

UNIVERSIDADE SANTA CECÍLIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
MESTRADO EM ENGENHARIA MECÂNICA

ANTONIO CONCEIÇÃO ALVES SILVA

**INFLUÊNCIA DO *DRAFT TUBE* EM SISTEMAS MECANICAMENTE AGITADOS
PARA HOMOGENEIZAÇÃO DE POLPA DE CALCÁRIO CONTENDO
PARTÍCULAS FINAS**

SANTOS/SP

2014

ANTONIO CONCEIÇÃO ALVES SILVA

**INFLUÊNCIA DO *DRAFT TUBE* EM SISTEMAS MECANICAMENTE AGITADOS
PARA HOMOGENEIZAÇÃO DE POLPA DE CALCÁRIO CONTENDO
PARTÍCULAS FINAS**

Dissertação apresentada à Universidade Santa Cecília como parte dos requisitos para obtenção do título de mestre no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, sob orientação do Prof. Dr. Thiago César de Souza Pinto e coorientação do Prof. Dr. Deovaldo de Moraes Júnior.

SANTOS/SP

2014

Autorizo a reprodução parcial ou total deste trabalho, por qualquer que seja o processo, exclusivamente para fins acadêmicos e científicos.

Silva, Antonio da Conceição Alves da,

Influência do *draft tube* em sistemas mecanicamente agitados para homogeneização de polpa de calcário contendo partículas finas / A. C. A. da Silva
198 p.

Orientador: Prof. Dr. Thiago César de Souza Pinto
Coorientador: Prof. Dr. Deovaldo de Moraes Júnior

Dissertação (Mestrado) - Universidade Santa Cecília, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Santos, SP, 2014

1. Homogeneização. 2. Polpa mineral. 3. *Draft tube*. 4. Potência; 5. Reologia. I. Pinto, Thiago César de Souza II. Moraes Jr, Deovaldo III.
Título: Influência do *draft tube* em sistemas mecanicamente agitados para homogeneização de polpa de calcário contendo partículas finas

Elaborada pelo SIBi – Sistema Integrado de Bibliotecas - Unisanta

DEDICATÓRIA

À minha esposa Anita e aos nossos filhos
Thiago, Andrea e Marcus

AGRADECIMENTOS

A DEUS pela oportunidade, saúde e disposição.

A Universidade Santa Cecília (UNISANTA) por agregar e disponibilizar meios à esta pesquisa;

Ao Prof. Dr. Thiago Cesar Souza Pinto que mais que um orientador foi o amigo de buscas, discussões, descobertas e aprendizado;

Ao coorientador Prof. Dr. Deovaldo de Moraes Jr sempre disposto e disponível no auxílio do desenvolvimento deste trabalho; e a Prof. Dra. Karina Tamião de Campos Roseno pela paciência e objetividade nas horas de dúvidas;

Ao Prof. Dr. Laurindo Leal Filho e equipe pelo auxílio na caracterização físico-químico do material; e aos Eng^{os} Felipe Saez e Sérgio Luiz Leite pelo apoio e auxílio na caracterização reológica do material;

À equipe de montagem, criação e mágica do Laboratório de Operações Unitárias, nas pessoas dos técnicos de laboratório Volnei de Lemos, Gilmar de Alcântara e Irineu da Penha; e a equipe de formandos Eric Ornelas Phillips, Carolina Gonçalves Fernandes, Isabella Eiroz e Vinícius de Andrade Oliveira.

Aos amigos que sempre estiveram me apoiando John Sinden, Manoel Barreto Ribeiro, Vandenberg Soares, Carlos Pinheiro, Paul Anthony Smith e todos que de uma forma ou outra estiveram presentes e contribuíram para a conclusão deste trabalho.

EPÍGRAFE

O que sabemos é uma gota e o que ignoramos é um oceano
Isaac Newton

RESUMO

O objetivo deste trabalho foi avaliar a influência do uso de *draft tube* em tanques mecanicamente agitados, e seus efeitos na estratificação de partículas no interior do tanque e no consumo de potência, para homogeneização de polpa mineral contendo partículas finas. Para tal, foi utilizada uma amostra de calcário com teor de 97,3% p/p de carbonato de cálcio, calcítico, diâmetro médio de partículas de 25,7 μm , proveniente da região de Pains, sul de Minas Gerais. A unidade experimental foi composta por um tanque cilíndrico vertical, com volume de 10 litros, e fundo plano, 4 chicanas radiais a 90°, impelidor do tipo turbina de pás inclinadas, (PBT - *pitched blade turbine*) com 4 pás a 45°. Os *draft tubes*, tubos de sucção de forma cilíndrica, vertical, instalados concentricamente ao tanque e com a seção inferior, na mesma altura do impelidor em relação ao fundo do tanque, sendo utilizados 3 modelos de mesmo diâmetro, 97,89 mm, com alturas de 69,92, 116,54 e 163,16 mm. Foi utilizado motor de 745 W, em balanço, com potenciômetro para controle da rotação. A polpa utilizada nos ensaios de agitação e mistura foi preparada nas concentrações de 40, 50 e 60% em peso, sendo o sistema analisado em um intervalo de rotações a qual variou de 120 a 1.400 rpm. As amostragens de concentração de sólidos foram realizadas no eixo axial a fim de ser determinado o perfil de estratificação dos sólidos ao longo do tanque. A comparação entre os sistemas, somente impelidor e chicanas e impelidor, chicanas e *draft tube*, constatou a tendência de melhora na suspensão e homogeneização dos sólidos com a utilização dos *draft tubes*. Em relação ao consumo de potência, o uso dos acessórios com alturas de 116,54 e 163,16 mm, apresentaram significativa redução, em todos os casos estudados, sendo que o melhor desempenho energético foi alcançado com o *draft tube* de 163,16 mm, que resultou na redução de consumo de 59, 53 e 29%, para as concentrações de 40, 50 e 60% p/p, respectivamente, na rotação de 1.400 rpm, em relação ao sistema somente com impelidor e chicanas. A relação entre homogeneização e consumo de potência, permitiu concluir que a influência do uso de *draft tube* atendeu principalmente a uma melhora na eficiência energética, em função da altura do acessório, do comportamento do fluido e das condições de processo avaliadas. Considerando os *draft tubes* utilizados, o acessório com altura de 116,54 mm, representou a altura mínima necessária para a redução do consumo de potência, no atual processo de suspensão e homogeneização dos sólidos.

Palavras-chave: Homogeneização. Polpa mineral. *Draft tube*. Potência. Reologia.

ABSTRACT

The objective of this study was to evaluate the use of draft tube in mechanically agitated tanks and their effects on the stratification of particles inside the tank and the power consumption for mixing mineral pulp containing fine particles. To this end, a sample of limestone content of 97.3% w/w of calcium carbonate, average particle diameter of 25.7 microns, calcite, from the region of Pains, southern Minas Gerais was used. The experimental unit consisted of a vertical cylindrical tank with a volume of 10 liters and flat bottom, four radial baffles at 90°, impeller type pitched blade turbine (PBT) 4 blades at 45°. The draft tubes, suction tubes cylindrical, vertical, installed concentrically to the tank and the bottom section of the impeller at the same height relative to the bottom of the tank, 3 models of the same diameter, 97.89 mm were used, with heights of 69.92, 116.54 and 163.16 mm. A 745 W engine was used in balance with potentiometer for speed control. The pulp used in the tests was prepared by stirring and mixing at concentrations of 40, 50 and 60 % by weight, the system being analyzed over a range of speeds ranging 120 to 1,400 rpm. Samplings of the concentration of solids in the axial axis were performed to be certain stratification of the solid profile along the tank. The comparison between the systems, only the impeller and baffles and impeller, baffles and draft tube, found a trend toward improvement in suspension and homogenization of solids with the use of draft tubes. Regarding the power consumption, the use of accessories with heights of 116.54 and 163.16 mm, were significantly reduced in all cases studied, the best energy performance was achieved with the draft tube of 163.16 mm, which resulted in the reduction of consumption of 59, 53 and 29% for concentrations of 40, 50 and 60% w/w, respectively, at rotation of 1,400 rpm, in relation to the system only with baffles and impeller. The relationship between homogenization and power consumption, showed that the influence of the use of draft tube attended mainly to an improvement in energy efficiency, according to the height of the attachment, the behavior of the fluid and process conditions evaluated. Whereas the draft tubes used, the attachment height of 116.54 mm, represented the minimum height required for the reduction of power consumption in the current process of homogenization and suspension of solids.

Keywords: Homogeneity. Mineral pulp. Draft tube. Power. Rheology.

LISTA DE TABELAS

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Tabela 2.1 - Consumo de potência em chicanas em sistemas de agitação.....	20
Tabela 2.2 - Dimensões das chicanas de acordo com diversos autores.....	21
Tabela 2.3 - Relações para sistema de agitação com <i>draft tube</i>	26
Tabela 2.4 - Relações para dimensionamento de impelidores radiais do tipo Rushton <i>disk turbine</i>	28
Tabela 2.5 - Dimensões usuais para impelidores axiais tipo PBT.....	30
Tabela 2.6 - Relações usuais para projeto de sistema de agitação.....	32
Tabela 2.7 - Eficiência hidráulica do impelidor - E_P	37
Tabela 2.8 - Número de Potência e de Bombeamento para impelidores.....	38
Tabela 2.9 - Índice de agitação para suspensão de sólidos	40
Tabela 2.10 - Coeficiente de arraste e regime de fluxo.....	45
Tabela 2.11 - Valores de k_s para impelidores	55

3- MATERIAL E MÉTODOS

Tabela 3.1 - Composição química do carbonato de cálcio.....	60
Tabela 3.2 - Resultados da análise - difratômetro de raio X.....	61
Tabela 3.3 - Caracterização reológica da polpa de Calcário.....	63
Tabela 3.4 - Dimensões e Relações do conjunto.....	68
Tabela 3.5 - Massas de calcário e água, concentração e densidade da polpa.....	70
Tabela 3.6 - Dimensões, Volume e % de altura dos pontos de amostragem.....	71

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Tabela 4.1 - Potência consumida e N_P para o sistema operando com água.....	75
Tabela 4.2 - Potência consumida e N_P para o sistema operando com polpa a 40% p/p.....	76
Tabela 4.3 - Potência consumida e N_P para o sistema operando com polpa a 50% p/p.....	77
Tabela 4.4 - Potência consumida e N_P para o sistema operando com polpa a 60% p/p.....	77
Tabela 4.5 - Número de Reynolds em função da concentração e rotação.....	79
Tabela 4.6 - Diferença entre os modelos para determinação de N_Q	82
Tabela 4.7 - Velocidade (m/s) ascensional da polpa a 40% p/p em função da área de passagem.....	84

LISTA DE FIGURAS

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

- Figura 2.1 - Sistema de agitação convencional. (A) tanque aberto com fundo plano, (B) tanque fechado com fundo côncavo e (C) tanque aberto com fundo cônico sem chicanas, (H é a altura e T é o diâmetro do tanque) 19
- Figura 2.2 - Representação esquemática das dimensões e espaçamento das chicanas (T é o diâmetro e H a altura do tanque, Z é altura de líquido, J a largura da chicana, A é o espaçamento entre parede e chicana e B é o espaçamento do fundo do tanque a seção inferior da chicana) 20
- Figura 2.3 - Diagrama típico da instalação de sistemas de aquecimento..... 22
- Figura 2.4 - Figura 2.4– Esquema da instalação de *draft tube* (D_{DT} é o diâmetro do *draft tube*, C_{DT} é altura da instalação do acessório ao fundo do tanque e H_{DT} é a altura do *draft tube*, Z é altura do líquido, T é o diâmetro do tanque, d é o diâmetro do impelidor e C a altura da instalação do impelidor ao fundo do tanque) 26
- Figura 2.5 - Diagrama esquemático de impelidores radiais (A) turbina de pás retas (FBT) e (B) Rushton *disk turbine* (L é o comprimento e W é a largura da pá, S é o diâmetro do disco e d o diâmetro do impelidor).... 27
- Figura 2.6 - Correntes de fluxo em tanque com agitador radial..... 28
- Figura 2.7 - Diagrama esquemático de impelidores axiais (A) turbina de pás inclinadas (PBT) e (B) *Hydrofoil*..... 29

Figura 2.8 - Correntes de fluxo em tanques com agitadores axiais - (A) PBT e (B) <i>Hydrofoil</i>	29
Figura 2.9 - Impelidores tipo <i>Hydrofoil</i>	30
Figura 2.10 - Dimensões gerais do sistema de agitação com impelidor tipo PBT, chicanas e <i>draft tube</i> (DDT é o diâmetro e HDT é a altura do <i>draft tube</i> , CDT é a altura fundo do tanque ao <i>draft tube</i> , d é o diâmetro do impelidor, W é a largura da pá, C é altura impelidor ao fundo do tanque, T é o diâmetro e H é a altura do tanque, Z é a altura de líquido, Ja é altura e J é a largura da chicana, A é a distância entre parede do tanque e a chicana e B é distância entre o fundo do tanque e a seção inferior da chicana).....	31
Figura 2.11 - Relação do N_P em função do Número de Reynolds.....	36
Figura 2.12 - Número de bombeamento em função de Re	39
Figura 2.13 - Coeficiente de arraste como função do número de Reynolds.....	45
Figura 2.14 - Curvas de Fluxo	52
Figura 2.15 - Curva de viscosidade em função da taxa de cisalhamento.....	52
Figura 2.16 - Curva de fluxo para fluidos dependentes do tempo	53
Figura 2.17 - Determinação de Re' na curva N_P em função de Re para fluido Newtoniano	56
Figura 2.18 - Reograma e determinação de $\dot{\gamma}_{av}$ a partir da viscosidade aparente....	56

3- MATERIAL E MÉTODOS

Figura 3.1 - Distribuição do diâmetro das partículas.....	61
Figura 3.2 - Reômetro Anton Paar MCR 102.....	62
Figura 3.3 - Curvas reológicas de fluxo da polpa de calcário em função da concentração.....	64
Figura 3.4 - Relação viscosidade aparente em função da concentração à determinada taxa de cisalhamento.....	64
Figura 3.5 - Relação da tensão de escoamento em função da concentração.....	65
Figura 3.6 - Viscosidade aparente em função da taxa de cisalhamento com polpa a 46,7% v/v.....	65
Figura 3.7 - Curvas de viscosidade aparente em função da concentração.....	66
Figura 3.8 - Conjunto mecanicamente agitado.....	67
Figura 3.9 - Instalação dos <i>draft tubes</i> , (A) DT3, (B) DT5 e (C) DT7, em relação à altura de polpa.....	67
Figura 3.10 - Sistema de agitação mecânica sem <i>draft tube</i> carregado com sólido.	68
Figura 3.11 - Impelidor axial 4PBT45 utilizado.....	69
Figura 3.12 - <i>Draft tubes</i> utilizados (DT7 e DT5)	69
Figura 3.13 - Croqui dos pontos de amostragem.....	71
Figura 3.14 - Amostrador tipo pipeta.....	71

Figura 3.15 - Pera com controle.....	72
--------------------------------------	----

Figura 3.16 - Tacômetro e Dinamômetro.....	72
--	----

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Figura 4.1 - Dimensões do impelidor (4PBT45)	74
--	----

Figura 4.2 - Número de Potência, N_P , em função do número de Reynolds para fluido Newtoniano.....	75
--	----

Figura 4.3 - Locação do N_P da polpa, 40% p/p e 800 rpm, na curva N_P em função de Re para água.....	76
--	----

Figura 4.4 - Curva de fluxo com ajuste linear para polpa a 40% p/p.....	77
---	----

Figura 4.5 - Curva de fluxo com ajuste linear para polpa a 50% p/p.....	78
---	----

Figura 4.6 - Curva de fluxo com ajuste linear para polpa a 60% p/p.....	78
---	----

Figura 4.7 - N_Q em função de Re para curva D/T igual a 0,33 modificada.....	80
--	----

Figura 4.8 - N_Q em função de Re para curva D/T igual a 0,33 modificada	81
---	----

Figura 4.9 - Divisão das áreas do tanque para determinação de velocidade.....	83
---	----

Figura 4.10 - Qualidade da suspensão em função de $Fr^*(C/T)$ a 40 %p/p.....	86
--	----

Figura 4.11 - Qualidade da suspensão em função de $Fr^*(C/T)$ a 50 %p/p.....	86
--	----

Figura 4.12 - Qualidade da suspensão em função de $Fr^*(C/T)$ a 60 %p/p.....	87
--	----

Figura 4.13 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 40% p/p e a 120 rpm.....	88
Figura 4.14 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 40% p/p e a 400 rpm.....	89
Figura 4.15 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 50% p/p e a 400 rpm.....	89
Figura 4.16 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 60% p/p e a 400 rpm.....	89
Figura 4.17 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 40% p/p e a 800 rpm.....	90
Figura 4.18 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 50% p/p e a 800 rpm.....	90
Figura 4.19 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 60% p/p e a 800 rpm.....	91
Figura 4.20 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 40% p/p e a 1200 rpm.....	91
Figura 4.21 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 50% p/p e a 1200 rpm.....	92
Figura 4.22 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 60% p/p e a 1200 rpm.....	92
Figura 4.23 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 40% p/p e a 1400 rpm.....	93
Figura 4.24 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 50% p/p e a 1400 rpm.....	93
Figura 4.25 - Distribuição axial de sólidos da polpa a 60% p/p e a 1400 rpm.....	93
Figura 4.26 - Rel. de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 40% p/p e 400 rpm...	95
Figura 4.27 - Rel. de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 40% p/p e 800 rpm....	95
Figura 4.28 - Rel. de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 40% p/p e 1200 rpm.	96
Figura 4.29 - Rel. de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 50% p/p e 400 rpm...	96

