2,54	45	310	12,25	1166,36	0,48	1886,78	5,85
2,54	65	448	10,66	1427,44	0,48	2309,12	5,25
4,00	25	172	20,69	481,54	0,76	494,64	11,96
4,00	35	241	19,05	627,84	0,76	644,93	10,38
4,00	45	310	18,42	672,52	0,76	690,82	10,00
5,08	25	172	20,94	636,86	0,97	515,11	11,70
5,08	35	241	20,41	711,94	0,97	575,84	11,03
5,08	45	310	17,65	836,78	0,97	676,82	10,11

Tabela 20 - Polpa com 35% sólidos dispersa até baixa viscosidade -
 $\tau = 0,0087 (\dot{\gamma})^{0,8085}$

Dc (cm)	P (psi)	P (kPa)	d50c (μm)	Vi (cm/s)	r=0,19Dc (cm)	$\dot{\gamma}$ em r (1/s)	μ_{50c} (mPa.s)
2,54	25	172	10,22	1008,78	0,48	1631,86	2,10
2,54	35	241	7,96	1125,48	0,48	1820,64	2,06
2,54	45	310	8,06	1234,59	0,48	1997,15	2,02
2,54	65	448	7,48	1481,43	0,48	2396,46	1,95
4,00	25	172	13,12	440,44	0,76	452,43	2,68
4,00	35	241	12,67	478,88	0,76	491,91	2,64
4,00	45	310	12,04	602,00	0,76	618,39	2,53
5,08	25	172	10,18	495,06	0,97	400,42	2,75
5,08	35	241	10,46	607,15	0,97	491,08	2,64
5,08	45	310	10,64	694,59	0,97	561,80	2,57

Tabela 21 - Polpa com 15% sólidos espessada com CMC até média viscosidade - $\tau = 0,1497 (\dot{\gamma})^{0,7297}$

Dc (cm)	P (psi)	P (kPa)	d50c (μm)	Vi (cm/s)	r=0,19Dc (cm)	$\dot{\gamma}$ em r (1/s)	μ_{50c} (mPa.s)
2,54	35	241	32,39	1011,27	0,48	1635,89	20,26
2,54	45	310	32,55	1068,81	0,48	1728,97	19,96
2,54	65	448	25,87	1245,04	0,48	2014,06	19,15

Tabela 22 - Polpa com 15% sólidos espessada com glicerina até média viscosidade - $\tau = 0,0570 (\dot{\gamma})^{0,9184}$

Dc (cm)	P (psi)	P (kPa)	d50c (μm)	Vi (cm/s)	r=0,19Dc (cm)	$\dot{\gamma}$ em r (1/s)	μ_{50c} (mPa.s)
2,54	35	241	45,66	937,31	0,48	1516,25	31,38
2,54	45	310	38,44	1098,11	0,48	1776,38	30,98
2,54	65	448	37,17	1313,32	0,48	2124,50	30,53

Os resultados apresentados nas Tabelas 16 a 22 mostram uma boa relação entre os valores de d_{50c} previstos pela equação de Whiten e a viscosidade de separação μ_{50c} calculada no lugar geométrico de 0,19 Dc, indicando serem válidas a teoria da órbita de equilíbrio e a equação 42 apresentada por BAKSHI; KAWATRA (1996). Deve ser salientado que por esta teoria e equação, não são consideradas outras regiões do microciclone onde possam ser obtidos d_{50c} . O modelo encontrado para relacionar d_{50c} e μ_{50c} foi

$$d_{50c} = 5,22 (\mu_{50c})^{0,54} . \quad (83)$$

Nas Figuras 26 e 27 são apresentados o coeficiente de determinação R^2 , a equação da curva relacionando d_{50c} e μ_{50c} , bem como o coeficiente de correlação linear envolvendo o d_{50c} de Whiten e o valor previsto de μ_{50c} pela equação 83.

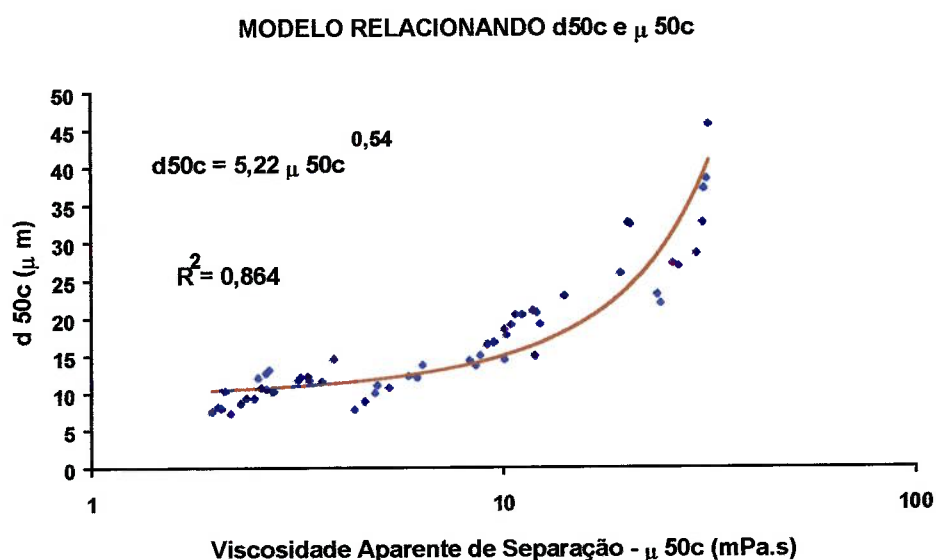


Figura 26 - Modelo relacionando o d_{50c} de Whiten e a viscosidade de separação μ_{50c} .

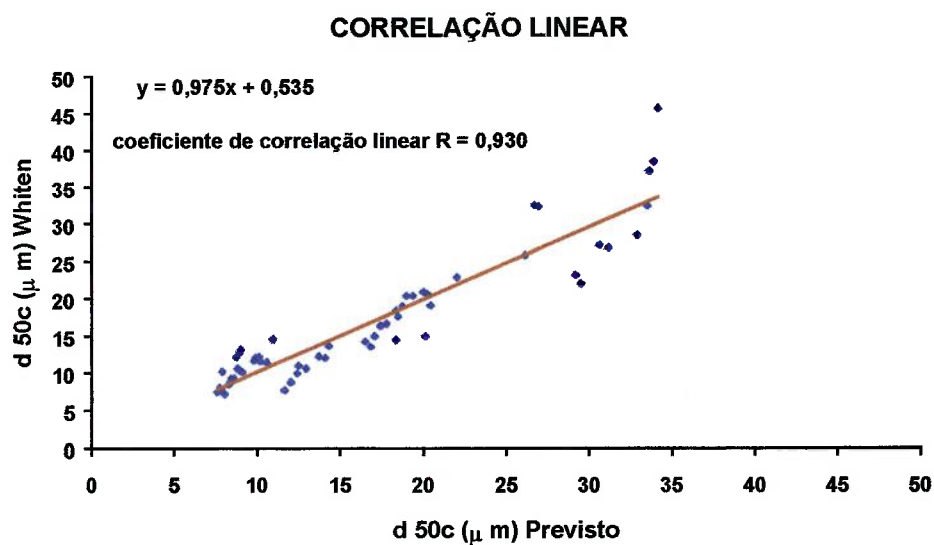


Figura 27 - Correlação linear entre o d_{50c} de Whiten e o d_{50c} previsto pelo modelo.

Nas Figuras 28 a 34 são apresentadas as variações das viscosidades aparentes ao longo do raio dos microciclones de 50,8, 40,0 e 25,4 mm de diâmetro, sendo que as duas últimas figuras somente para o microciclone de 25,4 mm de diâmetro, para as diferentes polpas estudadas, considerando apenas a pressão de 241 kPa (35 psi). É destacado nestas figuras o lugar geométrico de 0,38 do raio do microciclone (= 0,19 Dc), correspondente a órbita de equilíbrio, onde encontra-se o tamanho d_{50c} .

VARIAÇÃO DA VISCOSIDADE APARENTE AO LONGO DO RAI
POLPA 15% SÓL. NATURAL BAIXA VISC. P = 241 kPa (35 psi)

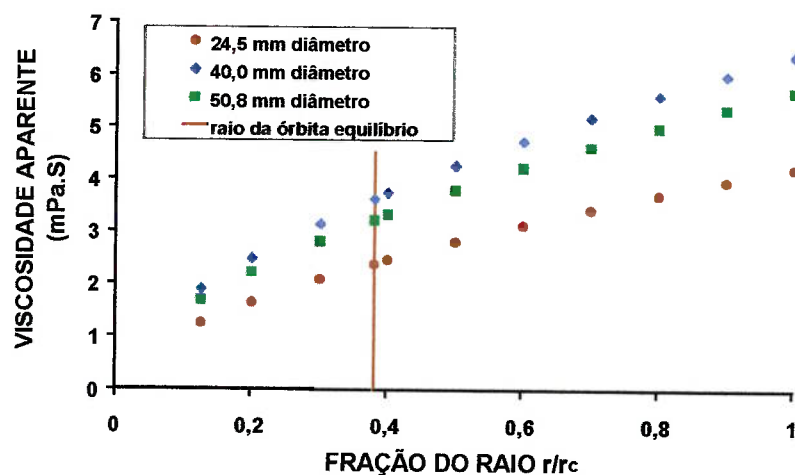


Figura 28 - Variação da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 15% sól. natural, baixa viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi).

VARIAÇÃO DA VISCOSIDADE APARENTE AO LONGO DO RAI
POLPA 25% SÓL. NATURAL MÉDIA VISC. P = 241 kPa (35 psi)

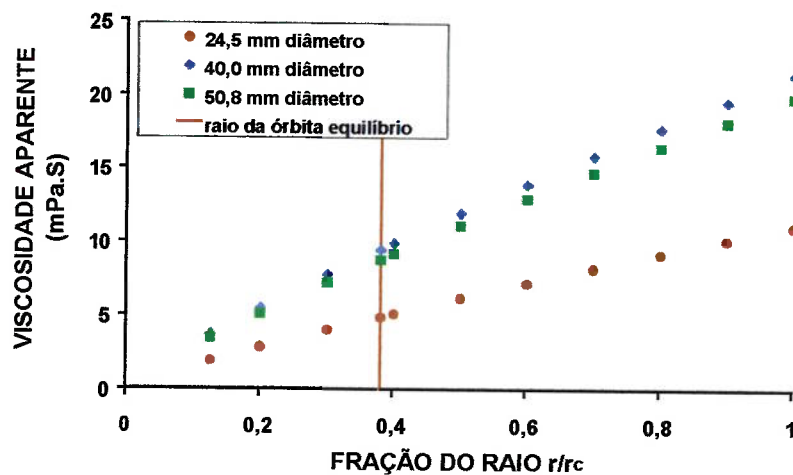


Figura 29 - Variação da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 25% sól. natural, média viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi).