Figura 4.30 - Rel. de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 50% p/p e 800 rpm....	97
Figura 4.31 - Rel. de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 50% p/p e 1200 rpm..	97
Figura 4.32 - Rel. de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 60% p/p e 400 rpm...	98
Figura 4.33 - Rel. de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 60% p/p e 800 rpm...	98
Figura 4.34 - Rel. de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 60% p/p e 1200 rpm.	98
Figura 4.35 - Número de Potência, N_P , em função de Re para polpa a 40% p/p ..	100
Figura 4.36 - Número de Potência, N_P , em função de Re para polpa a 50% p/p ..	100
Figura 4.37 - Número de Potência, N_P , em função de Re para polpa a 60% p/p ..	100
Figura 4.38 - Influência da concentração da polpa no consumo de potência sem <i>draft tube</i>	101
Figura 4.39 - Influência da concentração da polpa no consumo de potência para <i>draft tube</i> 30%.....	102
Figura 4.40 - Influência da concentração da polpa no consumo de potência para <i>draft tube</i> 50%.....	102
Figura 4.41 - Influência da concentração da polpa no consumo de potência para <i>draft tube</i> 70%.....	102
Figura 4.42 - Consumo de potência para polpa a concentração de 40% p/p.....	103
Figura 4.43 - Consumo de potência para polpa a concentração de 50% p/p.....	103
Figura 4.44 - Consumo de potência para polpa a concentração de 60% p/p.....	104

Figura 4.45 - Consumo de Potência em função da rotação sem *draft tube*.....104

Figura 4.46 - Consumo de Potência, N_P , em função da rotação para
draft tube 30%..... 105

Figura 4.47 - Consumo de Potência, N_P , em função da rotação para
draft tube 50%..... 105

Figura 4.48 - Consumo de Potência, N_P , em função da rotação para
draft tube 70%..... 106

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Distância da parede à chicana [L]
a, b, c	Expoentes de ajuste [-]
B	Distância do fundo do tanque à chicana [L]
C	Distância do fundo do tanque ao impelidor [L]
C_D	Coeficiente de arraste [-]
C_{DT}	Distância do fundo do tanque a parte inferior do <i>draft tube</i> [L]
C_i	Concentração em peso da polpa na altura Z_i [-]
C_{ij}	Concentração volumétrica local (i - rotação e j a posição) [-]
C_m	Concentração média em peso da polpa no tanque [-]
C_M	Concentração volumétrica média [-]
C_o	Concentração em peso teórica [-]
C_p	Calor específico [$L T^{-2} K^{-1}$]
C_v	Concentração em volume [-]
C_w	Concentração em massa [-]
d	Diâmetro do impelidor [L]
D_{DT}	Diâmetro do <i>draft tube</i> [L]
d_P	Diâmetro da partícula [L]
D_S	Coeficiente de dispersão turbulenta dos sólidos [-]
E_P	Eficiência do impelidor [-]
F	Força [$M L T^{-2}$]
Fr	Número de Froude [-]
Fr^*	Número de Froude modificado [-]
g	Aceleração da gravidade [$L T^{-2}$]
H	Altura do tanque [L]
H_{DT}	Altura do <i>draft tube</i> [L]
H_i	Altura da amostragem [L]
H_o	Altura total de líquido, igual a Z [L]
h_o	Coeficiente externo de troca térmica [$M L T^{-3} K^{-1}$]
J	Largura da chicana [L]
k	Condutividade térmica do fluido [$M L T^{-3} K^{-1}$]

K	Índice de consistência [$F L^{-2} T^n$]
K _h	Fator de forma do aparelho [-]
k _s	Constante de proporcionalidade de Metzner-Otto [-]
KS	Constante geral que representa as relações geométricas do sistema [-]
L	Distância do centro do eixo a ponta da pá do impelidor [L]
m	Número de amostragens [-]
M _L	Massa de água [M]
M _s	Massa de sólido [M]
n	Índice de comportamento, ou de fluxo [-]
N	Rotação do impelidor [T^{-1}]
n _B	Número de pás do impelidor [-]
n _C	Número de chicanas no tanque [-]
N _{JS}	Rotação crítica [T^{-1}]
n _K	Fator de ajuste em função do Re _P [-]
N _P	Número de potência [-]
N _Q	Número de bombeamento [-]
Nu	Número de Nusselt [-]
P	Potência [$M L T^{-3}$]
Pe*	Número de Peclet modificado [-]
Pr	Número de Prandtl [-]
Q	Vazão [$L^3 T^{-1}$]
R	Raio a partir do centro do eixo à posição de medição [L]
Re	Número de Reynolds [-]
Re _P	Número de Reynolds para a partícula [-]
Re _{TL}	Reynolds na transição para laminar/transiente [-]
Re _{TT}	Reynolds na transição turbulento/transiente [-]
RSD	Desvio padrão relativo [-]
S	Diâmetro do disco do impelidor [L]
Sz	Constante adimensional de Zwietering [-]
T	Diâmetro do tanque [L]
t	Espessura da pá do impelidor [L]
V	Volume do tanque [L^3]
V _T	Velocidade livre de sedimentação [$L T^{-1}$]

V_{TS}	Velocidade terminal da partícula [$L\ T^{-1}$]
V_{TS}^1	Velocidade de sedimentação dificultada [$L\ T^{-1}$]
W	Largura da pá do impelidor [L]
Z	Altura de líquido [L]
Z_i	Altura da amostragem no eixo axial do tanque [L]
X	Fração volumétrica dos sólidos em suspensão [-]

Letras Gregas

α	Ângulo das pás [-]
$\dot{\gamma}$	Taxa de cisalhamento (<i>shear rate</i>) [T^{-1}]
$\dot{\gamma}_{av}$	Taxa de cisalhamento média no tanque [T^{-1}]
μ	Viscosidade dinâmica [$M\ L^{-1}\ T^{-1}$]
μ_{ap}	Viscosidade aparente [$M\ L^{-1}\ T^{-1}$]
μ_w	Viscosidade dinâmica junto a parede do tubo [$M\ L^{-1}\ T^{-1}$]
ω	Taxa angular de deslocamento [$L\ T^{-1}$]
$\Delta\rho$	Diferença de densidades [-]
ρ	Densidade [$M\ L^{-3}$]
ρ_L	Densidade do líquido [$M\ L^{-3}$]
ρ_P	Densidade da polpa [$M\ L^{-3}$]
ρ_S	Densidade do sólido [$M\ L^{-3}$]
τ	Tensão de cisalhamento (<i>shear stress</i>) [$M\ L^{-1}\ T^{-2}$]
τ_o	Tensão de escoamento inicial (<i>yield stress</i>) [$M\ L^{-1}\ T^{-2}$]

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	14
1.1 Generalidades.....	14
1.2 Relevância do fósforo, cálcio e fosfato dicálcico	14
1.3 Produção de fosfatos	15
1.4 Reologia e <i>draft tube</i> em tanque com impulsor mecânico	16
1.5 Objetivo	17
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	18
2.1 – Caracterização do sistema de agitação	18
2.1.1 - Tanques	18
2.1.2 - Chicanas	19
2.1.3 – Sistemas auxiliares.....	22
2.1.3.1 – Transferência de calor.....	22
2.1.3.2 – <i>Draft Tube</i>	24
2.1.4 - Impelidores.....	27
2.1.5 Dimensões gerais do sistema de agitação	31
2.2 – Número de Potência e Vazão de impelidores	32
2.2.1 - Número de Potência.....	32
2.2.2 - Número de Vazão.....	36
2.3- Suspensão de sólidos em tanques com agitação mecânica.....	41
2.3.1- Hidrodinâmica da suspensão de sólidos	43
2.3.2- Distribuição de sólidos em tanques com agitação mecânica	47
2.4 - Reologia.....	49
2.4.1- Viscosidade, Re e constante de Metzner e Otto	53
3. MATERIAIS E MÉTODOS.....	60
3.1. Caracterização físico-químico do mineral	60
3.2. Caracterização reológica da polpa.....	62
3.3. Equipamentos	66
3.4. Preparação da polpa e amostragem	69
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	73
4.1 Caracterização do impelidor	73

4.2 Velocidades no interior do tanque, índice de agitação e de homogeneização	82
4.2.1 Velocidade no interior do tanque	82
4.2.2 Índice de agitação	85
4.2.3 Índice de homogeneização	85
4.3 Perfil axial da concentração	88
4.4 Distribuição axial da concentração conforme modelo de Baresi e Baldi	95
4.5 Consumo de potência e curva N_P em função de Re	99
4.5.1 N_P versus Re	99
4.5.2 Consumo de potência em função das variáveis de estudo.....	101
5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	107
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	110
APÊNDICES	120
Apêndice A.....	120
Velocidade de ascensão da polpa em função da área de passagem no tanque	120
Apêndice B.....	120
B.1- Consumo de Potência	121
B.2- Levantamento de dados – Concentração	125
Apêndice C.....	120
C.2- Curvas da distribuição da concentração no eixo axial	178
Apêndice D	182
D.1- Curva de fluxo da polpa de calcário a 20% em peso.....	182
D.2- Curva de fluxo da polpa de calcário a 40 % em peso	183
D.3- Curva de fluxo da polpa de calcário a 60 % em peso	184
D.4- Curva de fluxo da polpa de calcário a 70 % em peso	185
ANEXOS	186
Anexo I – Caracterização físico-química do carbonato de cálcio.....	186
I.1- Caracterização química do carbonato de cálcio	186
I.2- Identificação das fases cristalinas da amostra de calcário.....	187
I.3- Resultados de distribuição de tamanho de partículas.....	189

1. INTRODUÇÃO

1.1 Generalidades

O desenvolvimento científico vem transformando o mundo desde os anos 50, em especial ao que se refere a longevidade da população e redução da taxa de mortalidade infantil, atingindo um aumento da ordem de 4.000.000 de habitantes em 2013 em relação ao ano base de 1950, sendo previsto que este número alcance um total de 9.000.000 de habitantes em 2048, conforme dados da *U. S. CENSUS BUREAU*, 2002. As necessidades básicas envolvendo este crescimento como alimentação, água, residência, e roupas, dentre outros, exigem que o setor industrial remodele os processos de produção e manufatura, em busca de maior eficiência, rentabilidade e proximidade com os centros de consumo. Assim, com a evolução numérica da população as cidades passaram a ocupar faixas de terras aráveis e regiões de várzeas de leitos de rio, reduzindo o potencial de fornecimento de alimentação; sendo que a diferença entre demanda e disponibilidade, passa a ser suprida com o aumento do uso de fertilizantes nas áreas restantes. As criações para abate deixam o campo e são tratadas em confinamento com uso de rações e sais, como modo de fornecimento de grandes quantidades com uma mesma qualidade. O envelhecimento da população exige o desenvolvimento de novos medicamentos, próteses, suplementos alimentares, que da mesma forma que os fertilizantes e rações animais, utilizam de forma extensiva os fosfatos de cálcio. Neste cenário vemos a industrialização do fósforo e cálcio, crescer de forma a suprir as carências agropecuárias e farmacêuticas, provocando mudanças das rotas de processo em busca de maior eficiência, capacidade produtiva, qualidade e viabilidade econômica (SINDEN, J., 2013).

1.2 Relevância do fósforo, cálcio e fosfato dicálcico

O fósforo é essencial para a vida no planeta, estando presente nas células, ossos e músculos dos seres humanos. Participa ainda de importantes processos tais como a produção do DNA e RNA, transmissão de impulsos nervosos do cérebro para o corpo, controle do pH do sangue e exerce também uma grande variedade de

funções metabólicas. O cálcio é o formador da estrutura dos ossos e dentes, junto com a vitamina K atua como coagulante do sangue, regula a contração muscular do coração e auxilia no processo de contração e relaxamento dos músculos. Os principais usos dos fosfatos de cálcio são de aplicação direta ao ser humano, em especial o fosfato dicálcico que por ser insolúvel é utilizado como base de diversos medicamentos, suplementos alimentares, pastas de dentes para controle de tártaro, desodorantes, rações animais e como biomaterial para próteses, dentre outras funções (OLIVEIRA, C. T., 2007).

1.3 Produção de fosfatos

A produção de fosfatos dicálcico teve sua origem a partir de 1842, com a patente de John Bennet Lawes para a produção de um “superfosfato” tendo como matérias-primas ossos e ácido sulfúrico. A partir de 1847 com a mineração de Coprolitas, nódulos fosfatados encontrados em penhascos, e com a utilização do ácido sulfúrico é iniciada uma nova etapa de produção na indústria do fósforo. A partir de 1851 com a primeira mineração de Apatita, na Noruega, ocorre nova modificação no processo para o uso deste minério. O crescimento desta indústria culmina em 1870 com a primeira fábrica de ácido fosfórico na Alemanha, de acordo com Gray (1944) e Parrish e Ogilvie (1946). O fosfato dicálcico obtido, quando utilizado como ração animal apresentava reações colaterais, em função dos diversos contaminantes presentes na apatita e excesso de acidez livre. A partir de 1960 as principais rotas de processo utilizam o ácido fosfórico desfluorizado e carbonato de cálcio, ou óxido de cálcio, como matérias primas (THOMPSON, 2013). Outras rotas de processo ainda são utilizadas, tendo como ácido mineral o ácido clorídrico, sulfúrico ou nítrico, e como fonte de cálcio ossos, corpos marinhos, minérios de cálcio e rocha fosfática; no entanto, a reação principal continua sendo entre um líquido e um sólido seguido de outros processos, tais como: purificação, cristalização, filtração e secagem (SINDEN, 2010).

O processamento destas matérias-primas na forma original, sólido e líquido, é uma reação heterogênea, não catalítica, que de acordo com Szekeley, Evans e Sohn (1976) apud CALMANOVICI, GILOT, e LAGUÉRIE, 1997, envolve uma série de atividades com resistências específicas, formadas pelas etapas de difusão dos

reagentes, adsorção dos reagentes nos poros do sólido, reação química, dessorção dos produtos e finalmente a difusão no meio, estas fases serão controladas por aquela de menor velocidade. Assim, parte da reação ocorre na superfície formando uma camada que envolve a partícula, reduzindo a conversão do material. Esta perda de eficiência é reproduzida em termos de qualidade apresentando material não reagido no produto final. A utilização do minério em forma de polpa, permite sua utilização com diâmetro de partícula da ordem de 75 μm e concentração maior que 65% p/p, resultando no aumento da área superficial reativa e facilidade de controle operacional, tendo como consequência o incremento da produção e a melhor qualidade do produto final como consequência. No entanto, este avanço na preparação da matéria-prima impõem o desenvolvimento de estudos em suspensão e homogeneização da polpa mineral com alta concentração de partículas finas, visando a melhor opção de projeto do sistema.

1.4 Reologia e *draft tube* em tanque com impulsor mecânico

A utilização de sistemas mecanicamente agitados é prática comum em grande parte dos processos industriais; no entanto, o estudo de suspensão e homogeneização de polpas com alta concentração de sólidos, em sistemas mecanicamente agitados, esbarra em limites como comportamento reológico e opacidade, que reduzem ou dificultam a possibilidade de confirmação do desenvolvimento teórico, sendo preferido o estudo de fluidos pseudoplásticos, transparentes e com baixa concentração, que possibilitem a visualização e utilização de instrumentação para medições e constatação dos modelos previstos. Neste contexto, a caracterização reológica de polpas minerais é fundamental, pois interfere decisivamente no comportamento do fluxo no processo de agitação, em função do caráter geológico da formação da mina, composição e impurezas presentes (BENTZ, D. P. et al. 2012).

O uso de acessórios auxiliares para este tipo de sistema de agitação, como instalação de *draft tube*, não é amplamente divulgada, ficando restrito a operações clássicas como cristalização, tratamento de efluentes, reatores e precipitação. Desta forma, pouca informação é obtida da literatura a respeito deste conjunto auxiliar de mistura para os demais processos. Este mesmo quadro é encontrado para operação

de suspensão e homogeneização de polpas finas, com alta concentração de sólidos e especialmente caracterizada reologicamente como dilatante (WANG, S. J., 2010).

Em relação aos acessórios de mistura, estudos realizados por Landau e Prochazka (1963) apud TATTERSON (1991), Tatterson (1982) apud TATTERSON (1991), Shiue e Wong (1984) apud TATTERSON (1991) e Dazhuang et al. (1993) apud TATTERSON (1991) mostram que a utilização de *draft tube* incrementa a uniformidade da mistura, sendo verificado uma redução no consumo de potência por todos, exceto por Landau e Prochazka (apud TATTERSON, 1991). Nesta direção, Oldshue (1933) também assinala a redução de potência em sistemas de suspensão de sólidos, utilizando impelidor axial com bombeamento para baixo (*down pumping*). O estudo de suspensão de polpas com alta concentração apresentado por Wang (2010), demonstra que a condição ótima, na qual o consumo de energia é mínima, está situada em uma concentração de sólidos entre 20 e 35% v/v, com uso de um único impelidor, e que melhorias da eficiência energética pode ser obtida através do uso de múltiplos impelidores.

1.5 Objetivo

O presente trabalho teve como objetivo a verificação da influência do uso de *draft tube* em sistema mecanicamente agitado, para suspensão e homogeneização de polpa de carbonato de cálcio, contendo alta concentração de partículas finas, visando avaliar o efeito deste dispositivo na estratificação de sólidos ao longo do eixo axial do tanque e seu efeito no consumo de potência do sistema.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Considerando a definição dada por McCabe, Smith e Harriot (1985) para agitação e mistura, no qual o termo misturar está relacionado com a adição de diversos materiais onde não há preocupação com o grau de homogeneização do material final; enquanto o termo agitar está relacionado à movimentação de um meio de uma determinada forma, usualmente em um padrão circulatório dentro de um tanque; da qual pode-se inferir que os termos mistura e agitação definem a mistura de materiais diferentes, com o uso de mecanismos que conferem um padrão de movimento ao sistema dentro de um tanque. Sendo assim, neste trabalho o processo de mistura e agitação, foi tratado simplesmente como agitação, considerando o sistema formado por duas fases, sólido e líquido, movimentado dentro de um tanque, através de um ou mais impelidores, movidos por motor elétrico, visando a suspensão e a homogeneização do sistema.

2.1 – Caracterização do sistema de agitação

2.1.1 - Tanques

De acordo com *The Engineering Equipment Users Association, E.E.U.A.*, (1963) o sistema de agitação convencional, Figura 2.1, pode ser definido como um sistema composto por um tanque cilíndrico, vertical, de fundo plano, côncavo ou cônico, podendo ter o topo aberto ou fechado, com ou sem chicanas ou acessórios auxiliares de bombeamento e troca térmica, e impelidor, usualmente instalado na posição central do tanque.

O sistema de agitação não apresenta relação definida entre a altura e o diâmetro do tanque, sendo usual a referência entre a altura de fluido e o diâmetro do tanque igual a 1. Em casos em que é necessário o uso de mais de um impelidor, a altura final do tanque e do líquido, podem apresentar um relação superior a unidade. De forma geral a altura de líquido deve ficar entre 0,5 a 2 vezes o diâmetro do tanque (E.E.U.A., *Handbook* n° 9, 1963).

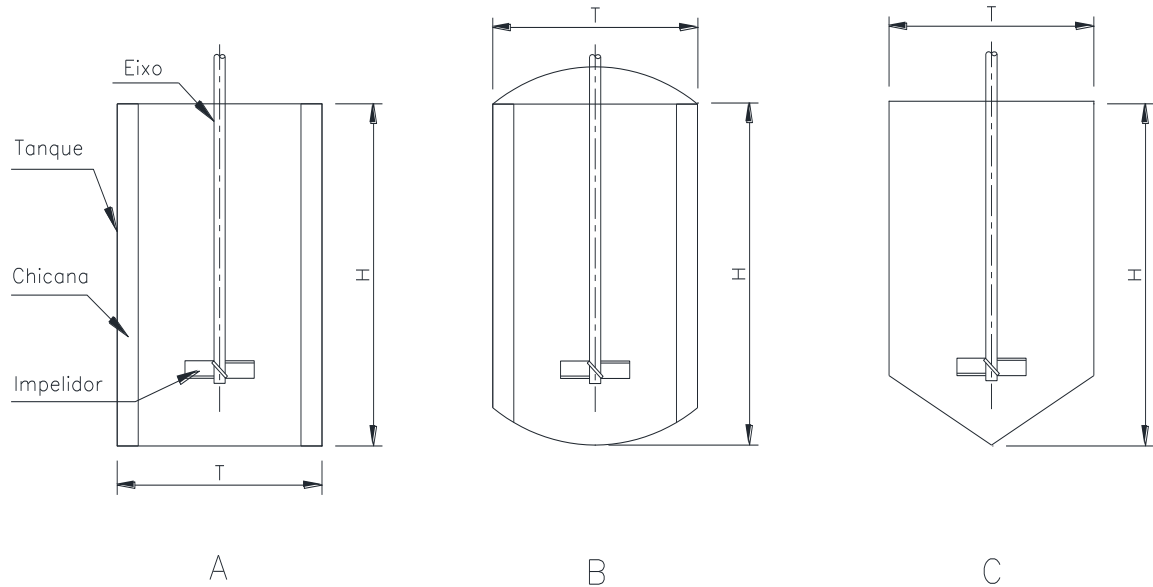


Figura 2.1 – Sistema de agitação convencional. (A) tanque aberto com fundo plano, (B) tanque fechado com fundo côncavo e (C) tanque aberto com fundo cônico sem chicanas, (H é a altura e T é o diâmetro do tanque)

(Fonte: E.E.U.A. *Handbook* n° 9, 1963)

2.1.2 - Chicanas

A utilização de chicanas em tanque de agitação é recomendada em função do tipo de operação e do comportamento do fluido, como por exemplo fluidos viscosos ou processos com sólido e líquido, sendo que para fluidos com viscosidade superior a 20 Pa.s, não é necessário o uso de chicanas. De forma geral, as chicanas promovem o padrão de fluxo necessário para o processo, direcionando o fluido na saída do impelidor produzindo correntes verticais, promovendo a mudança do comportamento rotacional para um padrão de mistura e impedindo a formação de vórtices na movimentação do fluido (OLDSHUE, 1933). As mudanças no movimento do fluido aumenta o consumo de energia do sistema, em função de perdas por choque entre fluxo e chicanas e entre as correntes em movimento. O consumo de energia requerido para chicanas (Tabela 2.1), reflete o nível de agitação nas diversas aplicações de um dado sistema (RAJU, 2011).

Tabela 2.1 – Consumo de potência em sistemas de agitação com chicanas

Nível de Agitação	Aplicação	Potência (kW/m ³)
Suave	Misturas	0,04 a 0,10
	Reações homogêneas	0,01 a 0,03
Média	Transferência de calor,	0,03 a 1,0
	Mistura líquido-líquido	1,0 a 1,5
Vigorosa	Suspensão de polpa de sólidos	1,5 a 2,0
	Absorção de gases	1,5 a 2,0
	Emulsões	1,5 a 2,0
Intensa	Suspensão de polpa de sólidos finos	> 2,0

(Fonte: RAJU, 2011)

O número de chicanas utilizadas em tanques para agitação geralmente são 4 instaladas a 90°, sendo que um número maior não traz benefícios adicionais para o sistema (LUDWIG, 1999). As chicanas podem ser projetadas em contato com a parede e fundo do tanque para fluidos limpos ou espaçadas destes, em operação com sólidos e líquidos, a fim de prevenir o acúmulo de sólidos no fundo do tanque. As dimensões das chicanas em relação ao diâmetro do tanque são demonstrados na Tabela 2.2, conforme representação esquemática da Figura 2.2. A espessura das chicanas é geralmente igual a espessura da parede do tanque; no entanto, a espessura final deve ser avaliada em função das forças resultantes no sistema de agitação e necessidades mecânicas do tanque.

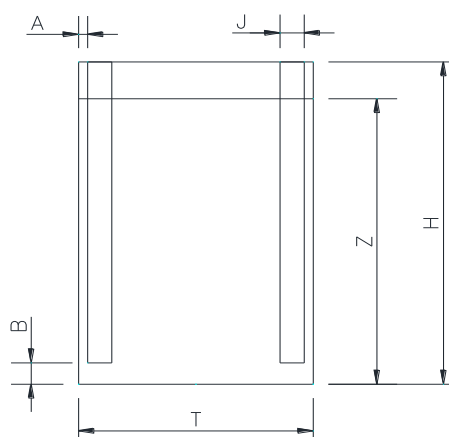


Figura 2.2 – Representação esquemática das dimensões e espaçamento das chicanas (T é o diâmetro e H a altura do tanque, Z é altura de líquido, J a largura da chicana, A é o espaçamento entre parede e chicana e B é o espaçamento do fundo do tanque a seção inferior da chicana)

(Fonte: E.E.U.A. *Handbook* n° 9, 1963)

Tabela 2.2 - Dimensões das chicanas de acordo com diversos autores

Autor	Chicanas			Tanque	Viscosidade
	Largura	Lateral	Fundo	Diâmetro	
	J	A	B	T (m)	Pa.s
E.E.U.A. <i>Handbook</i> n° 9 (1963)	T / 10	T / 32	T / 20	$T \leq 2,6$	—
	T / 12	T / 49	T / 37	$2,6 < T \leq 3,7$	—
	T / 15	T / 60	T / 45	$3,7 < T \leq 4,6$	—
McCABE, SMITH e HARRIOT (1985)	T / 12	—	—	Todos	—
HICKS, MORTON, e FENIC (1976)	T / 12	T / 72	—	Todos	—
CHUDACEK (1984)	T / 10	T / 50	—	Todos	—
GARRISON (1983)	T / 12	T / 72	—	Todos	$\mu \leq 0,5$
	T / 12	T / 48	—	Todos	$0,5 < \mu \leq 5$
	T / 18	0,038 m (*)	—	Todos	$5 < \mu \leq 10$
	T / 24	0,064 m (*)	—	Todos	$10 < \mu \leq 20$
	Sem Chicana			Todos	$\mu > 20$
CHEREMISINOFF (2000)	T/12 a T/10	T / 72	—	Todos	—
WALLAS (1990)	T / 12	T / 72	—	Todos	—
GEANKOPLIS (1993)	T/12 a T/10	T/67 a T/120	—	Todos	—
TATTERSON (1991)	T/12 a T/10	—	—	Todos	—
JOAQUIM Jr. et al. (2007)	T/12 a T/10	—	—	Todos	—

(*) Mínimo

2.1.3 – Sistemas auxiliares

2.1.3.1 – Transferência de calor

A transferência de calor em tanques tem uma posição de destaque, quando é necessário o aquecimento ou resfriamento de grandes volumes de produto, que passam a ser um limitante para os equipamentos tradicionais de troca térmica. A utilização deste sistema em tanques com agitação, pode ser feita através de banco de tubos na vertical ou em forma de serpentina disposta em hélice, ou ainda com a utilização de jaqueta externa ao costado do tanque, conforme ilustrado na Figura 2.3, sendo que o uso de tubos de aquecimento ou resfriamento na posição vertical podem substituir as chicanas. A utilização de um sistema de troca térmica em sistemas mecanicamente agitados, está na necessidade da manutenção da temperatura de reações, exotérmicas ou endotérmicas ou na dissolução de sais e precipitadores, dentre outros (DICKEY, D. S. e HICKS, R. W., 1976).

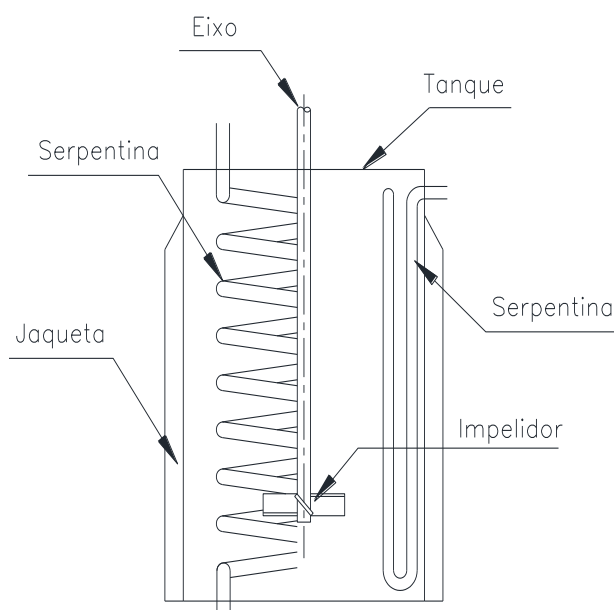


Figura 2.3 - Diagrama típico da instalação de sistemas de aquecimento
(Fonte: DICKEY e HICKS, 1976)

O coeficiente de troca térmica para tanques sem chicanas e tubos verticais, foi estabelecido pelo trabalho de Sieder-Tate (apud ROSA et al., 2013) para regime turbulento, Equação 2.1, a partir da qual, diversos trabalhos vem sendo desenvolvidos.

$$Nu = Kh \cdot Re^a \cdot Pr^b \cdot \mu^c \quad (2.1)$$

Na qual, Nu é número de Nusselt,
 Kh é o fator de forma do aparelho;
 Re é o número de Reynolds;
 Pr é o número de Prandtl;
 μ é a taxa de viscosidade; e
 a, b, c expoentes de ajuste

As Equações 2.2, 2.3, 2.4 e 2.5 representam o número de Reynolds, de Prandtl, a taxa de viscosidade e o Número de Nusselt, respectivamente.

$$Re = \left(\frac{d^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right) \quad (2.2)$$

Sendo: d o diâmetro do impelidor, m;
 N a rotação do impelidor, s^{-1} ;
 ρ a densidade, kg/m^3 ; e
 μ a viscosidade dinâmica, $kg/(m.s)$.

$$Pr = \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right) \quad (2.3)$$

Sendo: C_p o calor específico, $J/(kg.^{\circ}C)$;
 μ a viscosidade dinâmica, $kg/(m.s)$; e
 k a condutividade térmica do fluido, $W/(m.^{\circ}C)$.

$$Vi = \frac{\mu}{\mu_w} \quad (2.4)$$

Sendo: μ é a viscosidade dinâmica, $kg/(m.s)$; e
 μ_w é viscosidade dinâmica junto a parede do tubo, $kg/(m.s)$

$$Nu = \left(\frac{h_o \cdot T}{k} \right) \quad (2.5)$$

Sendo: h_o é o coeficiente externo de troca térmica, $W/(m^2.^{\circ}C)$;
 T é o diâmetro do tanque, m; e
 k a condutividade térmica do fluido, $W/(m.^{\circ}C)$.

Estudos recentes desenvolvidos por Rosa et al. (2013), determinaram os coeficientes de ajuste e constante de forma, para Equação 2.1, considerando operação contínua, agitador de tipo PBT (*pitched blade turbine*) com 4 pás a 45° (4PBT45) e regime turbulento.

2.1.3.2 – *Draft Tube*

Draft tube é um tubo cilíndrico instalado no interior do tanque, com diâmetro maior ao do impelidor, entre 25 a 50 mm, atendendo a 20 a 40% do diâmetro do tanque, com altura igual ao diâmetro ou estendida até o topo do líquido, usualmente operando com impelidor axial (WALAS, 1990). O *draft tube* tem por objetivo formar uma coluna estática de líquido, direcionando o fluxo para o impelidor, impedindo a reentrada de fluido com velocidades variadas diretamente na sucção do impelidor (McCABE, SMITH e HARRIOT, 1985). O uso deste acessório com impelidor do tipo PBT (*pitched blade turbine*), proporciona uma vazão com padrão axial, reduzindo ou eliminando a vazão radial, proporcionando uma redução do consumo de energia em função da otimização do fluxo (OLDSHUE, 1933). A utilização de *draft tube* ocorre principalmente em digestores, cristalizadores, sistemas de tratamento de efluentes, tanques de grande altura e tanques com fundo plano. No entanto, não é extensivamente utilizado em outros processos industriais em função do custo de implantação e manutenção do equipamento, bem como, pela pouca informação disponível em literatura corrente.

Estudos realizados por Tatterson (1982) (apud TATTERSON, 1991), a fim de verificar o tempo de circulação do fluido no interior do tanque, utilizando dois *draft tubes* com diâmetros diferentes, D_{DT} , sendo as relações com o diâmetro do tanque, T , igual a 0,678 e 0,508, e altura de 457 mm, em tanque de diâmetro 0,9 m com fundo cônico, instalado a 0,33 T em relação ao fundo do tanque e de 0,17 T ao topo do líquido (borda superior), com e sem chicanas e impelidores tipo PBT e turbina disco e lâminas. Como conclusão, o autor afirma que das configurações avaliadas a utilização de *draft tube* e chicanas, proporcionou um aumento de 20% no tempo de circulação, quando comparando com o resultado da configuração sem o acessório, com baixo desvio nas medidas realizadas entre duas passagens consecutivas do fluido pelo impelidor, indicando uma maior uniformidade do fluxo. Segundo o autor, o *draft tube*

de menor diâmetro apresentou os melhores resultados e em relação a instalação geral, o tanque aparelhado com chicanas teve um melhor desempenho, comparando com o sistema sem chicanas.