VARIAÇÃO DA VISCOSIDADE APARENTE AO LONGO DO RAI
POLPA 35% SÓL. NATURAL ALTA VISC. P = 241 kPa (35 psi)

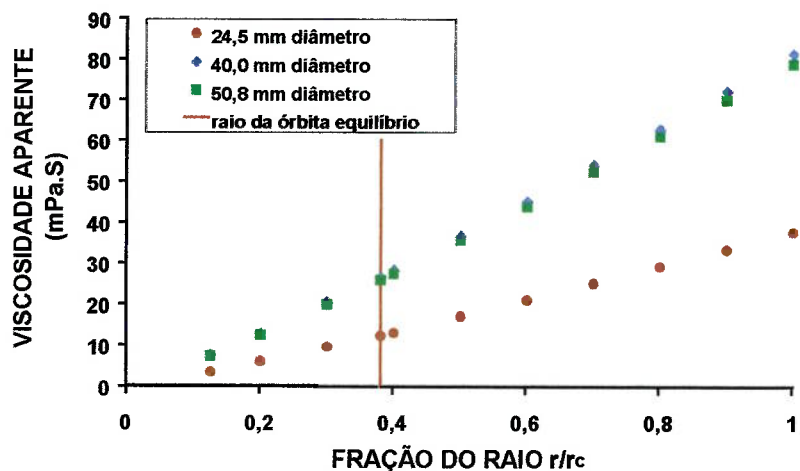


Figura 30 - Variação da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 35% sól. natural, alta viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi).

VARIAÇÃO DA VISCOSIDADE APARENTE AO LONGO DO RAI
POLPA 35% SÓL. DISPERSA MÉDIA VISC.
P = 241 kPa (35 psi)

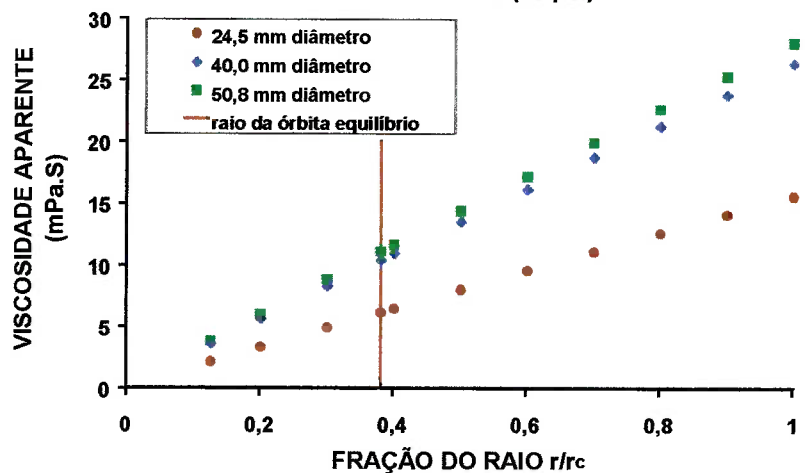


Figura 31 - Variação da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 35% sól. dispersa, média viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi).

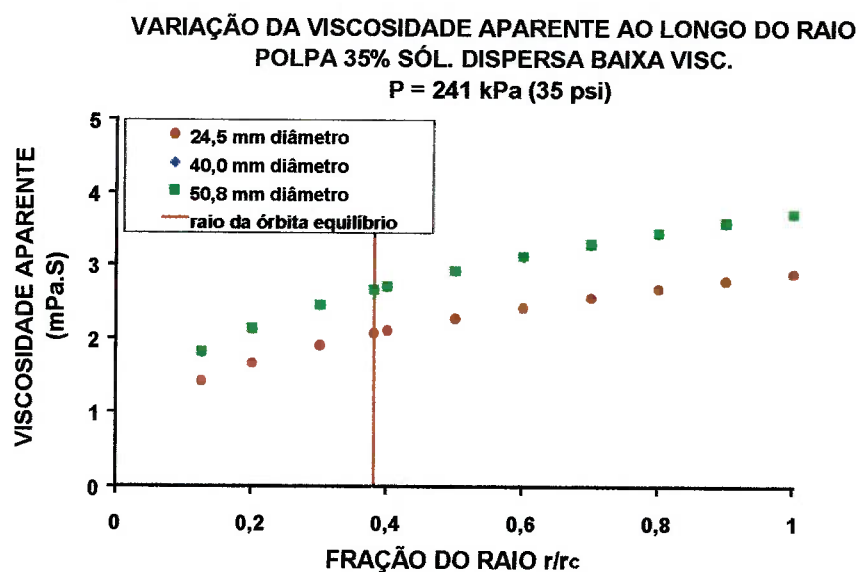


Figura 32 - Variação da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 35% sól. dispersa, baixa viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi).

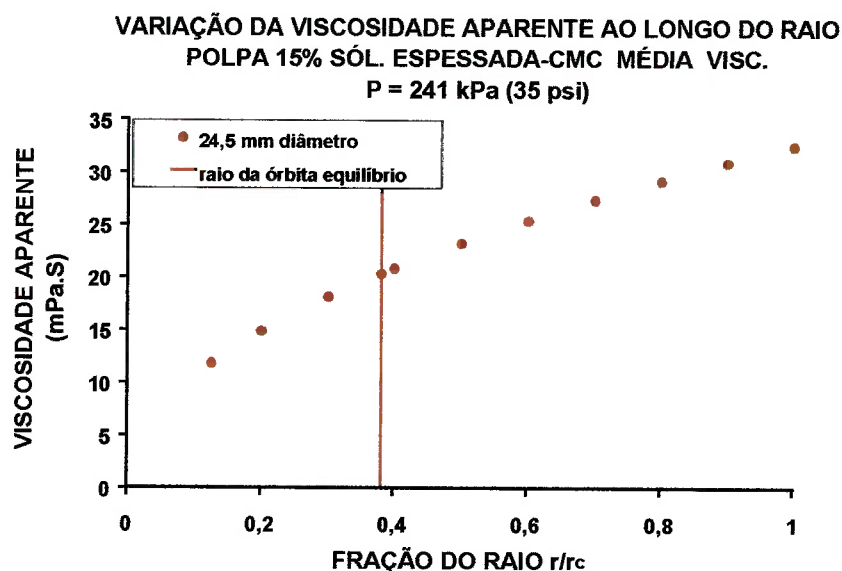


Figura 33 - Variação da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 15% sól. espessada com CMC, média viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi).

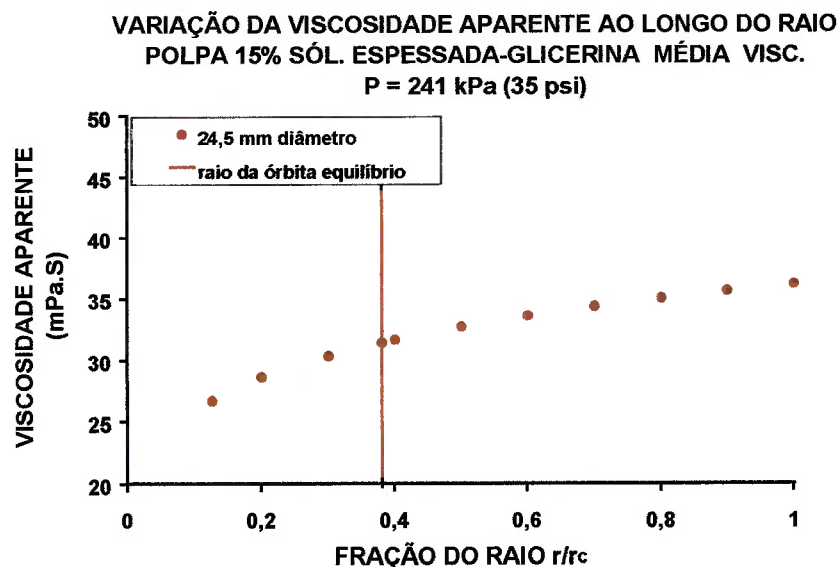


Figura 34 - Variação da viscosidade aparente ao longo do raio para a polpa 15% sól. espessada com glicerina, média viscosidade, pressão 241 kPa (35 psi).

Observa-se nas Figuras 28 a 34 que próximo ao eixo do microciclone (razão r/r_c pequena) as viscosidades aparentes são bem mais baixas, devido às altas taxas de cisalhamento, do que próximo às paredes, (razão $r/r_c \sim 1$). Destacam-se as menores viscosidades aparentes obtidas com o microciclone de 25,4 mm de diâmetro face às mais altas taxas de cisalhamento comparadas com aquelas obtidas com os outros dois microciclones, o que vem a justificar a obtenção de menores d_{50c} . Para os outros dois microciclones, 40,0 e 50,8 mm de diâmetro, não ficou muito evidente o efeito do tamanho do diâmetro com as viscosidades aparentes obtidas. Conforme já justificado, a relação $Do/(Du)^2$ do microciclone de 40,0 mm (= 0,160) é maior que o do microciclone de 50,8 mm (= 0,140), o que pode produzir um maior d_{50c} .

5.7. Modelamento para o d_{50c}

O modelo proposto para o d_{50c} foi baseado no modelo de Nageswararao (equação 57). Algumas considerações merecem ser apresentadas. Como observado no item anterior, o microciclone de 40,0 mm não apresentou, em alguns casos, resultados intermediários entre aqueles obtidos pelos microciclones de 25,4 e 50,8 mm de diâmetros, comportando-se como se tivesse um diâmetro maior que o de 50,8 mm. Outra consideração é que o modelo de Nageswararao possui um termo que leva em consideração a percentagem de sólidos, v_s^* , e, conforme equação 57, é diretamente proporcional ao d_{50c} . No presente trabalho este termo não foi considerado, uma vez que ocorre efeitos antagônicos. Quando foram estudadas polpas naturais à medida que aumentava a percentagem de sólidos aumentava a viscosidade e, conseqüentemente, o d_{50c} . Mas, quando era usado dispersante, mesmo com uma alta percentagem de sólidos, obtinham-se médias e baixas viscosidades, o que resultava em d_{50c} menores. Por outro lado, quando a polpa com baixa percentagem de sólidos, 15%, era espessada com CMC ou glicerina, resultava em d_{50c} maiores do que com a polpa com 15% natural. Por essas razões, decidiu-se estudar no modelamento somente o efeito da viscosidade. Caso a percentagem de sólidos fosse considerada o ajuste não-linear dos dados pelo programa matemático STATISTICA, resultaria na obtenção de parâmetros cujos valores conduziriam a interpretações errôneas do processo de ciclonagem.

O modelo resultante do ajuste não-linear dos dados está apresentado na equação 84, a seguir

$$\frac{d_{50c}}{D_c} = 0,0575 (D_c)^{-0,65} \left(\frac{D_o}{D_c}\right)^{0,52} \left(\frac{D_u}{D_c}\right)^{-0,47} \left(\frac{P}{\rho_p g D_c}\right)^{-0,18} \left(\frac{D_i}{D_c}\right)^{-0,5} \left(\frac{L_c}{D_c}\right)^{0,2} A_n^{0,15} \left(\frac{\mu_{50c}}{\mu_a}\right)^{0,55} \quad (84)$$

onde:

d_{50c} = tamanho mediano de partição corrigida (mm);

D_c = diâmetro do ciclone (m)

D_o = diâmetro do *vortex finder* (m);

D_u = diâmetro do *apex* (m);

D_i = diâmetro do *inlet* (m);

L_c = comprimento da seção cilíndrica (m);

ρ_p = densidade da polpa (t/m^3);

P = pressão na alimentação (kPa);

A_n = ângulo da seção cônica do ciclone (graus);

μ_{50c} = viscosidade aparente de separação (kg/m.s); e

μ_a = viscosidade da água (kg/m.s).

Na Figura 35 estão apresentados os resultados obtidos em μm para d_{50c} calculados pela equação de Whiten e os calculados pelo modelo proposto, sob a forma de correlação linear.