Shiue e Wong (1984) (apud TATTERSON, 1991), utilizando impelidor tipo PBT e *draft tubes* com alturas de 0,15 T e 0,1 T, em relação ao fundo do tanque e topo do líquido respectivamente, também concluíram pelo aumento da performance do sistema, observando uma redução do consumo de potência para a geometria estudada. Landau e Prochazka (1963) (apud TATTERSON, 1991) utilizando *draft tube* instalado nas mesmas relações geométricas, não observaram redução do consumo de energia. WANG et al. (2006) em estudo semelhante, concluíram que a utilização de *draft tube* em cristalizadores apresenta um aumento de fluxo uniforme ao longo do vaso. Os resultados apontaram para um aumento das dimensões dos cristais quando comparado a estudos sem *draft tube*, sendo este incremento o resultado de intensiva e regular circulação do líquido que proporciona uma distribuição mais uniforme. No estudo foram utilizados dois *draft tubes*, instalados em duas alturas em relação ao fundo do tanque, C_{DT} , sendo as relações com o diâmetro do tanque igual a 0,44 e 0,31, o dimensional destes equipamentos diferenciavam no diâmetro, tendo uma relação de 0,55 e 0,72 do diâmetro do impelidor, d , e possuíam a mesma altura, H_{DT} , resultando em 0,44 T, sendo constatado que o acessório de maior diâmetro, instalado a uma posição mais elevada em relação ao fundo do tanque, apresentou melhor resultado, considerando a taxa de nucleação e dimensões dos cristais, sendo consoantes com trabalhos desenvolvidos por Tanaka e Izumi (1984) e Pencicot (1998) (apud WANG et al. 2006). Nienow (1997) (apud FORT et al., 2002) recomenda que as dimensões para o *draft tube* possibilitem um equilíbrio nas áreas de fluxo; utilizando o diâmetro de 0,71 T e altura de 0,32. BROZ et al. (2004) publicaram as relações apresentadas na Tabela 2.3, esquematizada pela Figura 2.4, em experimento para determinação da capacidade de bombeamento, utilizando *draft tube* e turbina com pás inclinadas.

Tabela 2.3 - Relações para sistema de agitação com *draft tube*

Relação	Recomendado
d/T	1/3
Z/T	1,2 a 1,5
D_{DT}/T	0,2 a 0,4
d/D_{DT}	0,875
H_{DT}/D_{DT}	0,25

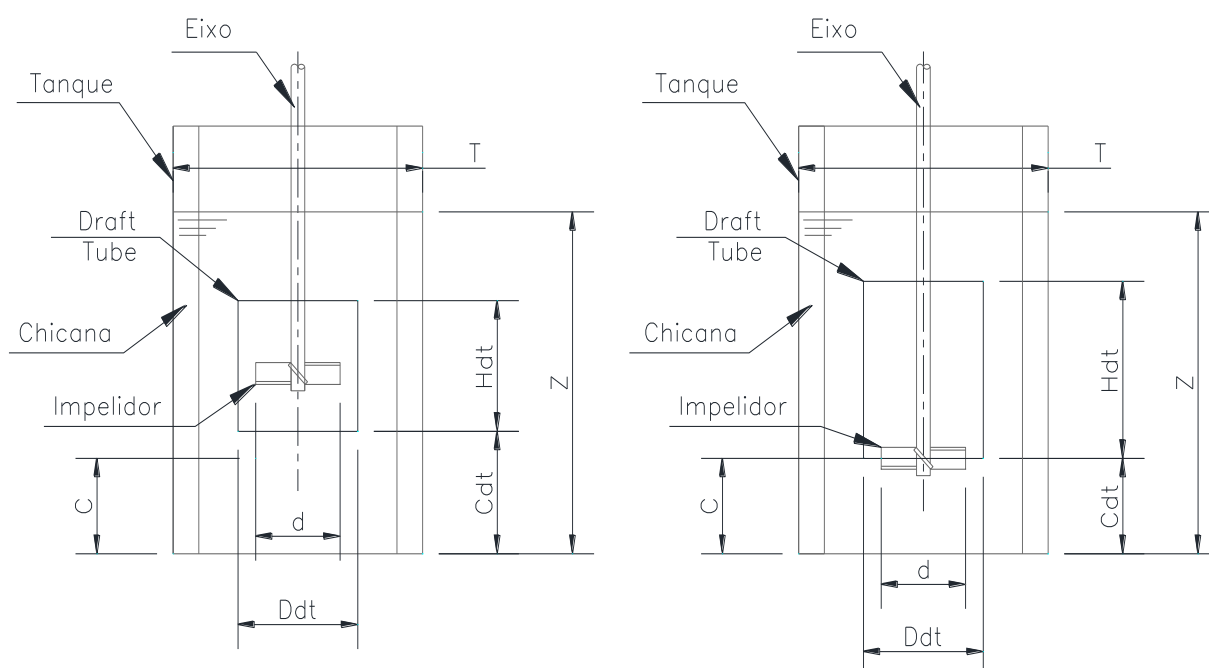
(Fonte: BROZ *et al.*, 2004)

Figura 2.4— Esquema da instalação de *draft tube* (D_{DT} é o diâmetro do *draft tube*, C_{DT} é altura da instalação do acessório ao fundo do tanque e H_{DT} é a altura do *draft tube*, Z é altura do líquido, T é o diâmetro do tanque, d é o diâmetro do impelidor e C a altura da instalação do impelidor ao fundo do tanque).

(Fonte: McCABE, SMITH e HARRIOT, 1985)

Tendo em vista a pouca informação disponível, e algumas vezes conflitante, entre os resultados alcançados com a utilização de *draft tube* em sistema sólido-líquido, com objetivo de suspensão e homogeneização, as relações para uso no projeto deste acessório deixam de ser investigadas e geralmente são baseadas em outras operações com uso consagrado, não sendo possível estabelecer relações que otimizem a operação deste equipamento.

2.1.4 - Impelidores

O impelidor é o elemento que caracteriza o sistema, conferindo ao fluido um comportamento específico de movimento no interior do tanque, em função da transferência de energia e direção de linhas de fluxo. Os impelidores são divididos em duas grandes classes conhecidas como axiais e radiais, conforme o tipo de fluxo produzido pelo equipamento, sendo que o radial produz um fluxo paralelo às pás em direção a parede do tanque, enquanto que o axial bombeia o fluido paralelo ao eixo, na direção do fundo ou do topo do tanque (*down/up pumping*) (OLDSHUE, 1987).

Entre os impelidores radiais mais utilizados na indústria, temos a turbina de pás retas, FBT (*flat blade turbine*) e Rushton *disk turbine*, com 4 ou 6 pás planas, Figura 2.5, que tem como característica a produção de alta turbulência e cisalhamento, com baixo bombeamento, utilizado principalmente para operações com gás-líquido, líquido-líquido e operações de dispersão.

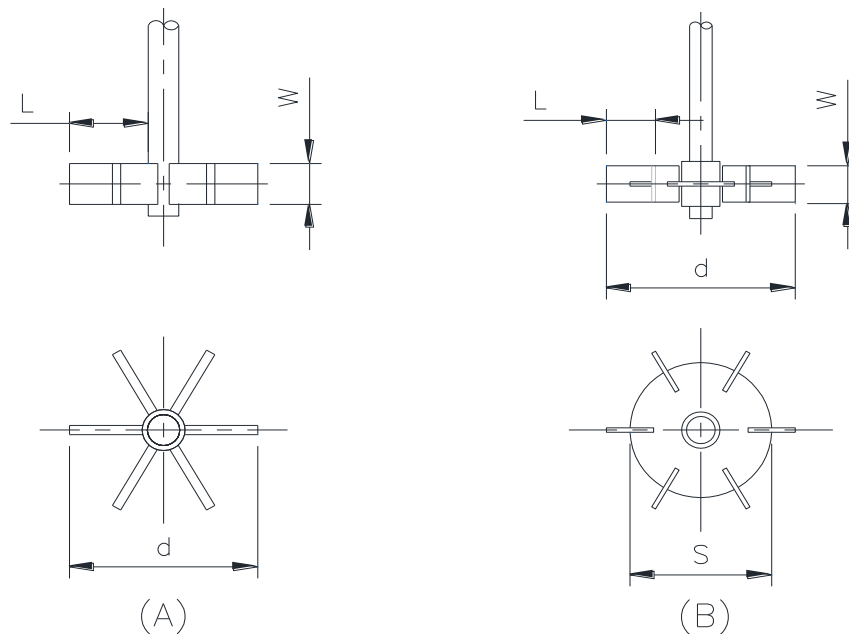


Figura 2.5 - Diagrama esquemático de impelidores radiais (A) turbina de pás retas (FBT) e (B) Rushton *disk turbine* (L é o comprimento e W é a largura da pá, S é o diâmetro do disco e d o diâmetro do impelidor).

(Fonte: BUJALSKI et al., 1987)

Estudos realizados por Bujalski et al. (1987) com impelidores radiais, tipo Rushton, com objetivo de determinar a dependência do número de potência em função das dimensões do impelidor, em tanques com chicanas, resultou em relações otimizadas, Tabela 2.4, a serem utilizadas no dimensionamento do equipamento.

Tabela 2.4 - Relações para dimensionamento de impelidores radiais do tipo Rushton *disk turbine*, de acordo com Figura 2.5.

Relação	Recomendado
L/d	1/4
S/d	3/4
W/d	1/5
d/T	1/3

(Fonte: BUJALSKI *et al.*, 1987)

O impelidor tipo FBT, radial, desenvolve o fluxo em direção às paredes do tanque, que em conjunto com as chicanas, converte para correntes do tipo *top-to-bottom* (HEMRAJANI e TATTERSON, 2004), tanto acima, quanto abaixo do impelidor, Figura 2.6.

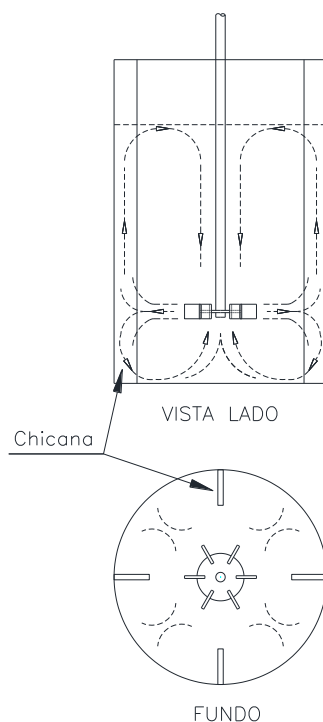


Figura 2.6 - Correntes de fluxo em tanque com agitador radial

(Fonte: OLDSHUE, 1933)

Dos impelidores axiais, a turbina com pás inclinadas, *pitched blade turbine* – PBT, com 4 ou 6 pás instaladas com ângulo entre 10 a 90°, comumente a 45°, em relação à vertical, Figura 2.7, é extensivamente utilizada em função do range de aplicações possíveis no processo de agitação como mistura, suspensão, incorporação

de sólidos e transferência de calor (HEMRAJANI e TATTERSON, 2004), além de ter baixo custo em comparação com impelidores de alta eficiência como o *Hydrofoil*, que fornece um padrão de bombeamento mais constante do que o PBT, em função dos ângulos internos das pás.

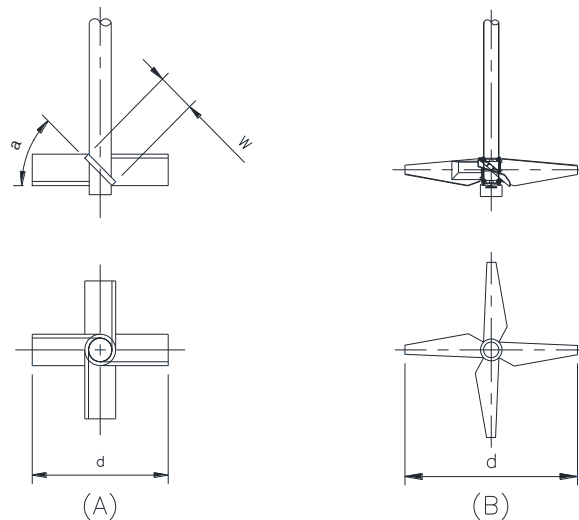


Figura 2.7 - Diagrama esquemático de impelidores axiais (A) turbina de pás inclinadas (PBT) e (B) *Hydrofoil*.

(Fonte: catálogo *CHEMINEER*, 2010)

O padrão de fluxo, Figura 2.8, desenvolvido por impelidores PBT tem componentes axiais e radiais, sendo denominado como fluxo misto; enquanto que o tipo *Hydrofoil*, produz unicamente fluxo axial (HEMRAJANI e TATTERSON, 2004).

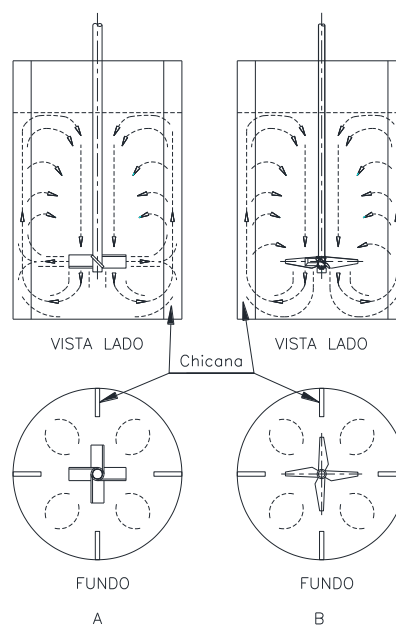


Figura 2.8 - Correntes de fluxo em tanques com agitadores axiais - (A) PBT e (B) *Hydrofoil*

(Fonte: OLDSHUE 1933)

Ao contrário do PBT as pás do *Hydrofoil* apresentam uma variedade de ângulos, internos e externos, Figura 2.9, que possibilitam o desenvolvimento de fluxo axial com baixa taxa de cisalhamento, velocidade uniforme em toda área de recalque, produzindo uma vazão dirigida para direção do bombeamento. Comparado com o PBT, o *Hydrofoil* apresenta um menor consumo de potência e um maior fluxo por unidade de energia, m^3/W , sendo considerado como impelidor de alta eficiência para mistura de líquidos, suspensão de sólidos e dispersão de gases em sistemas viscosos (HEMRAJANI e TATTERSON, 2004).



Figura 2.9 - Impelidores tipo *Hydrofoil*
(Fonte: catálogo *CHEMINEER*, 2010)

As dimensões de impelidores axiais, Tabela 2.5, são determinadas em função do diâmetro do tanque (McCABE, SMITH e HARRIOTT, 1985); no caso do *Hydrofoil*, somente o diâmetro é possível de ser especificado, sendo as demais dimensões e ângulos de construção desenvolvidos pelo fabricante.

Tabela 2.5 - Dimensões usuais para impelidores axiais tipo PBT

AUTOR	d/T	W/d
McCABE, SMITH e HARRIOTT (1985)	1/3	1/5
WALAS (1990)	$0,3 \leq d/T \leq 0,6$	1/8
GEANKOPLIS (1993)	$0,3 \leq d/T \leq 0,5$	$1/8 \leq W/d \leq 1/5$
HOLLAND e CHAPMAN (1966)	1/3	1/5
LUDWIG (1999)	1/3	1/5

2.1.5 Dimensões gerais do sistema de agitação

As informações coletadas do sistema de agitação são reunidas no projeto, que resultam no conjunto tanque e impelidor, a ser instalado no processo de acordo com o dimensional geral, representado na Figura 2.10 para um impelidor de pás inclinadas (PBT) a 45°, chicanas e *draft tube*.

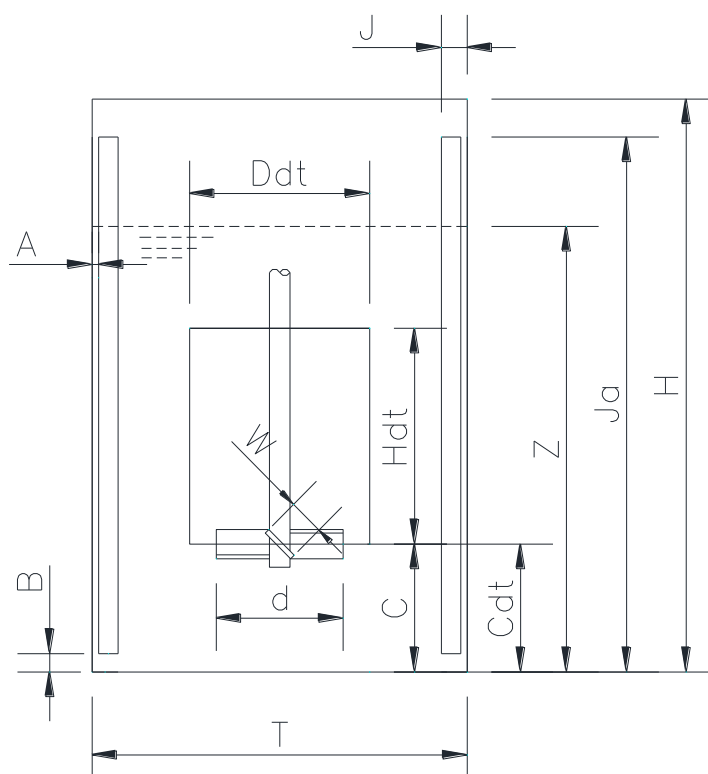


Figura 2.10 - Dimensões gerais do sistema de agitação com impelidor tipo PBT, chicanas e *draft tube* (D_{DT} é o diâmetro e H_{DT} é a altura do *draft tube*, C_{DT} é a altura fundo do tanque ao *draft tube*, d é o diâmetro do impelidor, W é a largura da pá, C é altura impelidor ao fundo do tanque, T é o diâmetro e H é a altura do tanque, Z é a altura de líquido, J_a é altura e J é a largura da chicana, A é a distância entre parede do tanque e a chicana e B é distância entre o fundo do tanque e a seção inferior da chicana)

(Fonte: Autor)

As relações dimensionais usuais para este conjunto, são apresentadas na Tabela 2.6, de acordo com os valores apresentados ao longo deste trabalho.