Pode-se dizer que o modelo proposto é válido, ajustando-se de forma satisfatória (próximo do valor 1), $R^2 = 0,829$, aos valores obtidos pelo modelo de Whiten. O mesmo modelo proposto, aplicado somente aos resultados obtidos com os microciclones de 25,4 e 50,8 mm de diâmetro, apresentou uma menor dispersão dos valores previstos, com $R^2 = 0,867$, o

que confirma o efeito prejudicial do microciclone de 40,0 mm conforme já exposto anteriormente.

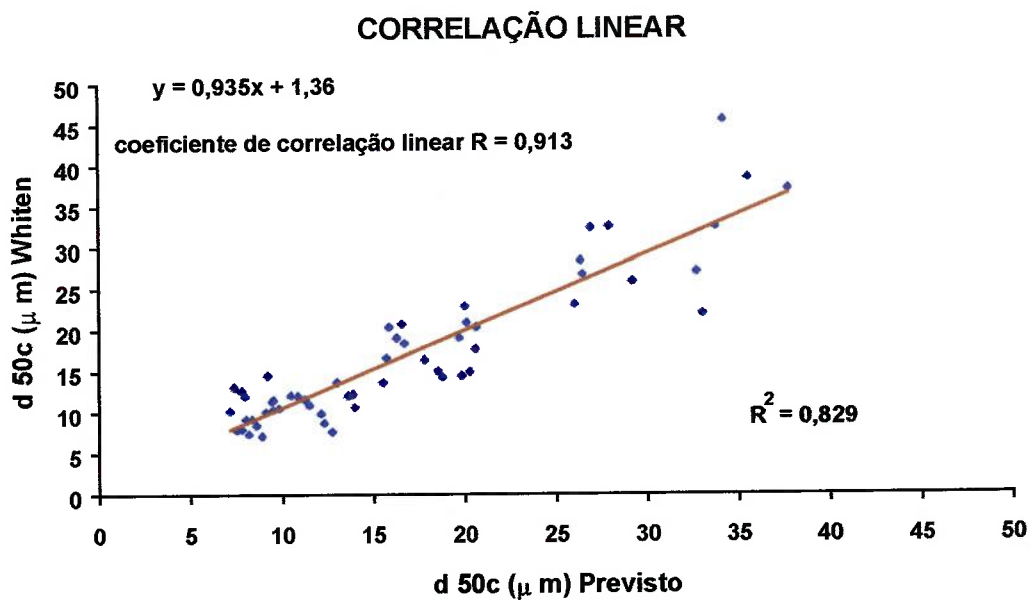


Figura 35 - Correlação linear entre o d_{50c} calculado pelo modelo de Whiten e o previsto pelo modelo proposto.

6. CONCLUSÕES

A realização deste trabalho permitiu concluir que, para as condições estudadas:

- a viscosidade desempenha um papel muito importante no processo de classificação, particularmente na deslamagem com microciclones, em polpas contendo partículas finas, ultrafinas e coloidais;

- a metodologia empregada para avaliar o efeito da viscosidade na determinação do tamanho médio de partição corrigida (d_{50c}), em função das variáveis operacionais e geométricas dos microciclones, para diferentes polpas de rochas fosfática com comportamento reológico não-Newtoniano foi bem sucedida;

- demonstrou-se que é possível obter com uma polpa de 35% sólidos dispersa até uma baixa viscosidade, d_{50c} tão finos quanto àqueles obtidos com uma polpa de 15% sólidos natural;

- as dificuldades de se caracterizar os efeitos da viscosidade aparente no beneficiamento de polpas com comportamento reológico não-Newtoniano têm início ao se tentar definir em que lugar, ao longo do percurso da polpa, a viscosidade deve ser medida, como por exemplo, a que distância do eixo do microciclone esta deve ser medida;

- a incorporação da variável viscosidade no estudo de beneficiamento de polpas de minério com comportamento não-Newtoniano requer a sua determinação no lugar geométrico do equipamento onde ocorre o processo (a separação propriamente dita), uma vez que a intensidade dos esforços de cisalhamento que a polpa está sendo submetida é que irá

determinar o valor da viscosidade responsável pelo processo em desenvolvimento;

- o modelo desenvolvido por Ostwald de Waele se adequou muito bem na caracterização do comportamento reológico das polpas e microciclones estudados;

- além da percentagem de sólidos a ação de agentes dispersante (Polysal A) e espessantes (carboximetilcelulose e glicerina) foram determinantes na variação da viscosidade aparente e no tamanho médio de partição corrigida (d_{50c});

- os resultados revelaram que a função *bypass* não pode ser considerada como sendo proporcional apenas à fração de água recuperada no produto *underflow* e um novo modelo proposto, proporcionou um melhor ajuste dos dados experimentais (equação 81);

- pode-se considerar que o parâmetro de nitidez de separação α da curva de partição reduzida mantém-se constante com a variação das dimensões dos diâmetros dos microciclones e das viscosidades aparentes das diferentes polpas estudadas, confirmando a hipótese de Lynch e Rao;

- o fenômeno *fish hook* pôde ser observado em praticamente todos os ensaios realizados e a melhor explicação obtida para sua origem, foi devida ao arraste das partículas finas pela água que se dirige ao produto *underflow*;

- a teoria da órbita de equilíbrio, que define o envelope de velocidade vertical zero, bem como a equação proposta por Bakshi e Kawatra (equação 42), que relaciona a taxa de cisalhamento com variáveis operacionais e geométricas dos microciclones, foram válidas para avaliar a viscosidade aparente de separação, denominada neste trabalho de μ_{50c} ; e

- o modelo empírico de Nageswararao foi, através de estudos fundamentais, complementado com um termo teórico, correlacionando a viscosidade aparente de separação (μ_{50c}) da polpa com o tamanho médio de partição corrigida (d_{50c}), tornando o modelo muito mais abrangente que o originalmente proposto. O modelo final obtido foi (equação 84)

$$\frac{d_{50c}}{D_c} = 0,0575 (D_c)^{-0,65} \left(\frac{D_o}{D_c}\right)^{0,52} \left(\frac{D_u}{D_c}\right)^{-0,47} \left(\frac{P}{\rho_p g D_c}\right)^{-0,18} \left(\frac{D_i}{D_c}\right)^{-0,5} \left(\frac{L_c}{D_c}\right)^{0,2} A_n^{0,15} \left(\frac{\mu_{50c}}{\mu_a}\right)^{0,55}$$

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALCOVER NETO, A. (1999) Boletim de análises: SCT 015/99. CETEM, 6p.
- ALCOVER NETO, A.; TOLEDO, M.C.M. (1993) Evolução supérgena do carbonatito de Juquiá (SP). **Revista do Instituto Geológico**, São Paulo, v. 14, nº 1, p 31-43, janeiro/junho.
- ASOMAH, A.K.; NAPIER-MUNN, T.J. (1997) An empirical model of hydrocyclones, incorporating angle of cyclone inclination. **Minerals Engineering**, v. 10, nº 3, p. 339-43.
- AUSTIN, L.G.; KLIMPEL, R.R. (1981) An improved method for analyzing classifier data. **Powder Technology**, v. 29, p. 277-81.
- BAKSHI, A.K.; KAWATRA, S.K. (1996) Rapid determination of non-Newtonian flow behaviour in mineral suspensions. **Minerals and Metallurgical Processing**, v. 13, nº 4, p. 165-9, November.
- BARRIENTOS, A.; SAMPAIO, R; CONCHA, F. (1993) Effect of the air core on the performance of a hydrocyclone. In: XVIII International Mineral Processing Congress, Sydney, Australia, p. 267-70, May.
- BERALDO, J.L. (1987) Classificação. In: **Moagem de Minérios em Moinhos Tubulares**, Ed. Edgard Blücher Ltda, capítulo 5, p. 65-106.
- BIRD, R.B.; STEWART, W.E.; LIGHTFOOT, E.N. (1978) Transporte de interfase en sistemas isotérmicos. In: **Fenómenos de transporte**. Editorial Reverté S.A., capítulo 6. (várias paginações).
- BLOOR, M.I.G.; INGHAM, D.B.(1973) Theoretical investigation of the flow in a conical hydrocyclone. **Transaction of the Institution of Chemical Engineers**, v. 51, p. 36-41.
- BLOOR, M.I.G.; INGHAM, D.B.(1976) Boundary layer flows on the side walls of conical cyclones. **Transaction of the Institution of Chemical Engineers**, v. 54, p. 276-80.
- BLOOR, M.I.G.; INGHAM, D.B.(1984a) A theoretical investigation of the fluid mechanics of the hydrocyclone. **Filtration & Separation**, July/August, p 266-9.
- BLOOR, M.I.G.; INGHAM, D.B.(1984b) The influence of vorticidade on efficiency of the hydrocyclone. In: 2nd. International Conference on Hydrocyclones, Bath, England, paper B2, p. 41-50, September.
- BLOOR, M.I.G.; INGHAM, D.B.(1987) The flow in a industrial cyclone. **Journal of Fluid Mechanics**, v. 178, p. 507-19.

- BRADLEY, D.; PULLING, D. J. (1959) Flow patterns in the hydraulic cyclone and their interpretation in terms of performance. **Transaction of the Institution of Chemical Engineers**, v. 37, p. 34-45.
- BRADLEY, D. (1965) The hydrocyclone. Pergamon Press, Oxford, 330 pp.
- BROOKES, G.F.; MILES, N.J.; CLAYTON, J.S. (1984) Hydrocyclone performance related to velocity parameters. In: 2nd. International Conference of hydrocyclones, Bath, British Hydromechanics Research Association, Cranfield, paper C1, p. 67-83.
- BROUSSAUD, A. (1988) Advanced computer methods for mineral processing: their function and potential impact on engineering practices. In: XVI International Mineral Processing Congress - part A, Sweden, p. 17-46.
- CARRISSO, R.C.C.; CORREIA, J.C.G. (1998) Classificação. In: **Tratamento de Minérios**, CETEM/CNPq, capítulo 5, p. 209-58.
- CEYLAN, K.; HERDEM, T.; ABBASOV, T (1999) A theoretical model of drag force in the flow of non-newtonian fluids around spherical solid particles. **Powder Technology**. vol. 103, p. 286-91.
- CHAVES, A.P. (1996) Teoria e Prática do Tratamento de Minérios. Editora Signus, v. 1, 235p.
- CHURAEV, N.V. (1991) Surface forces and their role in mineral processing. In: XVII International Mineral Processing Congress, Dresden, v.2, p. 1-15.
- CONCHA, F.; ALMENDRA, E.R. (1979) Settling velocities of particulate systems: 1. Settling velocities of individual spherical particles. **International Journal of Mineral Processing**, nº 5, p. 349-67.
- CONCHA, F.; BARRIENTOS, A.; (1992) Avances en la modelacion de hidrociclones. In: V Simposium Chileno de Aplicación de la Computación en la Industria Minera - EXPOMIN'92, Chile.
- CONCHA, F.; BARRIENTOS, A.; MONTERO, J.; SAMPAIO, R. (1996) Air cone and roping in hydrocyclones. **International Journal of Mineral Processing**, nº 44-45, p. 743-9.
- DARLEY, H.C.H.; GRAY, G.R. (1988) Rheology of drilling fluids. In: **Composition and Properties of Drilling and Completion Fluids**, fifth edition, Gulf Publishing Company, chapter 5, p. 184-281.
- DELBONI JÚNIOR, H. (1989) **Ajuste de modelos empíricos de operação de ciclones**, 179p., Dissertação de Mestrado, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, EPUSP.

- DEL VILLAR, R.; FINCH, J.A. (1992) Modelling the cyclone performance with a size dependent entrainment factor. **Minerals Engineering**, v. 5, nº 6, p. 661-9.
- DOHEIN, M.A.; AHMED, M.N.M.; SAYED, S.A. (1995) Hydrocyclone investigation and modelling at medium feed solids concentration of mixed minerals. **Transactions of Institution of Mining and Metallurgy**, Section C, v. 104, p. C37-C44, Jan-April.
- DRIESSEN, M.G. (1951) Theory of flow in a cyclone. **Revue de L' Industrie Minerale/num. special**. Saint-Etienne, p. 449-61.
- DYAKOWSKI, T.; WILLIAMS, R.A. (1993) Modelling turbulent flow within a small-diameter hydrocyclone. **Chemical Engineering Science**, v. 48, nº 6, p. 1143-52.
- DYAKOWSKI, T.; HORNUNG, G.; WILLIAMS, R.A. (1994) Simulation of non-newtonian flow in a hydrocyclone. **Transaction of the Institution of Chemical Engineers**, v. 72, part A, p. 513-20.
- FAHLSTROM, P.H. (1963) Studies of hydrocyclone as a classifier. In: 6th International Mineral Processing Congress, France, p. 87-114.
- Fertilizantes SERRANA S.A. - Complexo Industrial ARAFÉRTIL (1996) Dados obtidos em visita técnica à usina de beneficiamento, Araxá, Minas Gerais.
- FINCH, J.A. (1983) Modelling a fish-hook in hydrocyclone selectivity curves. **Powder Technology**, v. 36, p. 127-29.
- FINCH, J.A.; LAPLANTE, A.; LEUNG, J. (1985) Modelling and simulation methodology for ore and coal process. In: SPOC Manual, CANMET, chapter 4, Modelling and Simulation, SP 85-1/4 E, 89p.
- FLINTOFF, B.C.; PLITT, L.R.; TURAK, A.A. (1987) Cyclone modelling: a review of present technology. **CIM Bulletin**, v. 80, nº 905, P. 39-50.
- HARRISSON, S.T.L.; CILLIERS, J.J. (1997) The use of mini-hydrocyclones for differential separations within mineral slurries subjected to bioleaching. **Minerals Engineering**, v.10, nº 5, p. 529-35.
- HEALY, T. W.; BOGER, D. V.; WHITE, L. R.; SCALES, P. J. (1993) Particulate fluids - a key concept in advanced mineral processing. In: XVIII International Mineral Processing Congress, Sydney, Australia, p. 47-55, May.
- HEISKANEN, K.G.H. (1993) **Particle classification**. Powder Technology Series, Brian Scarlet ed., várias paginações, 321 p.

- HEISKANEN, K.G.H. (1996) Developments in wet classifiers. **International Journal of Mineral Processing**, v. 44-45, p. 29-42.
- HINDE, A.L. (1985) Classification and concentration of heavy minerals in grinding circuits. In: 114 th AIME Annual Meeting, paper nº 85-126, New York City.
- HSIEH, K.T.; RAJAMANI, K. (1988a) Phenomenological model of hydrocyclone: model development and verification for single-phase flow. **International Journal of Mineral Processing**, v. 22, p. 223-37.
- HSIEH, K.T.; RAJAMANI, K. (1988b) Phenomenological model of hydrocyclone: numerical solution and verification of particle movement. In: XVI International Mineral Processing Congress, Stockholm, Sweden, part A, p. 377-88, June.
- HSIEH, K.T.; RAJAMANI, K. (1991) Mathematical model of hydrocyclone based on physics of fluid flow. **American Institute of Chemical Engineers Journal**, v. 37, nº 5, p. 735-46.
- HUNTER, R.J. (1992) Rheology of colloidal dispersions. In: **Foundations of colloid science**, Clarendon Press-Oxford, v. II, chapter 18, p. 993-1057.
- JOHANSEN, S.T.; DE SILVA, S.R.; VESANTO, A. (1990) Multiphase turbulence modelling as a tool in the optimization of classification equipment. In: 2nd. World Congress Particle Technology, Kyoto, p. 135-42.
- KAWATRA, S.K.; BAKSHI, A.K. (1996) On-line measurement of viscosity and determination of flow types for mineral suspensions. **International Journal of Mineral Processing**, v. 47, nº 3-4, p. 275-83.
- KAWATRA, S.K.; BAKSHI, A.K.; RUSESKY, M.T. (1996a) The effect of slurry viscosity on hydrocyclone classification. **International Journal of Mineral Processing**, v. 48, nº 1-2, p. 39-50.
- KAWATRA, S.K.; BAKSHI, A.K.; RUSESKY, M.T. (1996b) The effect of viscosity on the cut (d_{50}) size of hydrocyclone classifiers. **Minerals Engineering**, v. 9, nº 8, p. 881-91.
- KAWATRA, S.K.; EISELE, T.C. (1988) Rheological effects in grinding circuits. **International Journal of Mineral Processing**, v. 22, p. 251-9.
- KELLY, E.G.; SPOTTISWOOD, D.J. (1982) **Introduction to Mineral Processing**, John Wiley & Sons Limited, (várias paginações), 491p.
- KELSALL, D.F. (1952) A study of the motion of solid particles in a hydraulic cyclone. **Transaction of the Institution of Chemical Engineers**, v. 30, nº 2, p. 87-108.

- KELSALL, D.F. (1953) A further study of the hydraulic cyclone. **Chemical Engineering Science**, v. 2, p. 254-72.
- KELSALL, D.F.; HOLMES, J.A. (1960) Improvement of classification efficiency in hydraulic cyclones by water injection. In: 5 th International Mineral Processing Congress, London, paper 9.
- KIRK, R. E.; OTHMER, D.F. (1982) Refractories to silk. In: **Encyclopedia of chemical technology**, v. 20, third edition, John Wiley & Sons, p. 259-319.
- KRIJGSMAN, C. De toepassing van centrifugaalkracht in moderne kolenwasserijen. **Woordrachten Koninklijk Instituut van Ingenieurs Nederland**, v. 1, n^o 5, p. 691-907.
- LAGUITTON, D. (1985) MATBAL Computer program for material balance data adjustment. In: LAGUITTON, D. ed. **SPOC Manual**, chapter 3.2, CANMET, Canada Centre for Mineral Technology, 58 p.
- LILGE, L.O. (1962) Hydrocyclone fundamentals. **Transaction of Institution of Mining and Metallurgy**, Section C, v. 71, p. C285-C337.
- LIMA, J.R.B. (1997) **Estudo da modelagem matemática da microciclonação**, Tese de Livre Docência, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, EPUSP, 162 p..
- LINS, F.A.F. (1995) **Uma metodologia para o cálculo da constante de Hamaker de minerais e aplicação da teoria X-DLVO à agregação e flotação de talco**, Tese de Doutorado, COPPE-UFRJ, Rio de Janeiro, 123 p.
- LUCKIE, P.T.; AUSTIN, L.G. (1975) Mathematical analysis of mechanical air separator selectivity curves. **Transaction of Institution of Mining and Metallurgy**, Section C, v. 84, p. C253-C55.
- LYKLEMA, J. (1989) The colloidal background of flocculation and dewatering. In: MOUDGIL, B.; SCHEINER, J. eds. **Flocculation and Dewatering**, Eng. Foundation, New York, p. 1-20.
- LYNCH, A.J. (1965) The characteristics of hydrocyclones and their application as control units in comminution circuits. **Progress Report n^o 6**. Department of Mining & Metallurgy, University of Queensland.
- LYNCH, A.J.; RAO, T.C. (1975) Modelling and scale-up of hydrocyclone classifiers. In: XI International Mineral Processing Congress, paper 9, Calgari, Italy.
- MONREDON, T.C.; HSIEH, K.T.; RAJAMANI, R.K. (1992) Fluid flow model of the hydrocyclone: an investigation of device dimensions. **International Journal of Mineral Processing**, v. 35, p. 65-83.

- NAGESWARARAO, K. (1999a) Normalisation of the efficiency curves of hydrocyclones classifiers. **Minerals Engineering**, v. 12, n° 1, p. 107-18.
- NAGESWARARAO, K. (1999b) Reduced efficiency curves of industrial hydrocyclones - an analysis for plant practice. **Minerals Engineering**, v. 12, n° 5, p. 517-44.
- NAPIER-MUNN, T.J. (1990) The effect of dense medium viscosity on separation efficiency. **Coal Preparation**, v. 8, p. 145-65.
- NAPIER-MUNN, T.J.; LYNCH, A.J. (1992) Modelling and computer simulation of mineral treatment process - current status and future trends. **Minerals Engineering**, v.5, n° 2, p. 143-67.
- NAPIER-MUNN, T.J.; MORRELL, S.; MORRISSON, R.D.; KOJOVIC, T. (1996) Screens and hydrocyclones. In: **Mineral Comminution Circuits Their Operation and Optimisation**, JKMRRC, chapter 12, p. 273-330.
- PASHLEY, R.M. (1992) Interparticulate forces. In: LASKOWSKI, J.S.; RALSTRON, J. eds., **Colloid Chemistry in Mineral Processing**, chapter 3, p. 97-114.
- PAWLIK, M.; LASKOWSKI, J.S. (1999) Evaluation of flocculants and dispersants through rheological tests. In: **Polymers in Mineral Processing**. 38 th Annual Conference of Metallurgists of CIM, Quebec, Canada, p. 541-55, August.
- PEREIRA, C.M.S. (1997) **Separação sólido-fluido não-newtoniano em hidrociclone**, 126 p., Tese de Doutorado, COPPE-UFRJ, Rio de Janeiro.
- PETERSEN, K.R.P.; ALDRICH, C.; VAN DEVENTER, J.S.J.; McINNES, C.; STANGE, W.W. (1996) Hydrocyclone underflow monitoring using image processing methods. **Minerals Engineering**, v. 9, n° 3, p. 301-15.
- PLITT, L.R. (1971) The analysis of solid-solid separations in classifiers. **CIM Bulletin**, p. 42-7, April.
- PLITT, L.R. (1976) A mathematical model of the hydrocyclone classifier. **CIM Bulletin**, p. 114-23, December.
- PLITT, L.R. (1991) A mathematical model of the gravity classifier. In: XVII th International Mineral Processing Congress, Dresden, v. 1, p. 123-35.
- RAJAMANI, R.K.; DEVULAPALLI, B. (1994) Hydrodynamic modeling of swirling flow and particle classification in large-scale hydrocyclones. **Kona Powder and Particle**, n° 12, p. 95-104.
- REID, K.J. (1971) Derivation of an equation for classifier reduced performance curves. **Canadian Metallurgical Quarterly**. v. 10, p. 253-4.