Tabela 2.6 - Relações usuais para projeto de sistema de agitação

Relação	Valor usual
$S_1 = Z/T$	1
$S_2 = d/T$	1/3
$S_3 = W/d$	1/5
$S_4 = J/T$	1/10
$S_5 = A/T$	1/72
$S_6 = B/T$	1/45
$S_7 = C/T$	1/3
$S_8 = D_{DT}/T$	0,2 A 0,4
$S_9 = d/D_{DT}$	0,875
$S_{10} = H_{DT}/D_{DT}$	0,25

(Fonte: Autores citados anteriormente)

A distância entre parte inferior do *draft tube* e o fundo do tanque, C_{DT} , não tem relação padronizada, podendo ser instalado ao redor do impelidor ou imediatamente acima deste (McCABE, SMITH e HARRIOT, 1985).

2.2 – Número de Potência e Vazão de impelidores

2.2.1 - Número de Potência

O consumo de potência, em sistemas de agitação, apresenta o significado da energia transferida pelo impelidor para o fluido a fim de promover o resultado desejado na operação, como suspensão de sólidos, mistura de líquidos, homogeneização ou dispersão de gases. A análise dimensional deste conjunto, considerando as relações apresentadas na Tabela 2.6 e características do fluido, tais como densidade e viscosidade, demonstra a dependência da potência em relação ao número de Reynolds, Froude e dos fatores geométricos (McCABE, SMITH e HARRIOT, 1985), Equação 2.6.

$$P = (N, d, \mu, \rho, W, Z, T, A, J, B, C, n_B, n_C, g) \quad (2.6)$$

Em que

P é a potência, W;

N é a rotação do impelidor, s⁻¹;

d é o diâmetro do impelidor, m;

μ é a viscosidade do fluido, Pa.s;

ρ é a densidade do fluido, kg/m³;

W, Z, T, A, J, B, C são as dimensões geométricas do sistema;

n_B é o número de pás do impelidor;

n_c é o número de chicanas do tanque; e

g é a aceleração da gravidade, m/s².

Resulta no número de potência, Equação 2.7.

$$\frac{P}{N^3 \cdot d^5 \cdot \rho} = \left[\left(\frac{N \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu} \right) \cdot \left(\frac{N^2 \cdot d}{g} \right) \right] \quad (2.7)$$

Sendo;

$$\frac{P}{N^3 \cdot d^5 \cdot \rho}$$

o número de potência, N_P;

$$\frac{N \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}$$

o número de Reynolds, Re;

$$\frac{N^2 \cdot d}{g}$$

o número de Froude, Fr; e

KS uma constante geral que representa as relações geométricas do sistema (S₁, S₂, ..., S₈).

Como pode ser visto na Equação 2.7, o número de potência é dependente do número de Reynolds e de Froude. Em relação a Re as forças viscosas predominam enquanto o fluxo é laminar, e com Reynolds maior que 10⁴, o número de potência é independente do número Reynolds, e a viscosidade não é mais um fator preponderante. A dependência de N_P com Fr ocorre quando o tanque não possui chicanas e é possível a formação de vórtices (HOLLAND, e CHAPMAN, 1966).

O consumo de potência em um sistema de agitação multifásico é resultante das características do fluido, como densidade e viscosidade, concentração de sólidos, diâmetro da partícula, velocidade e tipo de impelidor, chicanas e configurações

geométricas do tanque e do impelidor (LUDWIG, 1999). A potência consumida é uma medida fundamental no sistema, podendo ser utilizada para *scale up* do sistema de agitação, na forma de consumo específico, W/m^3 , (HEMRAJANI e TATTERSON, 2004); podendo ser determinada a partir do número de potência, N_P , fornecido pelo fabricante do impelidor, Equação 2.8, ou calculado a partir da determinação do torque, conforme as Equações 2.9 a 2.11 (HOLLAND e CHAPMAN, 1966).

$$P = N_P^* \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5 \quad (2.8)$$

$$P = F \cdot \omega \cdot R \quad (2.9)$$

sendo:

$$\omega = 2 \cdot \pi \cdot N \quad (2.10)$$

Substituindo ω na Equações 2.9, vem:

$$P = F \cdot 2 \cdot \pi \cdot N \cdot R \quad (2.11)$$

Nas quais;

P é a potência consumida, W;

N_P^* é o número de potência;

ρ é a densidade;

d é o diâmetro do impelidor;

F é a força; N

ω é a taxa angular de deslocamento, $rad.s^{-1}$;

R é o raio a partir do centro do eixo à posição de medição, m; e

N é a rotação, s^{-1} .

O método mais utilizado para a determinação de N_P em escala de laboratório, é através da medição direta da força exercida pelo impelidor, por um dinamômetro, através de uma haste acoplada ao motor, instalado em balanço, e da medição da rotação por um tacômetro. A partir destas medições o número de potência é determinado diretamente via Equação 2.11.

O número de potência para impelidores do tipo PBT, com 3 ou 4 pás a 45°, pode ser estimado a partir das relações geométricas do impelidor (MEDEK apud BESHAY et al., 2001), Equação 2.12, para $Re > 10^4$.

$$N_P = 1,507 \cdot n_B^{0,701} \cdot \left(\frac{C}{d}\right)^{-0,165} \cdot \left(\frac{T}{d}\right)^{-0,365} \cdot \left(\frac{Z}{T}\right)^{0,140} \cdot (\sin \alpha)^{2,077} \quad (2.12)$$

na qual:

N_P é o número de potência, adimensional;

n_B é o número de pás, adimensional;

C é a distância do impelidor ao fundo do tanque; m;

d é o diâmetro do impelidor, m;

T é o diâmetro do tanque, m;

Z é a altura do líquido, m; e

α é o ângulo das pás, °.

Estudos empíricos realizados por Bujalski et al. (1987) (apud BESHAY et al., 2001), relacionou o N_P com a espessura das pás do impelidor e diâmetro do tanque, Equação 2.13. Beshay et al. (2001) a partir do estudo com impelidores PBT com 4 ou 3 pás a 45°, relação entre distância impelidor / fundo do tanque e o ângulo das pás do impelidor, propôs a determinação conforme a Equação 2.14. NAGATA (1975) apresenta correlações para diversos tipos de fluidos, incluindo os não Newtonianos e misturas.

$$N_P = 2,512 \cdot \left(\frac{t}{d}\right)^{-0,195} \cdot \left(\frac{T}{T_0}\right)^{0,063} \quad (2.13)$$

Na qual, t é a espessura da pá do impelidor e T_0 é o diâmetro padrão igual a 1 m.

$$N_P = 0,996 \cdot n_B^{0,682} \cdot \left(\frac{C}{d}\right)^{-0,178} \cdot (\sin \alpha)^{1,995} \quad (2.14)$$

A relação entre o número de potência, N_P , e o número de Reynolds, Re , é representada através da Figura 2.11 para alguns tipos de impelidores.

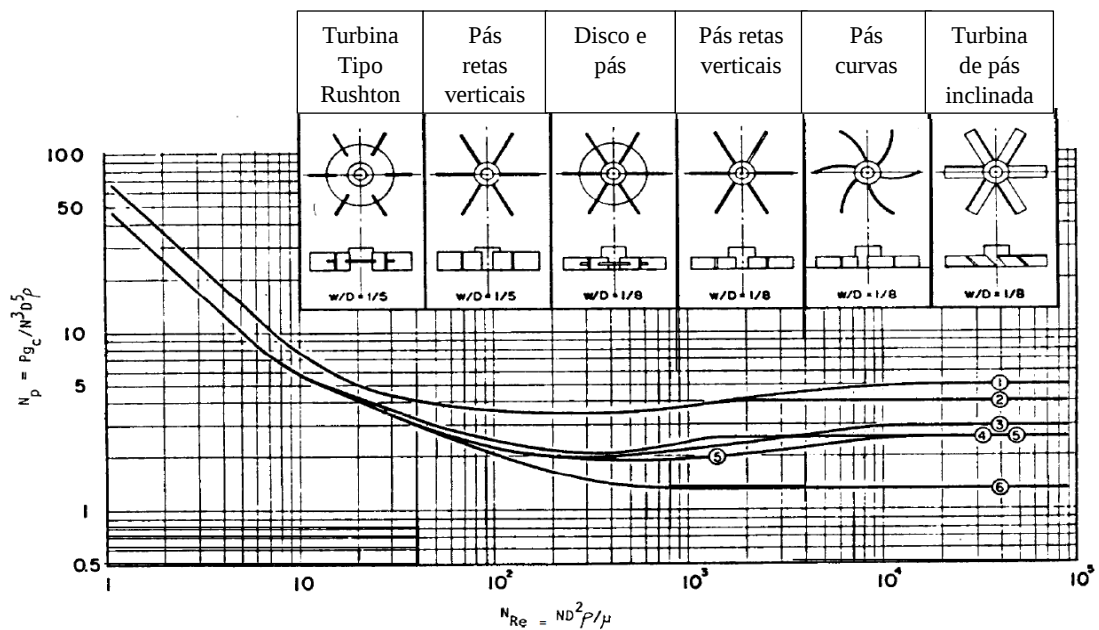


Figura 2.11 – Relação do Número de Potência em função do Número de Reynolds
(Fonte: WALAS, 1998)

2.2.2 - Número de Vazão

O impelidor agindo sobre um fluido produz um deslocamento volumétrico, desenvolvendo uma vazão contínua como o rotor de uma bomba sem o casco (CHEREMISINOFF, 2000). A relação entre o fluxo produzido, rotação e o diâmetro do impelidor, é chamada de número de bombeamento, ou de fluxo, N_Q , representada pela Equação 2.15, desenvolvida a partir do estudo de similaridade entre impelidor e o rotor de uma bomba.

$$N_Q = \frac{Q}{N \cdot d^3} \quad (2.15)$$

Sendo:

N_Q o Número de bombeamento (adimensional);

Q o fluxo, m^3/s ; e

N , d como definido anteriormente.

A determinação do número de bombeamento, parte do estudo da vazão produzida pelo impelidor através de medições, diretas ou indiretas, de velocidade como *laser Doppler* velocímetro (LDV), métodos fotográficos, diferencial de pressão, tubo Pitot, termografia, ultrassom *Doppler* velocímetro e tomografia, entre outros

(MAVROS, 2001). A geometria do sistema e do impelidor, bem como a eficiência hidráulica de bombeamento influenciam na vazão produzida (JAKOBSEN, MORK e GRISLINGAS, 2011 e WU e PULLUM, 2002), sendo proposto o cálculo de N_Q a partir das dimensões do equipamento e dos fatores de forma S_1 a S_{10} (MEDEK et al. apud FORT et al., 2002), de acordo com a Equação 2.16. Sano e Usui (1985) (apud TATTERSON, 1991) apresentou correlações para impelidores de pás (Equação 2.17) e turbinas (Equação 2.18).

$$N_Q = 0,745 \cdot n_B^{0,233} \cdot \left(\frac{C}{d}\right)^{0,254} \cdot \left(\frac{T}{d}\right)^{0,023} \cdot \left(\frac{Z}{T}\right)^{0,251} \cdot (\sin \alpha)^{0,468} \quad (2.16)$$

$$N_Q = 1,3 \cdot \left(\frac{d}{T}\right)^{-0,86} \cdot \left(\frac{W}{T}\right)^{0,82} \cdot n_B^{0,60} \quad (2.17)$$

$$N_Q = 0,8 \cdot \left(\frac{d}{T}\right)^{-0,70} \cdot \left(\frac{W}{T}\right)^{0,82} \cdot n_B^{0,60} \quad (2.18)$$

Na qual N_Q é o Número de bombeamento (adimensional); e as demais variáveis como descritas anteriormente.

A relação entre o número de fluxo e o número de potência resulta na eficiência hidráulica do impelidor (E_P) (LUDWIG, 1999, OLDSHUE, 1933, BROZ et al. 2004, FORT et al. 2002), conforme Tabela 2.7 e Equações 2.19 e 2.20.

Tabela 2.7 – Eficiência hidráulica do impelidor - E_P

Autor	Modelo
NIENOW (1997)	$E_P = \frac{N_Q^3}{N_P} \cdot \left(\frac{d}{T}\right)^4 \quad (2.19)$
FORT et al. (2002)	$E_P = 0,274 \cdot n_B^{-0,008} \cdot \left(\frac{C}{d}\right)^{0,597} \cdot \left(\frac{d}{T}\right)^{3,566} \cdot (\sin \alpha)^{-0,673} \quad (2.20)$

O número de bombeamento, assim como o de potência, do impelidor é geralmente fornecido pelo fabricante, podendo ser estimado conforme visto. A Tabela 2.8 lista os valores de N_P e N_Q divulgados por fabricantes e literatura diversa.

Tabela 2.8 – Número de Potência e de Bombeamento para impelidores

Fonte	Tipo Impelidor	N_P	N_Q
WALAS (1990)	PBT 45	1,30 - 1,40	0,60 - 0,87
	FBT	3 - 5	0,70 - 0,85
RAJU (2011)	PBT 45	1,37	—
	FBT	3,96	—
	<i>Hydrofoil</i>	0,31	—
HEMRAJANI e TATTERSON (2004)	PBT 45	1,27	0,79
	Rusthon	—	0,72
	<i>Hydrofoil</i>	0,30	0,55 - 0,73
<i>Chemical Plant & Engineering Pty Ltd Australia (2010)</i>	PBT 45	1,37	0,68
	FBT	3,50	0,74
	Rusthon	5,00	0,82
	RTF4 <i>Hydrofoil</i>	0,15	0,50
	<i>Ekato Hydrofoil</i>	0,32	0,50
	<i>Chemineer HE-3 Hydrofoil</i>	0,36	0,50
	<i>Warman AF Hydrofoil</i>	0,37	0,58
	<i>Lightnin A310 Hydrofoil</i>	0,30	0,56

A partir dos valores apresentados na Tabela 2.9 é possível observar que os impelidores radiais (FBT e Rushton) apresentam o maior número de potência, enquanto o tipo axial (*Hydrofoil*) o menor, corroborando com a maior eficiência energética deste último. O impelidor tipo PBT, fluxo misto, sendo que a predominância de um padrão (axial e radial) em relação a outro é função da altura em relação ao fundo do tanque (C/T). Desta forma, os valores dos números de potência e de bombeamento, situam-se numa posição intermediária entre os padrões de fluxo axial e radial. O número de bombeamento pode ser relacionado com o número de Reynolds, Figura 2.12, e da relação entre os diâmetros do impelidor e do tanque (d/T).

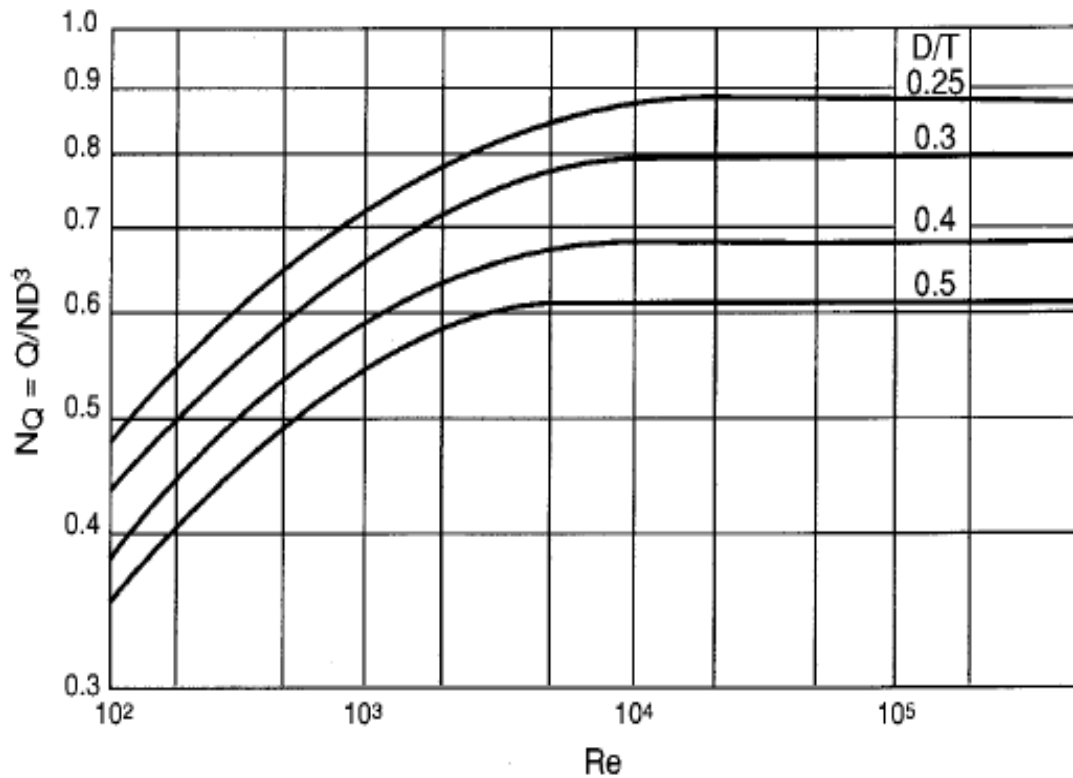


Figura 2.12 - Número de bombeamento em função de Re

(Fonte: PAUL, ATIEMO-OBENG e KRESTA 2004)

O fluxo desenvolvido pelo impelidor resulta em uma velocidade superficial (WALAS, 1990, HICKS, MORTON e FENIC, 1976) que caracteriza a intensidade da mistura e de acordo com o grau de agitação, classificada em faixas, conhecida como Índice de agitação apresentada na Tabela 2.9, relativa à suspensão de sólidos.