- REIS JÚNIOR, J.B.; PERES, A.E.C. (1987) Flotação em coluna - recuperação de finos do minério fósforo-uranífero de Itataia. In: II Congresso Brasileiro de Mineração, São Paulo, p. 394-410.
- RENNER, V.G.; COHEN, H.E. (1978) Measurement and interpretation of size distribution of particles within a hydrocyclone. **Transactions of Institution of Mining and Metallurgy**, Section C, v. 87, p. C139-C145, June.
- RIETEMA, K (1961a) The mechanism of the separation of finely dispersed solids in cyclone. In: **Cyclones in Industry**, Amsterdam, chapter 4, p. 46-63.
- RIETEMA, K (1961b) Performance and design of hydrocyclones. **Chemical Engineering Science**, vol. 15, parts I,II,III and IV, p. 298-325.
- ROLDÁN-VILLASANA, E.J.; WILLIAMS, R.A.; DYAKOWSKI, T. (1993) The origin of the fish-hook effect in hydrocyclone separators. **Powder Technology**, v. 77, p. 243-50.
- ROUSE, B.D.; CLAYTON, J.S.; BROOKES, G.F. (1987) Confirmation of modelling techniques for small diameter cyclones. In: 3rd International Conference of Hydrocyclones, Oxford, p. 7-20.
- SALATIC, S.; DEUSIC, S. (1991) Hydrocyclone - a classifier, thickener and preconcentrator. In: XVII th International Mineral Processing Congress, Dresden, v. 1, p. 147-54.
- SHAW, D.J. (1992) Rheology. In: **Introduction to Colloid and Surface Chemistry**, Butterworths-Heinemann Ltd, fourth edition, chapter 9, p. 244-61.
- SHI, F.N.; NAPIER-MUNN, T.J. (1996a) Measuring the rheology of slurries using an on-line viscometer. **International Journal of Mineral Processing**, v. 47, nº 3-4, p. 153-76.
- SHI, F. N.; NAPIER-MUNN, T.J. (1996b) A model for slurry rheology. **International Journal of Mineral Processing**, v. 47, nº 1-2, p. 103-23.
- SIVAMOHAN, R. (1990) The problem of recovering very fine particles in mineral processing - a review. **International Journal of Mineral Processing**, v. 28, nº 3/4, p. 247-88.
- SURESH, N.; VENUGOPAL, R.; RAO, T.C. (1995) Prediction of performance of 76 mm compound autogenous cyclone at different outlet diameters. **Transactions of Institution of Mining and Metallurgy**, Section C, v. 104, p. C30-C36, Jan-April.

- SVAROVSKY, L (1981) Hydrocyclones. In: SVAROVSKY, L., ed., **Solid-Liquid Separation**, Butterworths Monographs in Chemistry and Chemical Engineering, 2 nd edition, chapter 6, p. 162-88.
- SVAROVSKY, L (1990) Hydrocyclones. In: SVAROVSKY, L., ed., **Solid-Liquid Separation**, Butterworths & Co. Ltd., 3 th edition.
- SZTABA, K. (1994) The problems of flow classification of very fine grained material. In: IV Southern Hemisphere Meeting on Mineral Technology, Concepción, Chile, p. 135-45.
- SZTABA, K. (1997) The problems of flow classification of very fine grained material. In: 5th Southern Hemisphere Meeting on Mineral Technology, Buenos Aires, Argentina, p. 13-6.
- TARR Jr., D.T. (1985) Hydrocyclones. In: WEISS, N.L., ed. **SME Mineral Processing Handbook**, AIME, Section 3D, chapter 2, p. 3D10-3D45.
- TERRA, A. (1938) Essay d'une théorie de la lavage. **Révue de l'industrie Minerale**, v. 18, p. 383-403.
- TRAWISKY; H. (1976) Theory, applications, and practical operation of hydrocyclones. **Engineering and Mining Journal**, September, p. 115- 127.
- UPADRASHTA, K.R.; KETCHAM, V.J.; MILLER, D.J. (1987) Tangential velocity profile for pseudoplastic power-law fluids in the hydrocyclone - a theoretical derivation. **International Journal of Mineral Processing**, v. 20, p. 309-18.
- VALERY JÚNIOR, W.; EVELIN, S.S.; OLIVEIRA, R.N. (1990) Comparação de técnicas de análise granulométrica de partículas finas e ultrafinas. IN: Simpósio EPUSP de Caracterização Tecnológica na Engenharia e Indústria Mineral, São Paulo, p. 179-209.
- VALERY JÚNIOR, W. (1998) Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre - JKMRRC, Brisbane, Austrália. **Comunicação pessoal**.
- VALLEBUONA, G.; CASALI, A.; LEAL, O. (1994) Clasificación con hidrociclones de pequeño diametro. **Minerales**, v. 49, nº 205, p. 45-55.
- VALLEBUONA, G.; CASALI, A.; FERRARA, G.; LEAL, O.; BEVILACQUA, P. (1995) Modelling for small diameter hydrocyclones. **Minerals Engineering**, v. 8, nº 3, p. 321-27.
- WILL, B.A. (1992) Classification. In: **Mineral processing technology**. Pergamon Press, 5 th edition, chapter 9, p. 363-406.
- WHITEN, W.J. (1966) Lecture notes for winter school on mineral processing. **Department of Mining & Metallurgy**, University of Queensland, August.

YOSHIOKA, N.; HOTTA, Y.(1955) Liquid cyclone as a hydraulic classifier.
Chemical Engineers Japan. v.19, p. 632-40.

ANEXOS

A N E X O 1

DIFRATOGRAMAS DE ANÁLISES QUÍMICAS

Quantified peaks in c:\superq\data\785_0_50.pks

Summary of results

Sample:	785/0,5:7
Measured:	5/07/99 17:07
Quantified:	5/07/99 17:49
Sum:	90, %
RMS:	0,006
Used lines:	13
Quantifiable:	Mg Al Si P S Ca Ti Mn Fe Sr Nb Ba Nd
Traces:	Na Cr Co Cu Y Zr Sn Pr Gd Dy Th U

ALIMENTAÇÃO
CIRCUITO DESLAMAGEM
FINOS NATURAIS

Concentrations in sample 785/0,5:7

Analyte	Type	Calibration status	Compound	Concentration (%)	Calculation method
	Flux	Not matched	Li2B4O7	1300,	Fixed
Mg	Sample	Calibrated	MgO	1,332	Calculate
Al	Sample	Calibrated	Al2O3	4,068	Calculate
Si	Sample	Calibrated	SiO2	6,717	Calculate
P	Sample	Calibrated	P2O5	11,781	Calculate
S	Sample	Calibrated	SO3	2,698	Calculate
Ca	Sample	Calibrated	CaO	8,767	Calculate
Ti	Sample	Calibrated	TiO2	3,239	Calculate
Mn	Sample	Calibrated	MnO2	3,296	Calculate
Fe	Sample	Calibrated	Fe2O3	40,301	Calculate
Sr	Sample	Calibrated	SrO	0,671	Calculate
Nb	Sample	Calibrated	Nb2O5	0,677	Calculate
Ba	Sample	Calibrated	BaO	5,931	Calculate
Nd	Sample	Calibrated	Nd2O3	0,543	Calculate

Sample preparation

Sample type:	fused bead (Li2B4O7)
Initial weight:	1,00 g
Weight before fusion:	14,00 g
Final weight:	14,00 g
Area ratio:	1,11
Additive/sample:	14,44
Loss on ignition:	No
Normalise:	no
X-ray path:	Vacuum

Quantify parameters

Recipe:	c:\superq\user1\semiq14.rcp
Spectrometer resp. file:	c:\superq\user1\semiq14.sti
Use compound list:	c:\superq\example\semiq.cpl
Apply drift corr.:	No
Disall. elem. set:	None
Disall. lines set:	None
Error weighting:	Absolute
Max. Flow detector intensity:	2000 kcps
Max. <None> detector intensity:	1000 kcps
Max. Scint detector intensity:	1000 kcps

B. Martins

Quantified peaks in c:\superq\data\785_0_50.pks

Disallowed elements

No elements disallowed

Disallowed lines

No lines disallowed

Scan data, quantify parameters and # used lines

Sc #	X-tal	Filter # material um	Collimator # / um	Detector	kV	At. shift	Sign. level	Disall. elem. set	Disall. lines set	Used lines
1	LIF200	3 Brass 100	1 / 150	Scint	50	3	20,0	None	None	2
2	LIF200	None	1 / 150	Flow	50	3	20,0	None	None	5
3	LIF200	None	1 / 150	Flow	30	3	20,0	None	None	1
4	LIF200	None	1 / 150	Flow	24	3	20,0	None	None	0
5	Ge	None	2 / 550	Flow	24	3	20,0	None	None	2
6	PE	None	2 / 550	Flow	24	3	20,0	None	None	1
7	PX1	None	2 / 550	Flow	24	3	20,0	None	None	2
8	PX4	None	3 / 4000	Flow	24	3	20,0	None	None	0
9	PX3	None	3 / 4000	Flow	24	3	20,0	None	None	0

Lines

Line	Used	Measured (kcps)	Calcul. (kcps)	Diff. (kcps)	Scan #	X-tal	Detect.	Filter # material um	kV	mA	Collim. # / um
BKA	No	0,213	0,000	0,213	9	PX3	Flow	None	24	90	3 / 4000
MgKA	Yes	0,568	0,568	0,000	7	PX1	Flow	None	24	90	2 / 550
AlKA	Yes	2,196	2,196	0,000	6	PE	Flow	None	24	90	2 / 550
SiKA	Yes	7,793	7,792	0,000	7	PX1	Flow	None	24	90	2 / 550
PKA	Yes	19,645	19,645	0,001	5	Ge	Flow	None	24	90	2 / 550
SKA	Yes	2,414	2,414	0,000	5	Ge	Flow	None	24	90	2 / 550
CaKA	Yes	11,175	11,174	0,000	3	LIF200	Flow	None	30	70	1 / 150
TIKA	Yes	5,860	5,859	0,000	2	LIF200	Flow	None	50	50	1 / 150
MnKB	Yes	2,006	2,006	0,000	2	LIF200	Flow	None	50	50	1 / 150
FeKA	Yes	244,687	244,681	0,006	2	LIF200	Flow	None	50	50	1 / 150
SrKA	Yes	2,198	2,198	0,000	1	LIF200	Scint	3 Brass 100	50	50	1 / 150
NbKA	Yes	3,541	3,541	0,000	1	LIF200	Scint	3 Brass 100	50	50	1 / 150
BaLA	Yes	4,308	4,308	0,000	2	LIF200	Flow	None	50	50	1 / 150
NdLA	Yes	0,817	0,817	0,000	2	LIF200	Flow	None	50	50	1 / 150

C. S. P. J. J.

Quantified peaks in c:\superq\data\497_80_0.pks

Summary of results

Sample:	497/80	(7UND-AG)
Measured:	11/04/80 15:23	
Quantified:	12/04/80 17:18	
Sum:	94,1 %	
RMS:	0,004	
Used lines:	15	
Quantifiable:	Mg Al Si P S Ca Ti Mn Fe Ni Sr Nb Ba La Nd	
Traces:	K Sc Co Cu Zn Y Zr Sb Pr Dy Th	