Tabela 2.9 - Índice de agitação para suspensão de sólidos

Índice de Agitação	Velocidade Superficial	Suspensão de Sólidos Descrição
	m/s	
1 a 2	0,03	Suspensão de Sólidos mínima; a velocidade de 0,03m/s:
	a	Produz movimento de todos sólidos com a velocidade de sedimentação
	0,06	Movimenta filetes de sólidos no fundo do tanque e causa suspensão intermitentemente
3 a 5	0,09	Característica da maioria das aplicações para sólidos em suspensão e dissolução: a velocidade de 0,09 m/s:
	a	Suspende todos os sólidos do fundo do tanque que tenham velocidade de sedimentação igual ou inferior
	0,15	Produz uma pasta uniforme até um terço do nível do líquido
		Possibilita a extração da pasta em bocais localizados a baixa altura
6 a 8	0,18	Faixa na qual a distribuição de sólidos pode ser aproximada a velocidade de 0,18 m/s:
	a	Produz uniforme distribuição até 95% do nível do líquido
	0,24	Possibilita a extração da pasta em bocais localizados até 80% do nível de líquido
9 a 10	0,27	Quando a máxima uniformidade possível é necessária, a velocidade de 0,27 m/s:
	a	Produz pastas com uniformidade de 98% do nível de líquido
	0,30	Possibilita a extração da pasta por meio de <i>overflow</i>

(Fonte: WALLAS, 1990, adaptado pelo Autor)

2.3- Suspensão de sólidos em tanques com agitação mecânica

Na indústria, a suspensão e homogeneização de sólidos em líquidos é executado quase que exclusivamente por sistemas mecanicamente agitado, sendo utilizado nos setores produtivos ou de estocagem do produto final. A interação entre sólidos e líquidos tem sido estudada ao longo dos tempos, sendo um dos processos mais bem documentados dentre os demais relacionados a este tema.

Entre os critérios de trabalho para esta operação, a velocidade do fluxo em qualquer ponto do tanque, deve ser superior ou igual a velocidade terminal de sedimentação das maiores partículas ou mais pesadas (RUSHTON e OLDSHUE, 1953). A suspensão de sólidos em um meio líquido apresenta modificações do padrão de agitação, em função das propriedades físicas do sólido como granulometria, densidade, forma e concentração, que resultam na alteração das características do fluido. Assim, para manter este sistema homogêneo, ou pseudo-homogêneo, é necessário satisfazer o critério de velocidade em um meio modificado, que requer um aumento da rotação ou do diâmetro do impelidor, resultando no aumento do consumo de potência. A fim de reduzir este custo extra no projeto e operação, diversas alternativas vem sendo estudadas, tais como o uso de *draft tube*, modificações da geometria do tanque e novos tipos de impelidores.

Os principais objetivos da suspensão de sólidos são a uniformidade da suspensão das partículas no líquido, para manter a polpa homogênea, e a redução da resistência da difusão ao redor destas partículas, essencial para dissolução e reação no meio líquido (NAGATA, 1975). Nesta corrente, Paul, Atiemo-Obeng, e Kresta (2004) descrevem a mistura sólido-líquido como o fato de suspensão, ressuspensão dos sólidos decantados, incorporação dos sólidos sobrenadantes, dispersão dos sólidos agregados e transferência de massa através da interface sólido-líquido.

A suspensão de sólidos pode ser classificada como (OLDSHUE, 1933):

- | | |
|----------------------------|---|
| <i>On bottom motion</i> - | todas partículas, incluindo as de grandes dimensões, estão em movimento no fundo do tanque; |
| <i>Off bottom motion</i> - | todas partículas, incluindo as de grandes dimensões, estão se movendo fora do fundo do tanque, com alguma |

velocidade vertical. Partículas finas podem estar uniformemente suspensas.

Complete uniformity - todas partículas, incluindo as de grandes dimensões, estão suspensas no tanque, atendendo um grau de homogeneização em função da potência cedida.

O conhecimento das propriedades físicas e reológicas da polpa é fundamental para a determinação do ponto de operação do sistema, considerando a finalidade do mesmo (suspensão, homogeneização, dissolução, reação ou cristalização) e as características da polpa resultante em diferentes concentrações. Desta forma, análises químicas para determinação da composição, distribuição granulométrica, densidade e solubilidade devem ser realizadas. Na ausência de resultados analíticos, a densidade e a viscosidade da polpa devem ser estimadas, através de correlações encontradas em literatura corrente (MOORE, G., 2003, WARMAN, 2009, ABULNAGA, 2002, PERRY, 2004), conforme Equações 2.21 a 2.23.

A concentração volumétrica pode ser obtida a partir da concentração mássica, com a utilização da Equação 2.21 (ABULNAGA, 2002).

$$C_V = \frac{100 \left(\frac{C_W}{\rho_S} \right)}{\left(\left(\frac{C_W}{\rho_S} \right) + \frac{(100 - C_W)}{\rho_L} \right)} \quad (2.21)$$

Na qual:

C_V é a concentração em volume;

C_W é a concentração em massa;

ρ_S é a densidade do sólido, kg/m³; e

ρ_L é a densidade do líquido, kg/m³

A densidade da polpa pode ser calculada a partir da Equação 2.22, que relaciona as densidades (sólido e líquido) e a concentração em massa do sólido (ABULNAGA, 2002).

$$\rho_M = \frac{100}{\left(\left(\frac{C_W}{\rho_S} \right) + \frac{(100 - C_W)}{\rho_L} \right)} \quad (2.22)$$

Sendo ρ_M a densidade da polpa, kg/m³, e os demais como descritos.

A viscosidade absoluta (ou dinâmica) de mistura heterogênea, com reologia Newtoniana, de sólidos em líquidos, pode ser estimada a partir do modelo de Thomas (1965) para concentrações maiores que 20% em volume, Equação 2.23, (ABULNAGA, 2002).

$$\frac{\mu_M}{\mu_L} = 1 + K_1\varphi + K_2\varphi^2 + Av \cdot e^{(Bv\varphi)} \quad (2.23)$$

Sendo,

μ_M a viscosidade da polpa;

μ_L a viscosidade do líquido;

K_1 constante igual a 2,5;

K_2 constante entre 10,05 a 14,1;

Av constante igual a 0,00273;

Bv constante igual a 16,6; e

φ a concentração em volume.

2.3.1- Hidrodinâmica da suspensão de sólidos

A manutenção de uma partícula em suspensão, em um tanque mecanicamente agitado, é basicamente o resultado entre as forças de arraste e de elevação, causadas pelo movimento do fluido sobre o sólido. O impelidor ao impulsionar o fluido tende a arrastar o sólido em repouso, inicialmente em um movimento superficial, circular, levantando as partículas de menor dimensão com densidade próxima a do líquido. O aumento da velocidade do impelidor provoca a formação de redemoinhos que deformam as camadas do sólido em repouso, produzindo um movimento de rolagem no fundo do tanque, sendo levantados ocasionalmente. Um novo incremento da velocidade irá proporcionar um aumento da força de arraste, que sobrepujará a tendência de sedimentação do sólido pela ação da gravidade, resultando na suspensão das partículas sólidas mais pesadas do fundo do tanque (PAUL, ATIEMO-OBENG, e KRESTA, 2004).

A velocidade livre de sedimentação de uma partícula é alcançada quando a força de arraste é balanceada pelas forças gravitacionais e flutuabilidade. Em sistemas sólido-líquido com agitação mecânica, a velocidade de sedimentação é menor que a velocidade livre (GUIRAUD et al., 1997 apud PAUL, ATIEMO-OBENG, e

KRESTA, 2004). A velocidade terminal de uma partícula sólida, esférica, em um líquido Newtoniano, pode ser calculada pela Equação 2.24:

$$V_T = \left(\frac{4 g_C d_P (\rho_S - \rho_L)}{3 C_D \rho_L} \right)^{\left(\frac{1}{2}\right)} \quad (2.24)$$

Na qual:

V_T é a velocidade livre de sedimentação, m/s;

g_C é a aceleração da gravidade, m/s²;

d_P é o diâmetro da partícula, m;

ρ_L, ρ_S é a densidade do líquido e do sólido, respectivamente, kg/m³;

C_D é o coeficiente de arraste

O coeficiente de arraste é uma função do número de Reynolds da partícula (Re_P) Equação 2.26, e da geometria do sólido, representada na Figura 2.13. Para $Re_P < 3.10^5$, que cobre um grande range de utilização para polpas, Turton e Levenspiel (1986) (apud WILSON et al., 2006) propôs a Equação 2.25 para o cálculo do coeficiente de arraste (C_D).

$$C_D = \frac{24}{Re_P} (1 + 0,173 Re_P^{0,657}) + \frac{0,413}{(1 + 1,63 \cdot 10^4 Re_P^{-1,09})} \quad (2.25)$$

Sendo Re_P o número de Reynolds da partícula, definido pela Equação 2.26.

$$Re_P = \frac{\rho_L \times V_{TS} \times d_p}{\mu} \quad (2.26)$$

Na qual:

Re_P é o número de Reynolds para a partícula;

ρ_L é a densidade do fluido, kg/m³;

V_{TS} é a velocidade terminal, m/s;

d_P é o diâmetro da partícula, m; e

μ é a viscosidade do fluido, Pa.s.

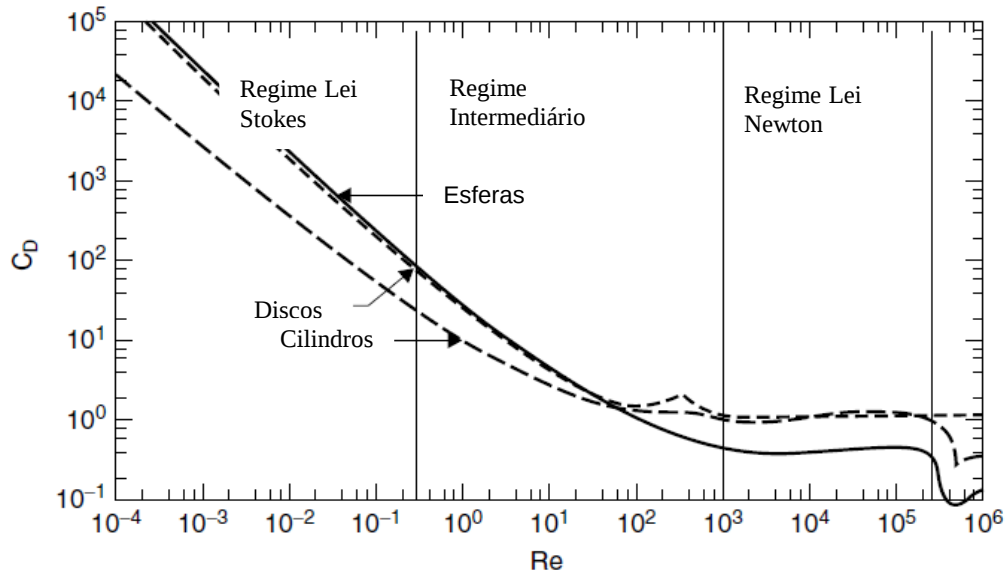


Figura 2.13 - Coeficiente de arraste como função do número de Reynolds

(Fonte: PAUL, ATIEMO-OBENG, e KRESTA, 2004)

Propostas do cálculo do coeficiente de arraste em função do número de Reynolds da partícula, tem sido realizadas ao longo dos tempos sendo apresentadas no trabalho Kelessidis (2003) várias correlações para a determinação de C_D em diversos ranges de Re_P , para fluidos Newtonianos e não Newtonianos. A tabela 2.10 apresenta o cálculo de C_D para 3 fases de fluxo para fluido Newtoniano.

Tabela 2.10 - Coeficiente de arraste e regime de fluxo

Regime	Reynolds	C_D
Laminar (Lei de Stokes)	$Re_P < 0,3$	$C_D = 24/Re_P$
Intermediário	$0,3 < Re_P < 10^3$	$C_D = 18,5/Re_P^{3/5}$
Turbulento (Lei de Newton)	$103 < Re_P < 35.10^4$	$C_D = 0,445$

(Fonte: PAUL, ATIEMO-OBENG, e KRESTA, 2004)

Com a substituição do valor de C_D na Equação 2.24, a velocidade terminal pode ser calculada nos regimes descritos, para fluidos Newtonianos, Equações 2.27 e 2.28, nas quais as variáveis são as mesmas enunciadas neste texto.

1- Regime Laminar (Lei de Stokes), $Re_P < 0,3$

$$V_T = \frac{g_c d_p^2 (\rho_S - \rho_L)}{18\mu} \quad (2.27)$$

2- Regime Turbulento (Lei de Newton), $1000 < Re_P < 35 \times 10^4$

$$V_T = 1.73 \left[\frac{g_c d_p (\rho_s - \rho_L)}{\rho_L} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2.28)$$

A presença de outras partículas com menores velocidades terminais dificultam a sedimentação (*hindered settling*), causada pela interação com as demais partículas na vizinhança, movimentação do fluido e do sólido e aumento da viscosidade aparente e da densidade. Desta forma, a velocidade de sedimentação dificultada, pode ser correlacionada considerando a fração volumétrica de sólidos, através da Equação 2.29 (PAUL, ATIEMO-OBENG, e KRESTA, 2004).

$$V_{TS}^1 = V_T \cdot (1 - X)^{n_K} \quad (2.29)$$

Na qual:

V_{TS}^1 é a velocidade sedimentação dificultada, m/s;

V_T é a velocidade de sedimentação livre, m/s;

X é a fração volumétrica dos sólidos em suspensão; e

n_K é adimensional em função do Re_P , de acordo com:

$n_K = 4,65$ para $Re_P < 0,3$;

$n_K = 4,375 Re_P^{-0,0875}$ para $0,3 < Re_P < 1000$; e

$n_K = 2,33$ para $Re_P > 1000$

A suspensão dos sólidos do fundo do tanque implica no aumento do consumo de potência, dispersa pela rotação do impelidor, até que seja atingida a condição de que partículas do sólido não fiquem mais do que 1 a 2 s em contato com o fundo do tanque (ZWIETERING, 1958 apud WANG, 2010). Este critério é conhecido como rotação crítica de suspensão ou critério de 1s e é utilizado para determinação da rotação crítica (N_{js}), a partir da qual não ocorre a deposição do sólido. A homogeneização da polpa é alcançada com o aumento de velocidade do impelidor, acima da rotação crítica, que irá proporcionar a distribuição dos sólidos na solução.

A determinação da rotação crítica proposta por Zwietering (1958), Equação 2.30, considera 10 variáveis, relacionando a geometria do tanque, do impelidor, propriedades do sólido e líquido e a razão da massa de sólido. Ao longo dos tempos, diversos pesquisadores (BARESI e BALDI (1987), MERSMANN e LAUFHUTTE

(1985), SHAMLOU e ZOLFAGHARIAN (1987), MOLERUS e LATZEL (1987), WICHTERLE (1988) apud MAK, 1992) propuseram modelos para a suspensão de sólidos. Uma visão geral das correlações empíricas para velocidade crítica do impelidor é apresentada por Panneerselvam, (2009).

$$N_{JS} = S_z \cdot v^{0.1} \cdot \left(\frac{g_c \cdot \Delta\rho}{\rho_L} \right)^{0.45} \cdot d_p^{0.2} \cdot X^{0.13} \cdot d^{-0.85} \quad (2.30)$$

Sendo:

N_{JS} a rotação crítica;

S_z a constante adimensional em função da geometria do sistema;

v a viscosidade dinâmica;

g_c a constante gravitacional;

$\Delta\rho$ e ρ_L a diferença de densidades e densidade do líquido, respectivamente;

d_p o diâmetro da partícula;

X a razão mássica entre sólido e líquido; e

d o diâmetro do impelidor.

2.3.2- Distribuição de sólidos em tanques com agitação mecânica

A suspensão dos sólidos em tanques mecanicamente agitados, pode ser avaliada através da distribuição das partículas no sistema, ao longo das direções axial e radial, sendo que o levantamento da concentração de sólidos na direção axial é a opção de maior vulto bibliográfico, por possibilitar a construção da curva de distribuição de sólidos em relação à altura do tanque e a determinação da altura de suspensão (LIMA, 2009).