15% SOL. NATURAL
BAIXA VISCOSIDADE
Dca 25,4 mm

Concentrations in sample 497/80

Analyte	Type	Calibration status	Compound	Concentration (%)	Calculation method
	Flux	Not matched	Li2B4O7	1400,	Fixed
Mg	Sample	Calibrated	MgO	1,249	Calculate
Al	Sample	Calibrated	Al2O3	4,047	Calculate
Si	Sample	Calibrated	SiO2	7,067	Calculate
P	Sample	Calibrated	P2O5	12,55	Calculate
S	Sample	Calibrated	SO3	2,677	Calculate
Ca	Sample	Calibrated	CaO	9,522	Calculate
Ti	Sample	Calibrated	TiO2	3,755	Calculate
Mn	Sample	Calibrated	MnO2	3,602	Calculate
Fe	Sample	Calibrated	Fe2O3	39,391	Calculate
Ni	Sample	Calibrated	NiO	0,165	Calculate
Sr	Sample	Calibrated	SrO	0,733	Calculate
Nb	Sample	Calibrated	Nb2O5	0,716	Calculate
Ba	Sample	Calibrated	BaO	7,045	Calculate
La	Sample	Calibrated	La2O3	1,006	Calculate
Nd	Sample	Calibrated	Nd2O3	0,544	Calculate

Sample preparation

Sample type:	fused bead (Li2B4O7)
Initial weight:	1,00 g
Weight before fusion:	15,00 g
Final weight:	15,00 g
Area ratio:	1,06
Additive/sample:	14,88
Loss on ignition:	No
Normalise:	no
X-ray path:	Vacuum

Quantify parameters

Recipe:	c:\superq\user1\semitq14.rcp
Spectrometer resp. file:	c:\superq\user1\semitq14.sti
Use compound list:	c:\superq\example\semitq.cpl
Apply drift corr.:	No
Disall. elem. set:	None
Disall. lines set:	None
Error weighting:	Absolute
Max. Flow detector intensity:	2000 kcps
Max. <None> detector intensity:	1000 kcps
Max. Scint detector intensity:	1000 kcps

OSM

Quantified peaks in c:\superq\data\503_80_0.pks

Summary of results

Sample:	503/80	(61 UND - Q.G)
Measured:	12/04/80 16:22	
Quantified:	14/04/80 16:53	
Sum:	92,9 %	
RMS:	0,004	
Used lines:	15	
Quantifiable:	Mg Al Si P S Ca Ti Mn Fe Ni Sr Nb Ba La Nd	
Traces:	Na K Co Cu Zn Y Zr Sb & Cs Gd Dy Hf Th	

35% s.l. NATURAL
 ALTA VISCOSIDADE
 DC= 25,4 mm

Concentrations in sample 503/80

Analyte	Type	Calibration status	Compound	Concentration (%)	Calculation method
	Flux	Not matched	Li2B4O7	1400,	Fixed
Mg	Sample	Calibrated	MgO	1,247	Calculate
Al	Sample	Calibrated	Al2O3	4,144	Calculate
Si	Sample	Calibrated	SiO2	6,125	Calculate
P	Sample	Calibrated	P2O5	13,177	Calculate
S	Sample	Calibrated	SO3	2,617	Calculate
Ca	Sample	Calibrated	CaO	9,7	Calculate
Ti	Sample	Calibrated	TiO2	2,967	Calculate
Mn	Sample	Calibrated	MnO2	3,481	Calculate
Fe	Sample	Calibrated	Fe2O3	39,358	Calculate
Ni	Sample	Calibrated	NiO	0,17	Calculate
Sr	Sample	Calibrated	SrO	0,748	Calculate
Nb	Sample	Calibrated	Nb2O5	0,689	Calculate
Ba	Sample	Calibrated	BaO	7,1	Calculate
La	Sample	Calibrated	La2O3	0,865	Calculate
Nd	Sample	Calibrated	Nd2O3	0,533	Calculate

Sample preparation

Sample type:	fused bead (Li2B4O7)
Initial weight:	1,00 g
Weight before fusion:	15,00 g
Final weight:	15,00 g
Area ratio:	1,08
Additive/sample:	15,07
Loss on ignition:	No
Normalise:	no
X-ray path:	Vacuum

Quantify parameters

Recipe:	c:\superq\user1\semaq14.rcp
Spectrometer resp. file:	c:\superq\user1\semaq14.sti
Use compound list:	c:\superq\example\semaq.cpl
Apply drift corr.:	No
Disall. elem. set:	None
Disall. lines set:	None
Error weighting:	Absolute
Max. Flow detector intensity:	2000 kcps
Max. <None> detector intensity:	1000 kcps
Max. Scint detector intensity:	1000 kcps

cbt

Quantified peaks in c:\superq\data\500_00_0.pks

Summary of results

Sample:	500/00
Measured:	11/04/00 16:56
Quantified:	13/04/00 16:56
Sum:	93,7 %
RMS:	0,006
Used lines:	14
Quantifiable:	Mg Al Si P S Ca Ti Mn Fe Sr Nb Ba La Nd
Traces:	K Cr Co Cu Zn Y Ru Cs Pr Gd Dy Hf Th

(58011) - Ag) 35% SOL. NATURAL

ALTA VISCOSIDADE

DC = 40,0 mm

Concentrations in sample 500/00

Analyte	Type	Calibration status	Compound	Concentration (%)	Calculation method
	Flux	Not matched	Li2B4O7	1400,	Fixed
Mg	Sample	Calibrated	MgO	1,264	Calculate
Al	Sample	Calibrated	Al2O3	4,537	Calculate
Si	Sample	Calibrated	SiO2	5,781	Calculate
P	Sample	Calibrated	P2O5	14,256	Calculate
S	Sample	Calibrated	SO3	3,067	Calculate
Ca	Sample	Calibrated	CaO	12,305	Calculate
Ti	Sample	Calibrated	TiO2	4,418	Calculate
Mn	Sample	Calibrated	MnO2	2,974	Calculate
Fe	Sample	Calibrated	Fe2O3	34,082	Calculate
Sr	Sample	Calibrated	SrO	0,747	Calculate
Nb	Sample	Calibrated	Nb2O5	0,763	Calculate
Ba	Sample	Calibrated	BaO	7,924	Calculate
La	Sample	Calibrated	La2O3	1,089	Calculate
Nd	Sample	Calibrated	Nd2O3	0,498	Calculate

Sample preparation

Sample type:	fused bead (Li2B4O7)
Initial weight:	1,00 g
Weight before fusion:	15,00 g
Final weight:	15,00 g
Area ratio:	1,07
Additive/sample:	14,94
Loss on ignition:	No
Normalise:	no
X-ray path:	Vacuum

Quantify parameters

Recipe:	c:\superq\user1\semlq14.rcp
Spectrometer resp. file:	c:\superq\user1\semlq14.sti
Use compound list:	c:\superq\example\semlq.cpl
Apply drift corr.:	No
Disall. elem. set:	None
Disall. lines set:	None
Error weighting:	Absolute
Max. Flow detector intensity:	2000 kcps
Max. <None> detector intensity:	1000 kcps
Max. Scint detector intensity:	1000 kcps

Csep

Quantified peaks in c:\superq\data\509_80_0.pks

Summary of results

Sample:	509/80	(79 RUID-VZ)
Measured:	14/04/80 16:40	
Quantified:	18/04/80 14:38	
Sum:	93,2 %	
RMS:	0,005	
Used lines:	15	
Quantifiable:	Mg Al Si P S Ca Ti Mn Fe Ni Sr Nb Ba La Nd	
Traces:	Na K Cu Zn Y t Gd Dy Hf Th	

35% SOL. DISPERSA

BAIXA VISCOSIDADE

DC = 25,4 mm

Concentrations in sample 509/80

Analyte	Type	Calibration status	Compound	Concentration (%)	Calculation method
	Flux	Not matched	Li2B4O7	1400,	Fixed
Mg	Sample	Calibrated	MgO	1,316	Calculate
Al	Sample	Calibrated	Al2O3	4,352	Calculate
Si	Sample	Calibrated	SiO2	5,952	Calculate
P	Sample	Calibrated	P2O5	11,977	Calculate
S	Sample	Calibrated	SO3	2,092	Calculate
Ca	Sample	Calibrated	CaO	9,57	Calculate
Ti	Sample	Calibrated	TiO2	3,526	Calculate
Mn	Sample	Calibrated	MnO2	3,736	Calculate
Fe	Sample	Calibrated	Fe2O3	41,002	Calculate
Ni	Sample	Calibrated	NiO	0,174	Calculate
Sr	Sample	Calibrated	SrO	0,65	Calculate
Nb	Sample	Calibrated	Nb2O5	0,638	Calculate
Ba	Sample	Calibrated	BaO	6,55	Calculate
La	Sample	Calibrated	La2O3	1,147	Calculate
Nd	Sample	Calibrated	Nd2O3	0,55	Calculate

Sample preparation

Sample type:	fused bead (Li2B4O7)
Initial weight:	1,00 g
Weight before fusion:	15,00 g
Final weight:	15,00 g
Area ratio:	1,07
Additive/sample:	15,02
Loss on ignition:	No
Normalise:	no
X-ray path:	Vacuum

Quantify parameters

Recipe:	c:\superiq\user1\semitq14.rcp
Spectrometer resp. file:	c:\superiq\user1\semitq14.sti
Use compound list:	c:\superiq\example\semitq.cpl
Apply drift corr.:	No
Disall. elem. set:	None
Disall. lines set:	None
Error weighting:	Absolute
Max. Flow detector intensity:	2000 kcps
Max. <None> detector intensity:	1000 kcps
Max. Scint detector intensity:	1000 kcps

Quantified peaks in c:\superq\data\506_80_0.pks

Summary of results

Sample:	506/80
Measured:	13/04/80 16:30
Quantified:	18/04/80 13:58
Sum:	95,2 %
RMS:	0,004
Used lines:	15
Quantifiable:	Mg Al Si P S K Ca Ti Mn Fe Ni Sr Nb Ba Nd
Traces:	Na Sc Cr Co Cu Y Zr Ru Gd Hf

(76UND-AG) 35% sol. DISPENSA
 BAIXA VISCOSIDADE
 Dc = 40,0 mm

Concentrations in sample 506/80

Analyte	Type	Calibration status	Compound	Concentration (%)	Calculation method
	Flux	Not matched	LI2B407	1400,	Fixed
Mg	Sample	Calibrated	MgO	1,511	Calculate
Al	Sample	Calibrated	Al2O3	4,737	Calculate
Si	Sample	Calibrated	SiO2	6,255	Calculate
P	Sample	Calibrated	P2O5	14,232	Calculate
S	Sample	Calibrated	SO3	3,252	Calculate
K	Sample	Calibrated	K2O	0,228	Calculate
Ca	Sample	Calibrated	CaO	11,04	Calculate
Ti	Sample	Calibrated	TiO2	6,585	Calculate
Mn	Sample	Calibrated	MnO2	2,993	Calculate
Fe	Sample	Calibrated	Fe2O3	34,291	Calculate
Ni	Sample	Calibrated	NiO	0,146	Calculate
Sr	Sample	Calibrated	SrO	0,753	Calculate
Nb	Sample	Calibrated	Nb2O5	0,716	Calculate
Ba	Sample	Calibrated	BaO	7,984	Calculate
Nd	Sample	Calibrated	Nd2O3	0,514	Calculate

Sample preparation

Sample type:	fused bead (LI2B407)
Initial weight:	1,00 g
Weight before fusion:	15,00 g
Final weight:	15,00 g
Area ratio:	1,05
Additive/sample:	14,7
Loss on ignition:	No
Normalise:	no
X-ray path:	Vacuum

Quantify parameters

Recipe:	c:\superq\user1\semiq14.rcp
Spectrometer resp. file:	c:\superq\user1\semiq14.sti
Use compound list:	c:\superq\example\semiq.cpl
Apply drift corr.:	No
Disall. elem. set:	None
Disall. lines set:	None
Error weighting:	Absolute
Max. Flow detector intensity:	2000 kcps
Max. <None> detector intensity:	1000 kcps
Max. Scint detector intensity:	1000 kcps