A determinação da concentração a diversas alturas do tanque traça um perfil vertical de distribuição; no entanto, não é possível a avaliação da homogeneidade da polpa. O gráfico da concentração em função da altura permite conhecer a extensão da suspensão das partículas. O modelo de "sedimentação-dispersão de sólidos" proposto por Baresi e Baldi (1987) (apud LIMA, 2009) permite descrever a distribuição axial do sólido, a partir do balanço de massa do fluxo ascendente de partículas,

causado pela dispersão turbulenta de sólidos e da sedimentação de partículas devido à ação da gravidade (Equação 2.31).

$$V_T \cdot C_Z + D_S \left(\frac{dC_Z}{dZ} \right) = 0 \quad (2.31)$$

Nesta equação temos:

V_T a velocidade terminal do sólido;

C_Z a concentração de sólidos na altura Z ;

D_S é o coeficiente de dispersão turbulenta dos sólidos; e

Z é a altura da polpa.

Isolando a concentração em relação à altura, Equação 2.32, e tomando amostras ao longo do eixo axial do tanque e analisando a concentração a cada altura, é possível construir um gráfico $\ln C_Z$ em função de Z , onde a inclinação da curva será a relação entre a velocidade terminal e o coeficiente de dispersão. A falta de um perfil de concentração significa que a suspensão atingiu um estado homogêneo no tanque.

$$\left(\frac{d \ln(C_Z)}{dZ} \right) = \frac{-V_T}{D_S} \quad (2.32)$$

Os resultados obtidos devem ser analisados a partir do número de Peclet modificado (SCHUBERT, 1999, apud LIMA, 2009), Equação 2.33, que representa a razão entre as velocidades de transporte por convecção e dispersão, representando 3 tipos de distribuição vertical, a saber:

$\dot{P}e > 100$ - aterramento do tanque;

$\dot{P}e < 0,1$ - distribuição homogênea no perfil axial; e

$100 < \dot{P}e < 0,1$ - transição dos sólidos - fundo do tanque / distribuição

$$\dot{P}e = Z \cdot \left(\frac{V_T}{D_S} \right) \quad (2.33)$$

Estudos desenvolvidos por Magelli et al. (1991) (apud MAK, 1992) a partir da equação de difusão simplificada concluíram que a concentração do sólido pode ser estimada a partir do número de $\dot{P}e$, Equação 2.34.

$$\frac{C_{IJ}}{C_M} = \frac{\dot{P}_E}{(1 - e^{-\dot{P}_E})} e^{\frac{-\dot{P}_E}{Z_j}} \quad (2.34)$$

Na qual,

C_{IJ} é a concentração volumétrica local (i - rotação e j a posição); e
 C_M é concentração volumétrica média.

Considerando que a não homogeneidade seja caracterizada pelo desvio padrão relativo (RSD), Equação 2.35, da concentração de sólidos com respeito ao valor médio, Magelli propôs expressar o RSD como função de Pe^* , Equação 2.36.

$$RSD = \frac{1}{C_M} \left[\left(\frac{1}{m} \right) \sum_1^m (C_{IJ} - C_M)^2 \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2.35)$$

Sendo, m o número de amostragens.

$$RSD = \left[\frac{Pe}{2} \frac{(e^{2Pe}-1)}{(e^{Pe}-1)^2} - 1 \right]^{\frac{1}{2}} \quad (2.36)$$

2.4 - Reologia

A reologia é o estudo do fluxo e deformação dos materiais, é de fundamental importância, para análise e projeto de equipamentos como tanques com impulsores mecânicos, bombas, tubulações e acessórios, utilizados em processos de preparação e transferência de polpa como minerodutos e alimentação de matéria-prima nas diversas etapas produtivas industriais.

Em termos reológicos os fluidos são caracterizados como Newtonianos, quando a relação entre a tensão de cisalhamento (τ) e o gradiente de velocidade (taxa de cisalhamento, $\dot{\gamma}$), Equação 2.37, resulta em uma constante, chamada de coeficiente de viscosidade.

$$\tau = \mu \cdot \dot{\gamma} \quad (2.37)$$

Na qual:

τ é a Tensão de cisalhamento (*shear stress*), Pa;

μ é a Viscosidade, Pa.s; e

$\dot{\gamma}$ é a Taxa de cisalhamento (*shear rate*), s^{-1} .

Os fluidos não-Newtonianos são aqueles que não apresentam como constante a relação entre tensão e taxa de cisalhamento. Estes fluidos podem ser classificados como dilatantes (*shear-thickening*), pseudoplásticos (*shear-thinning*), plástico de Bingham e pseudoplásticos com tensão de escoamento. Para fluidos que apresentem uma dependência do tempo de deformação, estes são classificados como tixotrópicos e reopéticos. Esta última denominação está de acordo com o comportamento do fluido em função da taxa de deformação, com o tempo de aplicação de uma dada taxa de cisalhamento, sendo tixotrópicos aqueles que apresentam uma redução da viscosidade e reopéticos aqueles que apresentam um incremento na viscosidade. A caracterização reológica apresentada graficamente resulta na curva de fluxo e na curva de viscosidade. Fluidos tixotrópicos e reopéticos apresentam diferenças nas curvas em função do aumento e redução da taxa de cisalhamento.

O modelo de Herschel-Bulkley, Equação 2.38, também conhecido por fluido de potência com tensão, ou limite, de escoamento, τ_0 , ou fluido de potência modificado (MACHADO, 2002), pode ser considerado uma generalização do modelo de Bingham, para o índice de consistência igual a viscosidade, e do modelo de Ostwald de Waale para τ_0 igual a zero (CHHABRA et al. 1999).

$$\begin{aligned} \tau &= \tau_0 + K \cdot (\dot{\gamma})^n && \text{para } \tau > \tau_0 \\ \dot{\gamma} &= 0 && \text{para } \tau \leq \tau_0 \end{aligned} \quad (2.38)$$

Na qual:

τ é a Tensão de cisalhamento (*shear stress*), Pa;

τ_0 é a Tensão de escoamento (*yield stress*), Pa;

K é o Índice de consistência; Pa.sⁿ

n é o Índice de comportamento, ou de fluxo;

Para $n < 1$ o fluido é pseudoplástico;

Para $n = 0$ o fluido é Newtoniano;

Para $n > 1$ o fluido é dilatante; e

$\dot{\gamma}$ é a Taxa de cisalhamento (*shear rate*), s^{-1} .

Considerando o fluido sem tensão inicial de escoamento a Equação 2.38 representa a Lei da Potência, ou modelo de Ostwald de Waale, expressa pela Equação 2.39.

$$\tau = K \cdot (\dot{\gamma})^n \quad (2.39)$$

Sendo a viscosidade para fluidos não-Newtonianos, Equação 2.40, obtida via Equação 2.37 e substituída na Equação 2.39.

$$\mu = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} = K \cdot (\dot{\gamma})^{n-1} \quad (2.40)$$

Na qual μ é a viscosidade em Pa.s

Nos reômetros do tipo rotacional (cilíndrico coaxial, placas paralelas e cone-placa), a amostra é colocada no espaço anular (*gap*) entre os cilindros e é submetida a um cisalhamento por determinado tempo, sendo os dados resultantes tratados matematicamente. Estes equipamentos podem ter um controlador de entrada de tensão e determinar a taxa de cisalhamento resultante, chamados de "reômetros de tensão controlada" (*controlled stress rheometers*) ou reômetros CS; ou ter o controle de entrada da taxa de cisalhamento e determinar a tensão de cisalhamento resultante, chamados de "reômetros de taxa controlada" (*controlled rate rheometers*) ou reômetros CR (SCHARRAMM 2006 traduzido por MOTHÉ et al., 2006).

O resultado de análise de reometria demonstrada graficamente, recebe o nome de curvas de fluxo, Figura 2.14.

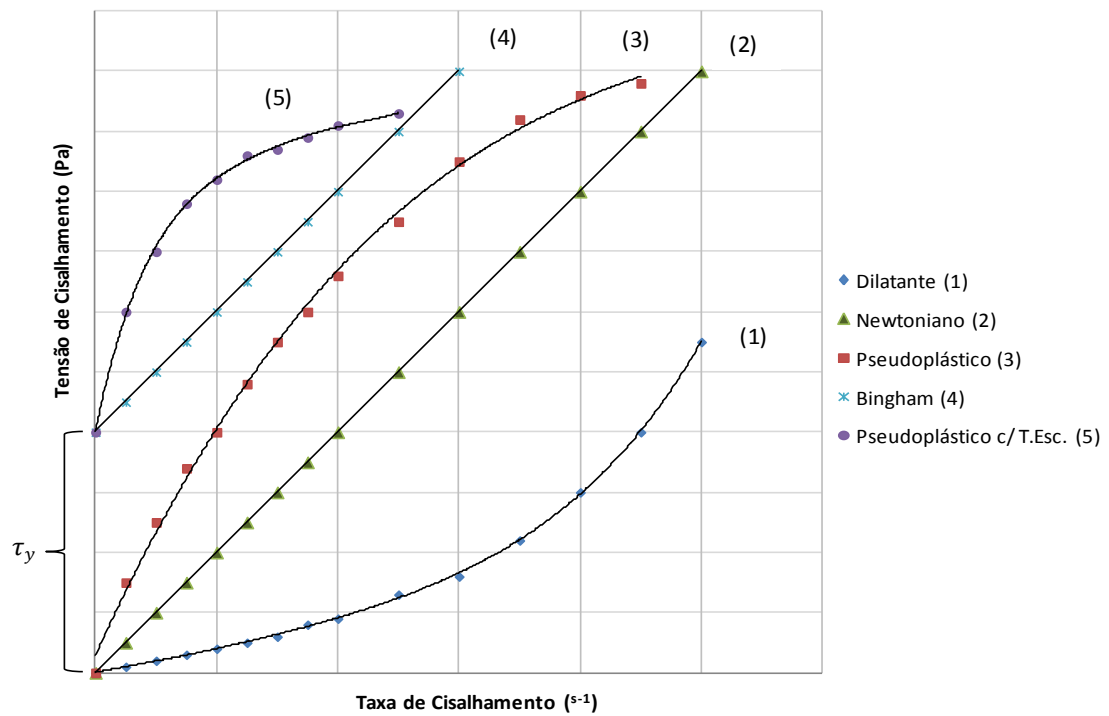


Figura 2.14 - Curvas de Fluxo

(Fonte: MACHADO, 2002)

A viscosidade possui curvas específicas, Figura 2.15, quando representadas em forma gráfica em função da taxa de cisalhamento.

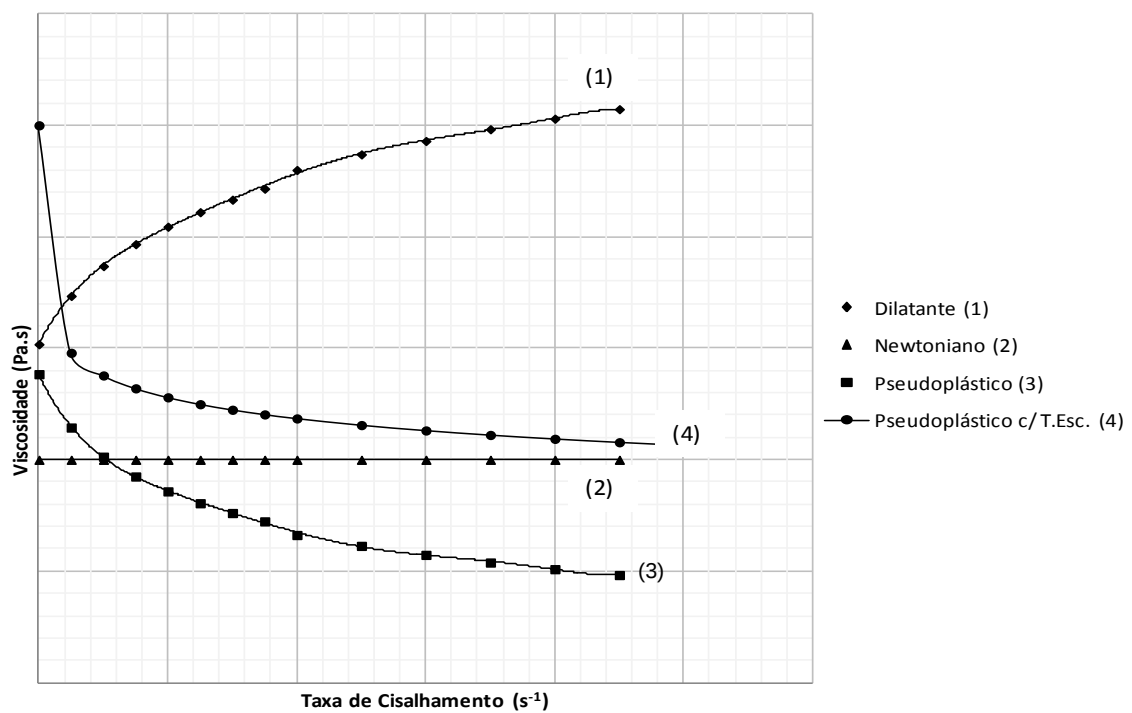


Figura 2.15 - Curva de viscosidade em função da taxa de cisalhamento

(Fonte: MACHADO, 2002)

Os fluidos dependentes do tempo são chamados de tixotrópicos, quando a redução gradual do cisalhamento é seguida por uma recuperação da estrutura inicial do material, e reopéticos quando o aumento da taxa de cisalhamento proporciona esta reestruturação, Figura 2.16. Como característica da representação gráfica, é apresentado desvio entre as curvas de aumento e de diminuição da taxa de cisalhamento. De forma geral, o comportamento da viscosidade é similar aos fluidos pseudoplásticos para o grupo tixotrópico e como dilatante para os reopéticos (BARNES, 1993).

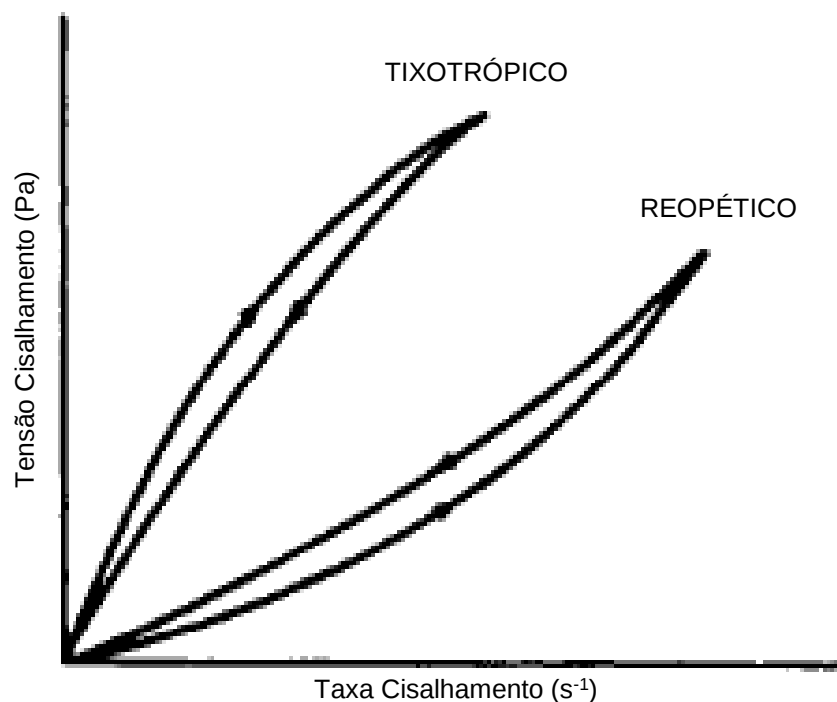


Figura 2.16 - Curva de fluxo para fluidos dependentes do tempo
(Fonte: SCHRAMM, 2006).

2.4.1- Viscosidade, Re e constante de Metzner e Otto

O número de Reynolds, Re , descreve a taxa entre as forças inerciais e as forças viscosas do fluido, determinando o regime do fluido como laminar, turbulento ou de transição. Em sistemas com agitação mecânica Re é determinado através da Equação 2.41, onde a viscosidade aparente, μ_{ap} é definida pela média do gradiente de velocidade $(du/dy)_{av}$ (McCABE, SMITH e HARRIOTT, 1985).

$$R_E = \frac{\rho \cdot N \cdot d^2}{\mu_{AP}} \quad (2.41)$$

Na qual,

Re é o número de Reynolds, adimensional;

μ_{ap} é a viscosidade aparente, Pa.s;

ρ é a densidade, kg/m³;

N é a rotação, s⁻¹; e

d é o diâmetro do impelidor, m.

Para os fluidos não Newtonianos a viscosidade é dependente da taxa de cisalhamento, sendo que para os fluidos que seguem a Lei da Potência, Equação 2.40, o número de Reynolds pode ser determinado através da Equação 2.42.

$$R_E = \frac{\rho \cdot N \cdot d^2}{K \cdot \dot{\gamma}^{(n-1)}} \quad (2.42)$$

Sendo,

K o índice de consistência; e

n o índice de comportamento.

Metzner e Otto (1957) (apud TATTERSON, 1991) propuseram um procedimento que assume que a taxa de cisalhamento médio do impelidor, reflete em um consumo de potência e que esta taxa de cisalhamento é diretamente proporcional a velocidade do propulsor, Equação 2.43, devendo a constante de proporcionalidade ser determinada experimentalmente (NIENOW et al., 1997). Este conceito vem sendo utilizado ao longo dos anos, nos estudos de sistemas mecanicamente agitados com fluidos não Newtonianos

$$\dot{\gamma} = k_s \cdot N \quad (2.43)$$

Sendo k_s a constante de proporcionalidade, adimensional, dependente da geometria do impelidor.