Quantified peaks in c:\superq\data\515_80_0.pks

Summary of results

Sample:	515/80	(408 UND-V3)
Measured:	18/04/80 15:00	
Quantified:	18/04/80 16:06	
Sum:	91,5 %	
RMS:	0,005	
Used lines:	13	
Quantifiable:	Mg Al Si P S Ca Ti Mn Fe Sr Nb Ba Nd	
Traces:	Na K Cr Co Ni Cu Y h Pr Gd Dy Er Th	

15% SOL. ESPESADA
COM GLICERINA

MÉDIA VISCOSIDADE

Dc: 25,4 mm

Concentrations in sample 515/80

Analyte	Type	Calibration status	Compound	Concentration (%)	Calculation method
	Flux	Not matched	Li2B4O7	1400,	Fixed
Mg	Sample	Calibrated	MgO	1,551	Calculate
Al	Sample	Calibrated	Al2O3	4,134	Calculate
Si	Sample	Calibrated	SiO2	6,455	Calculate
P	Sample	Calibrated	P2O5	12,065	Calculate
S	Sample	Calibrated	SO3	2,171	Calculate
Ca	Sample	Calibrated	CaO	9,603	Calculate
Ti	Sample	Calibrated	TiO2	3,484	Calculate
Mn	Sample	Calibrated	MnO2	3,502	Calculate
Fe	Sample	Calibrated	Fe2O3	40,396	Calculate
Sr	Sample	Calibrated	SrO	0,688	Calculate
Nb	Sample	Calibrated	Nb2O5	0,678	Calculate
Ba	Sample	Calibrated	BaO	6,207	Calculate
Nd	Sample	Calibrated	Nd2O3	0,529	Calculate

Sample preparation

Sample type:	fused bead (Li2B4O7)
Initial weight:	1,00 g
Weight before fusion:	15,00 g
Final weight:	15,00 g
Area ratio:	1,09
Additive/sample:	15,31
Loss on ignition:	No
Normalise:	no
X-ray path:	Vacuum

Quantify parameters

Recipe:	c:\superq\user1\semiq14.rcp
Spectrometer resp. file:	c:\superq\user1\semiq14.sti
Use compound list:	c:\superq\example\semiq.cpl
Apply drift corr.:	No
Disall. elem. set:	None
Disall. lines set:	None
Error weighting:	Absolute
Max. Flow detector intensity:	2000 kcps
Max. <None> detector intensity:	1000 kcps
Max. Scint detector intensity:	1000 kcps

A N E X O 2

ESTUDO DE REOLOGIA DAS POLPAS:

TAXA DE CISALHAMENTO

TENSÃO DE CISALHAMENTO

VISCOSIDADE

Reômetro HAAKE RS100
REOLOGIA DAS POLPAS

15% SOL. NAT. BAIXA VISC.			25% SOL. NAT. MEDIA VISC.		
TAXA	TENSAO	VISC.	TAXA	TENSAO	VISC.
3805	7,22	1,90	3805	14,83	3,90
3101	6,10	1,97	3101	12,71	4,10
2526	5,15	2,04	2526	10,86	4,30
2057	4,38	2,13	2058	9,46	4,60
1677	3,79	2,26	1677	8,38	5,00
1366	3,26	2,39	1366	7,37	5,40
1114	2,84	2,56	1113	6,56	5,90
907	2,46	2,72	907	5,80	6,40
739	2,18	2,95	739	5,17	7,00
602	1,91	3,18	602	4,69	7,80
490	1,67	3,41	490	4,21	8,60
400	1,49	3,73	400	3,84	9,60
326	1,32	4,07	326	3,52	10,80
266	1,19	4,49	266	3,21	12,10
216	1,06	4,94	216	2,95	13,70
176	0,96	5,50	176	2,74	15,60
144	0,87	6,10	144	2,54	17,70
117	0,79	6,82	117	2,37	20,30
95	0,72	7,64	95	2,23	23,50
78	0,67	8,61	78	2,10	27,00
63	0,60	9,67	63	1,98	31,50
52	0,56	10,84	52	1,90	36,70
42	0,52	12,44	42	1,80	43,00
34	0,48	14,13	34	1,71	50,40
28	0,44	15,78	28	1,63	58,30
23	0,40	17,79	23	1,58	69,10
18	0,36	20,03	18	1,49	83,00
15	0,35	21,91	16	1,54	96,70
12	0,29	24,59	12	1,37	114,70
10	0,27	27,18	10	1,37	137,50

$$\text{Tensão} = a (\text{Taxa})^n$$

a = 0,026739
n = 0,673256
R2 = 0,99293

$$\text{Tensão} = a (\text{Taxa})^n$$

a = 0,171769
n = 0,530622
R2 = 0,97825

Reômetro HAAKE RS100
REOLOGIA DAS POLPAS

35% SOL. NAT. ALTA VISC.			35% SOL. DISP. MEDIA VISC.		
TAXA	TENSAO	VISC.	TAXA	TENSAO	VISC.
3805	31,69	8,33	3805	16,93	4,45
3101	28,09	9,06	3101	14,67	4,73
2526	25,05	9,92	2526	12,78	5,06
2058	22,49	10,93	2058	11,24	5,46
1677	20,32	12,12	1677	9,94	5,93
1366	18,40	13,47	1366	8,88	6,50
1113	16,75	15,05	1113	7,98	7,17
907	15,34	16,92	907	6,97	7,68
739	14,10	19,08	739	6,24	8,44
602	13,02	21,63	602	5,47	9,08
490	12,07	24,64	490	4,95	10,11
400	11,26	28,17	400	4,67	11,67
326	10,55	32,37	326	4,20	12,87
266	9,94	37,40	266	4,07	15,31
216	9,37	43,42	216	3,70	17,11
176	8,93	50,77	176	3,52	20,02
144	8,60	59,75	144	3,44	23,87
117	8,14	69,63	117	3,25	27,79
95	7,83	82,50	95	3,09	32,48
78	7,63	97,87	78	3,05	39,08
63	7,40	117,60	63	2,88	45,74
52	7,21	138,70	52	2,80	53,91
42	6,97	165,90	42	2,65	63,07
34	6,76	198,70	34	2,51	73,94
28	6,62	236,30	28	2,50	89,19
26	6,70	257,70	23	2,47	107,47
18	6,24	346,50	19	2,44	128,45
14	6,39	456,70	15	2,40	159,67
13	6,28	483,00	13	2,49	191,89
			11	2,44	221,53

Tensão = $a \cdot (Taxa)^n$

a= 1,49486
n= 0,3568216
R2= 0,95341

Tensão = $a \cdot (Taxa)^n$

a= 0,328849
n= 0,46579
R2= 0,95468

Reômetro HAAKE RS100
REOLOGIA DAS POLPAS

35% SOL. DISP. BAIXA VISC.			15% SOL. ESP. MÉDIA VISC.		
			ESPESSADA CMC		
TAXA	TENSAO	VISC.	TAXA	TENSAO	VISC.
3805	6,89	1,81	3805	63,29	16,63
3101	5,80	1,87	3101	52,75	17,01
2526	4,88	1,93	2526	44,74	17,71
2058	4,05	1,97	2058	38,63	18,77
1677	3,42	2,04	1677	32,89	19,61
1366	2,87	2,10	1366	28,69	21,00
1113	2,45	2,20	1113	24,68	22,17
907	2,06	2,27	907	20,90	23,04
739	1,77	2,39	739	17,64	23,87
602	1,52	2,53	602	15,15	25,17
490	1,31	2,67	490	13,30	27,15
400	1,12	2,80	400	11,80	29,50
326	0,96	2,96	326	10,44	32,03
266	0,83	3,12	266	9,24	34,72
216	0,73	3,40	216	8,13	37,65
176	0,64	3,62	176	7,18	40,77
144	0,56	3,88	144	6,35	44,12
117	0,48	4,08	117	5,57	47,57
95	0,41	4,30	95	5,06	53,26
78	0,36	4,60	78	4,48	57,40
63	0,31	4,97	63	3,89	61,82
52	0,27	5,25	52	3,57	68,69
42	0,24	5,77	42	3,21	76,42
34	0,21	6,20	34	2,86	83,99
28	0,18	6,53	28	2,52	90,02
23	0,17	7,18	23	2,32	100,91
18	0,14	7,95	18	1,98	110,16
15	0,12	8,30	15	1,78	118,53
12	0,11	9,12	12	1,59	132,87
10	0,10	10,00	11	1,54	140,00

$$\text{Tensão} = a (\text{Taxa})^n$$

a = 0,008655
n = 0,80851
R2 = 0,99889

$$\text{Tensão} = a (\text{Taxa})^n$$

a = 0,149723
n = 0,72971
R2 = 0,99774

Reômetro HAAKE RS100
REOLOGIA DA POLPA

15% SOL. ESP. MÉDIA VISC. ESPESSADA GLICERINA		
TAXA	TENSAO	VISC.
3805	112,63	29,60
3101	91,88	29,63
2526	75,27	29,80
2058	61,86	30,06
1677	51,03	30,43
1366	42,11	30,83
1113	34,89	31,35
907	29,17	32,16
739	24,52	33,18
602	20,59	34,20
490	17,31	35,33
400	14,58	36,44
326	12,26	37,62
266	10,44	39,25
216	8,84	40,93
176	7,50	42,61
144	6,41	44,50
117	5,46	46,67
95	4,74	49,85
78	4,10	52,62
63	3,55	56,30
52	3,18	61,16
42	2,74	65,16
34	2,41	71,02
28	2,18	77,68
23	1,93	83,85
18	1,65	91,66
15	1,51	100,60
12	1,34	112,00

$$\text{Tensão} = a (\text{Taxa})^n$$

a = 0,057056
n = 0,91838
R2 = 0,99902

A N E X O 3

PARTIÇÃO REAL: VALORES OBSERVADOS

VALORES OBSERVADOS

Fração		15% sólidos natural baixa viscosidade																	
		microciclone 25,4 mm						microciclone 40,0 mm						microciclone 50,8 mm					
Granulom.	Abertura (µm)	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	
(dl)		p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=65psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=25psi (%)	
Ensaio		7R	8	9	201	4	5	6	1R	2	3R								
	35,56	100,00	100,00	100,00	100,00	98,26	100,00	98,95	99,41	100,00	100,00	99,41	100,00	99,41	100,00	100,00	100,00	100,00	
	26,20	100,00	100,00	100,00	100,00	88,14	94,54	91,32	92,55	92,12	93,96	92,55	92,12	92,55	92,12	92,12	93,96	92,55	
	19,31	99,18	98,54	99,09	100,00	80,81	86,79	85,17	86,03	84,91	86,64	86,03	84,91	86,03	84,91	84,91	86,64	86,03	
	14,22	97,17	95,89	95,32	98,30	72,13	77,41	77,48	78,66	76,68	78,68	78,66	76,68	78,66	76,68	76,68	78,68	78,66	
	10,48	94,64	92,50	91,30	93,67	62,78	66,09	67,87	70,94	67,54	69,67	70,94	67,54	70,94	67,54	67,54	69,67	70,94	
	7,72	91,77	88,74	87,25	89,92	54,08	55,08	58,02	59,52	58,35	60,49	59,52	58,35	59,52	58,35	58,35	60,49	59,52	
	5,69	89,22	85,66	83,88	86,08	47,75	46,77	49,68	53,72	50,67	52,50	53,72	50,67	53,72	50,67	50,67	52,50	53,72	
	4,19	87,46	83,69	81,43	82,77	44,06	41,95	44,42	49,18	45,69	47,24	49,18	45,69	49,18	45,69	45,69	47,24	49,18	
	3,09	86,88	82,93	80,95	81,13	42,97	40,05	42,13	47,35	43,70	44,81	47,35	43,70	47,35	43,70	43,70	44,81	47,35	
	2,28	86,40	82,22	80,54	79,74	43,91	38,90	42,23	49,91	42,64	46,94	49,91	42,64	49,91	42,64	42,64	46,94	49,91	
	1,68	85,49	80,76	77,97	77,51	44,19	37,65	42,17	47,66	40,79	44,47	47,66	40,79	47,66	40,79	40,79	44,47	47,66	
	1,24	85,25	80,30	77,05	76,43	43,48	37,69	41,95	47,35	40,69	43,36	47,35	40,69	47,35	40,69	40,69	43,36	47,35	
	0,91	88,37	84,42	79,07	78,18	44,38	33,63	38,27	44,37	41,45	40,94	44,37	41,45	44,37	41,45	41,45	40,94	44,37	
	0,67	87,55	82,89	78,20	79,90	42,89	34,52	37,42	44,10	40,81	40,10	44,10	40,81	44,10	40,81	40,81	40,10	44,10	
	0,49	86,11	80,71	76,53	78,26	39,71	38,19	37,25	43,63	40,28	39,22	43,63	40,28	43,63	40,28	40,28	39,22	43,63	
	-0,49	85,49	80,50	77,40	77,68	43,04	39,02	42,02	48,61	44,43	45,13	48,61	44,43	48,61	44,43	44,43	45,13	48,61	

VALORES OBSERVADOS

Fração Granulom.	35% sólidos natural alta viscosidade												
	microciclone 25,4 mm				microciclone 40,0 mm				microciclone 50,8 mm				
	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	
(dl)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=65psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)
Ensaio	61	62	63	209	58	59	60	55	56	57R	55	56	57R
35,56	94,27	96,20	100,00	98,81	81,58	82,10	90,46	76,92	85,88	94,90	76,92	85,88	94,90
26,20	88,06	89,95	94,79	92,87	66,65	69,90	79,41	62,63	71,30	79,62	62,63	71,30	79,62
19,31	84,46	86,07	90,25	88,92	59,56	62,30	72,00	56,03	62,37	71,07	56,03	62,37	71,07
14,22	80,46	82,22	85,24	84,12	53,20	55,12	65,14	50,87	55,83	60,74	50,87	55,83	60,74
10,48	77,37	78,15	79,81	78,73	48,73	50,00	60,09	48,21	49,09	54,24	48,21	49,09	54,24
7,72	75,11	75,13	75,41	74,06	45,57	46,50	56,16	46,55	48,01	50,89	46,55	48,01	50,89
5,69	73,56	73,10	72,52	70,73	43,90	44,44	53,78	45,52	47,10	49,30	45,52	47,10	49,30
4,19	72,68	71,93	71,23	68,75	43,53	43,82	53,05	45,60	46,94	48,63	45,60	46,94	48,63
3,09	73,15	72,01	71,37	68,35	43,85	44,18	53,23	45,80	47,18	48,83	45,80	47,18	48,83
2,28	73,14	72,03	71,35	67,91	43,83	41,78	51,04	43,87	46,90	47,89	43,87	46,90	47,89
1,68	72,70	70,95	70,05	66,45	43,29	39,89	48,92	41,86	46,97	48,14	41,86	46,97	48,14
1,24	72,65	70,52	70,19	66,48	42,80	40,40	49,08	42,30	47,54	48,82	42,30	47,54	48,82
0,91	72,82	70,25	70,44	66,89	42,68	45,51	53,62	47,50	47,47	48,57	47,50	47,47	48,57
0,67	73,80	70,77	70,64	66,87	42,49	45,00	53,99	47,28	48,15	48,88	47,28	48,15	48,88
0,49	72,56	71,75	70,54	67,07	42,51	43,78	54,91	46,16	48,55	49,99	46,16	48,55	49,99
-0,49	74,38	74,17	71,31	68,65	46,11	46,37	58,53	48,64	46,58	48,59	48,64	46,58	48,59

VALORES OBSERVADOS

Fração Granulom.	35% sólidos dispersa média viscosidade															
	microciclone 25,4 mm					microciclone 40,0 mm					microciclone 50,8 mm					
	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	
(di)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=65psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)
Ensaio	70	71	72R	208	67	68	69	64	65	66	64	65	66	64	65	66
35,56	100,00	100,00	100,00	100,00	92,13	96,95	96,10	95,94	94,84	98,28	95,94	94,84	98,28	95,94	94,84	98,28
26,20	97,66	100,00	99,02	98,09	78,73	82,38	82,35	79,79	81,20	86,88	79,79	81,20	86,88	79,79	81,20	86,88
19,31	93,03	95,77	94,79	93,86	71,52	73,31	73,75	70,49	72,78	78,93	70,49	72,78	78,93	70,49	72,78	78,93
14,22	89,39	91,10	90,36	90,30	63,63	63,44	64,79	60,37	64,08	70,14	60,37	64,08	70,14	60,37	64,08	70,14
10,48	85,44	86,21	85,74	86,24	56,13	54,99	56,47	52,15	56,87	61,72	52,15	56,87	61,72	52,15	56,87	61,72
7,72	81,78	81,63	81,37	82,14	50,57	49,33	50,25	47,30	52,06	55,64	47,30	52,06	55,64	47,30	52,06	55,64
5,69	79,37	78,36	78,20	78,67	47,38	45,68	46,10	44,72	48,99	51,68	44,72	48,99	51,68	44,72	48,99	51,68
4,19	77,84	76,21	76,32	76,42	46,16	43,68	44,10	43,85	47,70	50,14	43,85	47,70	50,14	43,85	47,70	50,14
3,09	77,59	75,42	75,80	75,56	46,65	43,82	44,02	44,33	48,13	50,51	44,33	48,13	50,51	44,33	48,13	50,51
2,28	77,47	74,84	75,34	73,09	49,49	48,53	43,98	44,41	48,27	50,75	44,41	48,27	50,75	44,41	48,27	50,75
1,68	76,27	73,62	73,88	68,82	45,24	46,62	42,22	43,54	46,84	49,48	43,54	46,84	49,48	43,54	46,84	49,48
1,24	75,68	73,51	73,52	68,22	44,59	45,61	44,23	43,77	46,52	49,35	43,77	46,52	49,35	43,77	46,52	49,35
0,91	79,57	81,77	79,39	74,73	45,17	45,47	47,47	48,51	51,49	53,76	48,51	51,49	53,76	48,51	51,49	53,76
0,67	77,66	79,54	76,67	73,32	44,67	43,35	45,06	47,58	49,64	52,35	47,58	49,64	52,35	47,58	49,64	52,35
0,49	76,35	76,18	74,76	72,83	44,24	40,71	41,11	44,98	46,10	49,48	44,98	46,10	49,48	44,98	46,10	49,48
-0,49	76,83	73,07	74,25	74,36	48,99	43,51	42,51	44,09	48,10	50,98	44,09	48,10	50,98	44,09	48,10	50,98

VALORES OBSERVADOS

Fração Granulom. Abertura (μ m) (di)	35% sólidos dispersa baixa viscosidade												
	microciclone 25,4 mm				microciclone 40,0 mm				microciclone 50,8 mm				
	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	
	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=65psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=25psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)
Ensaio	79R	80	81	207	76R	77	78R	73R	74	75R	74	75R	75R
35,56	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
26,20	100,00	100,00	100,00	100,00	90,66	91,54	90,13	100,00	97,76	97,77	97,76	97,76	97,77
19,31	98,28	100,00	98,47	100,00	84,26	84,52	84,02	98,11	90,47	89,45	90,47	83,23	81,19
14,22	93,75	98,60	94,59	98,78	76,51	76,85	76,91	88,30	74,62	71,81	76,97	74,62	71,81
10,48	89,48	93,31	91,10	94,20	67,54	68,12	68,08	76,97	65,34	61,87	65,85	65,34	61,87
7,72	85,18	88,08	87,34	89,36	58,63	59,21	58,95	65,85	57,22	52,99	56,30	57,22	52,99
5,69	81,67	83,55	83,49	84,51	51,47	52,05	51,42	56,30	47,22	47,18	50,33	51,98	47,18
4,19	79,56	80,41	80,66	80,87	47,46	47,28	46,71	47,46	47,22	47,18	50,33	51,98	47,18
3,09	78,77	78,53	79,41	78,94	46,23	45,55	44,93	47,46	47,22	47,18	47,46	50,01	44,49
2,28	78,24	77,40	78,13	77,36	45,55	44,50	41,56	46,42	47,39	40,92	46,42	47,39	40,92
1,68	76,58	75,35	75,91	74,83	43,56	42,72	37,31	45,14	43,37	36,91	45,14	43,37	36,91
1,24	75,99	74,73	74,83	73,74	42,92	42,32	38,95	49,89	42,98	37,33	49,89	42,98	37,33
0,91	78,52	80,94	76,85	83,40	49,99	49,45	42,47	56,02	49,94	44,36	56,02	49,94	44,36
0,67	80,39	79,05	75,86	80,80	47,07	46,28	42,12	54,96	47,83	42,97	54,96	47,83	42,97
0,49	77,33	77,39	75,59	76,21	43,77	42,74	41,64	50,85	46,61	43,05	50,85	46,61	43,05
-0,49	77,13	75,25	75,62	74,06	44,74	43,93	44,77	46,10	48,89	45,85	46,10	48,89	45,85

VALORES OBSERVADOS

Fração Granulom. Abertura (µm) (di)	15% sólidos espessada						microciclone 25,4 mm					
	espessada com CMC			espessada com glicerina			espessada com CMC			espessada com glicerina		
	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.	Partição Obs.
Ensaio	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=65psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=65psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=65psi (%)	p=35psi (%)	p=45psi (%)	p=65psi (%)
	17	18	202	109	110	111						
35,56	92,30	91,68	93,83	87,74	89,08	89,83						
26,20	88,12	89,72	90,05	85,64	85,03	85,75						
19,31	85,94	86,99	87,89	84,30	83,36	84,25						
14,22	83,93	85,23	85,56	83,26	82,26	82,88						
10,48	82,41	83,98	83,48	82,54	81,64	81,82						
7,72	81,64	83,10	81,88	82,21	81,34	81,38						
5,69	81,55	82,61	80,97	82,02	81,06	81,19						
4,19	81,66	82,39	80,48	82,12	81,03	81,26						
3,09	81,97	82,86	80,97	82,17	81,03	81,30						
2,28	82,06	83,04	80,85	82,15	80,89	81,36						
1,68	82,20	83,07	80,72	82,08	80,89	81,32						
1,24	82,25	82,88	80,61	81,96	80,87	81,40						
0,91	82,52	82,18	80,56	81,86	80,99	81,34						
0,67	82,51	82,03	80,45	81,86	80,99	81,11						
0,49	82,44	82,85	80,65	82,10	80,82	81,16						
-0,49	82,95	83,16	81,56	82,27	82,16	82,03						