O número de Reynolds pode ser determinado, Equação 2.44, com a substituição da Equação 2.43 na Equação 2.42, e com o auxílio de valores de k_s tabelados, Tabela 2.11.

$$R_E = \frac{\rho \cdot N^{(2-n)} \cdot d^2}{K \cdot k_s^{(n-1)}} \quad (2.44)$$

Tabela 2.11 - Valores de k_s para impelidores

Pesquisador	NAGATA, S.	METZNER	TANIYAMA
Helicoide	30	—	—
Âncora	25	—	—
Pás	10,5	13	11
PBT 6 pás	11,83	11 - 13	10,6
Pás curvadas	—		7,1
Marítimo	—	10	—

(Fonte: NAGATA 1975)

O procedimento proposto por Metzner e Otto (1957) (apud NAGATA, 1975) foi desenvolvido a partir de fluido pseudoplástico, com comportamento reológico de acordo com a Lei da Potência; bem como tem sido comprovada sua efetividade para aplicação com fluidos que são ajustados com outros modelos reológicos (NAGATA, 1975). De forma geral, o método compara a correlação N_P - R_E de um fluido Newtoniano, com o número de potência de um não Newtoniano, considerando que no regime laminar existe uma correlação entre o N_P dos fluidos.

O método para determinação de k_s descrito por Nagata é relatado a seguir:

1. Para um dado impelidor, levantar a curva N_P x R_E para um fluido Newtoniano;
2. Determinar o N_P' para o fluido pseudoplástico, com o mesmo impelidor, para uma rotação especificada;
3. O correspondente R_E' é encontrado na curva do fluido Newtoniano (Figura 2.17);

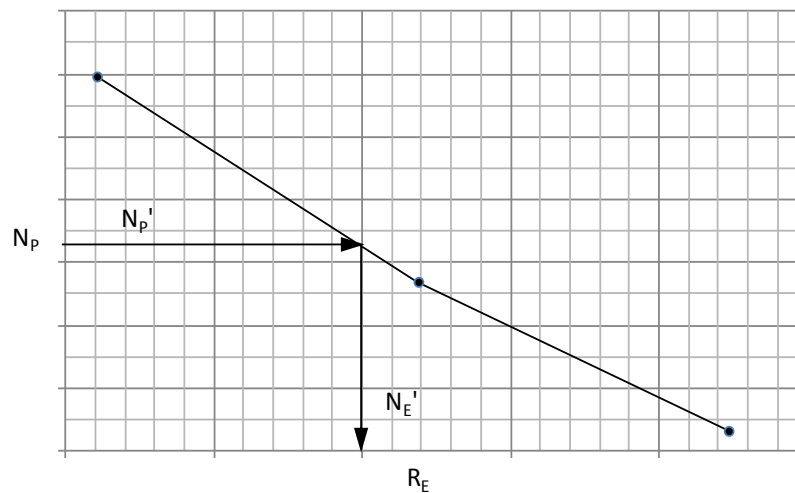


Figura 2.17 - Determinação de Re' na curva N_p em função de Re para fluido Newtoniano
(Fonte: NAGATA, 1975)

4. A viscosidade aparente, μ_{ap} , na condição de operação do fluido pseudoplástico é calculado do número de Reynolds (Equação 2.45);

$$\mu_{ap} = \frac{d^2 \cdot N \cdot \rho}{Re'} \quad (2.45)$$

5. Na curva de fluxo, reograma (Figura 2.18), determinar a correspondente taxa de cisalhamento médio no vaso de agitação ($\dot{\gamma}_{av}$), em função da viscosidade aparente. A $\dot{\gamma}_{av}$ do fluido é estimado para ser linearmente proporcional a velocidade do impelidor (Equação 2.43), podendo então ser calculado k_s (Equação 2.46)

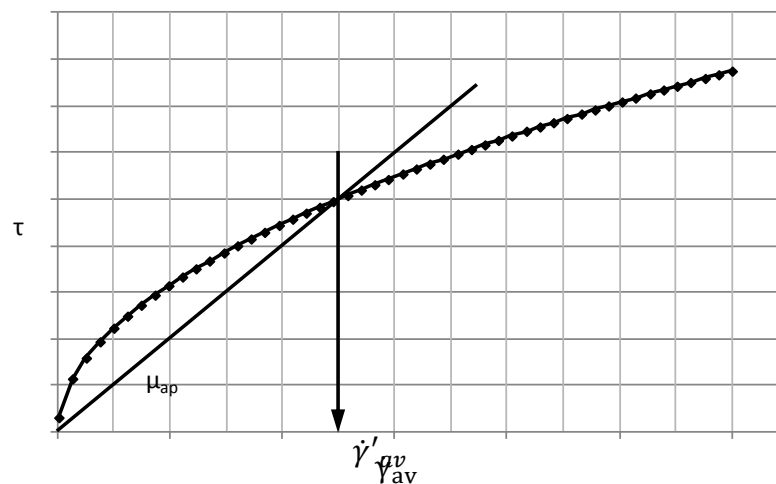


Figura 2.18 - Reograma e determinação de $\dot{\gamma}_{av}$ a partir da viscosidade aparente
(Fonte: NAGATA, 1975).

$$k_s = \frac{\dot{\gamma}_{av}}{N} \quad (2.46)$$

Os resultados obtidos com o uso do método descrito para fluido não Newtoniano, com comportamento pseudoplástico e em sistemas no regime laminar ou transiente, foram confirmados como efetivos por diversos autores como Middler e Finn (1966), Taguchi e Miyamoto (1966), Taniyama e Sato (1965), Foresti e Liu (1959), Calderbank e Moo-Young (1962) (apud NAGATA 1975). A aplicabilidade deste procedimento para impelidores tipo turbinas, pás e helicoides e fluidos com alta viscosidade, com comportamento pseudoplástico e de acordo com a Lei da Potência, foi comprovado por Nagata (1956) (apud NAGATA 1975).

Estudos de Calderbank e Moo-Young (1959) (apud HOLLAND e CHAPMAN, 1966) comprovaram a utilização do procedimento de Metzner e Otto para fluidos pseudoplásticos, propondo uma relação para fluidos dilatantes (HOLLAND e CHAPMAN, 1966), Equação 2.47. A utilização deste método também foi comprovada para fluidos de Bingham por Metzner et al. (1961) (apud HOLLAND e CHAPMAN, 1966), impelidores tipo âncora por Calderbank e Moo-Young (1961) (apud HOLLAND e CHAPMAN, 1966) e para fluidos que não obedecem a Lei da Potência por Goldleski e Smith (1962) (apud HOLLAND e CHAPMAN, 1966).

$$\dot{\gamma} = 12,8 \cdot N \cdot \left(\frac{d}{T}\right)^{0,5} \quad (2.47)$$

Na qual,

$\dot{\gamma}$ é a taxa de cisalhamento, s^{-1} ;

N é a rotação, s^{-1} ;

d é o diâmetro do impelidor, m;

T é o diâmetro do tanque, m; e

12,8 é constante de proporcionalidade.

Com o advento de novas técnicas de medição da velocidade do fluido na saída do impelidor, os valores de k_s vem sendo reavaliados a partir das condições iniciais utilizadas por Metzner e Otto. Estudos conduzidos por Torrez e Power (1998) (apud WU, GRAHAM e MEHIDI, 2006), por computação da dinâmica de fluidos (*computational fluid dynamics* - CFD) e experimentos na característica de velocidade na saída de turbina Rushton, com fluidos Newtonianos e pseudoplásticos,

encontraram valores experimentais para k_s de 12,1, enquanto que o resultado computado foi de 9,6 (WU, GRAHAM e MEHIDI, 2006). O valor divulgado em literatura é de 11,5. Wu, Graham e Mehidi (2006) através de estudos com velocímetro *Laser Doppler* (*laser Doppler velocimetry* - LDV), comprovaram a linearidade do coeficiente k_s com o número de bombeamento, N_Q , do impelidor, para fluidos Newtonianos e não Newtonianos com características pseudoplásticas.

Por outro lado, la Fuente, Choplin e Tanguy (1997), Carreau, Chhabra e Cheng (1993), e Tanguy et al. (1996) (apud ANNE-ARCHARD, MAROUCHE e BOISSON, 2006), examinando fluidos pseudoplásticos, n variando de 0,1 a 0,4, determinaram que o valor de k_s tende a aumentar com o índice de fluxo (n), enquanto Rieger e Novak (1973) e Sestak, Zitny e Houska (1986) (apud ANNE-ARCHARD, MAROUCHE e BOISSON, 2006) observaram forte redução neste valor. Estas validações comprovam que o valor de k_s depende da reologia dos fluidos com alta pseudoplasticidade (ANNE-ARCHARD, MAROUCHE e BOISSON, 2006). Hirata e Aoshima (1996) (apud ANNE-ARCHARD, MAROUCHE e BOISSON, 2006) propuseram que o valor de k_s é dependente da geometria do impelidor e da reologia do fluido.

Estudos realizados por Anne-Archard, Marouche e Boisson (2006) com fluidos de Bingham e impelidores do tipo dupla hélice e âncora, concluíram que o valor da constante de Metzner-Otto, k_s , não é uma opção quando o número de Bingham varia significativamente.

Hemrajani e Tatterson (PAUL, ATIEMO-OBENG, e KRESTA, 2004) ensinam que a constante k_s somente é válida para fluidos pseudoplásticos, operando no regime laminar ou de transição, sendo que esta relação não se aplica para fluidos não Newtonianos com comportamento reológico dilatante e plásticos de Bingham, e para o regime turbulento. Nesta mesma direção Foucault, Gabriel e Tanguy (2005), Forschner, Krebs e Schneider (1991) e Carreau, Chhabra e Cheng (1993) (apud JAHANGIRI 2008), limitam o uso da constante de Metzner-Otto somente para o regime laminar, Ulbrecht e Carreau (1985) (apud JAHANGIRI 2008) relata que o uso de k_s pode levar a grande erro no *scale up* de sistemas operando no regime de transição.

A suspensão e homogeneização de altas concentrações de sólidos com partículas finas, que resulte em uma solução pseudo-homogênea, apresenta um grande grau de incerteza em função das diversas variáveis do processo, como a densidade e dimensões das partículas, que atuam na velocidade dos sólidos e o comportamento reológico resultante, que reage à taxa de cisalhamento exercida no sistema, pelo impelidor e ao longo do tanque, de acordo com as linhas de fluxo. A influência destas variáveis no desenvolvimento do projeto de um sistema agitado mecanicamente, para atender a suspensão completa e homogeneização destes sólidos, bem como, a inclusão de novos acessórios e seus resultados no consumo de potência com incremento da eficiência operacional, foram a força motivadora deste estudo, que procurou estabelecer critérios, a partir das diversas discussões sobre o assunto, definindo as principais influências do uso de *draft tube* em um sistema de agitação mecânica de polpa mineral formada por partículas finas.

3. MATERIAIS E MÉTODOS

3.1. Caracterização físico-químico do mineral

Para a realização deste trabalho foi utilizado calcário proveniente de mina calcária, região de Pains, sul de Minas Gerais. O material recebido já se encontrava moído e seco, sendo preparada a amostragem através do método de quartejamento do material. A quantidade total foi separada em dois grupos, de forma que o primeiro foi utilizado para análises de caracterização e o segundo para os experimentos.

A composição química do calcário foi executada no Laboratório de Caracterização Tecnológica, POLI/USP, Anexo I.1, sendo determinado por análise quantitativa em amostra fundida com tetraborato de lítio anidro, por comparação com materiais certificados de referência na calibração Calcários TBL, em espectrômetro por fluorescência de raios X, *Axios Advanced*, marca *PANalytical*, e perda ao fogo (PF) efetuada a 1.050 °C por 1 hora. O resultado obtido é apresentado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 - Composição química do carbonato de cálcio

Composição	% peso
CaO	54,5
MgO	0,46
SiO ₂	0,79
Al ₂ O ₃	0,13
Fe ₂ O ₃	0,10
P ₂ O ₅	0,10
MnO	< 0,10
Perda ao Fogo	43,7

Considerando as diferenças básicas entre calcita e dolomita, segundo Marinho e Boschi (2000) e Freas (1994) apud Sampaio e Almeida (2008), temos: os teores de MgO e CaO, sendo da ordem de 21-22 %p/p e 30-31 %p/p, respectivamente, o calcário é dolomítico, enquanto que na calcita o teor de CaO é cerca de 54-56 %p/p e MgO menor que 5 %p/p. A perda ao fogo é 44 %p/p para a calcita e de 48 %p/p para

a dolomita. O teor de MgO entre 5 e 12 %p/p caracteriza o calcário magnesiano. Tendo em vista o exposto, temos que o resultado analítico do mineral apresenta teores de CaO, MgO e CO₂ característicos do calcário calcítico.

As fases cristalinas do minério foram determinados no Laboratório de Caracterização Tecnológica, POLI/USP, através do método do pó, mediante o emprego de difratômetro de raios X, marca *PANalytical*, modelo *X'PERT PRO* com detector *X'Celerator*. A identificação das fases cristalinas da amostra, foi obtida por comparação do difratograma com os bancos de dados PDF2 do ICDD (*International Center for Diffraction Data*, 2003) e PAN-ICSD (*PANalytical Inorganic Crystal Structure Database*, 2007), Anexo I.2. O resultado apresentou duas fases cristalinas conforme demonstrado na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 - Resultado da análise - difratômetro de raio X

Nome do composto	Fórmula química	Mineral
Carbonato de Cálcio	CaCO ₃	
Flogopita	KMg ₃ (Si ₃ Al)O ₁₀ (OH) ₂	Flogopita

A distribuição do tamanho de partículas foi analisada no Laboratório de Caracterização Tecnológica, POLI/USP, através da técnica de difração de laser, no equipamento *Mastersize S-2.19* e os resultados avaliados com o software *Mastersizer 2000 Ver 5.54*, *Malvern Instruments Ltd*, Anexo I.3. O gráfico da distribuição granulométrica acumulada é apresentado na Figura 3.1.

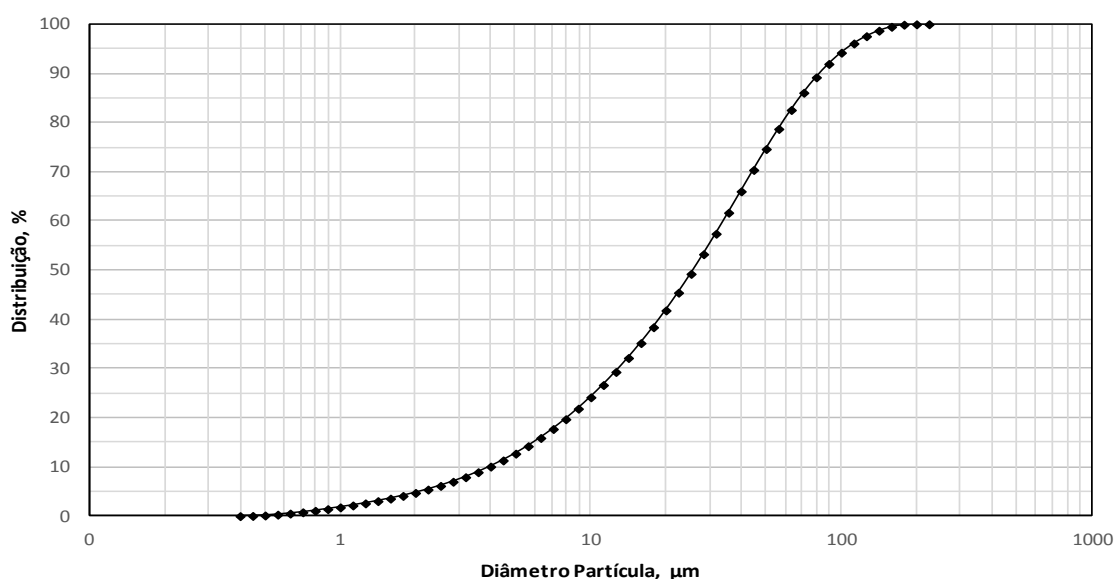


Figura 3.1 Distribuição do diâmetro das partículas

A distribuição do tamanho de partículas analisada teve como resultado diâmetro médio ($d_{0,5}$) de 25,738 μm , diâmetro médio de Sauter ($d_{3,2}$) de 8,858 μm e área superficial específica de 0,677 m^2/g . Dos resultados obtidos, pode ser constatado que 85% da amostra apresentou um diâmetro de partícula inferior a 75 μm , atendendo ao objetivo do estudo, na preparação de polpa pseudo-homogênea, com velocidade de sedimentação similar entre as partículas sólidas, de forma que a influência das dimensões do sólido na propriedades reológica da polpa, sejam uniformes em função da concentração.

A densidade da amostra foi determinada no Laboratório de Operações Unitárias, UNISANTA, através do método do picnômetro, em triplicata, (SAMPAIO e SILVA, 2007) utilizando balança analítica, 3 picnômetros de 25 ml calibrados e água destilada; resultando no valor médio de 2.657 kg/m^3 .

3.2. Caracterização reológica da polpa

As análises reológicas foram executadas em laboratório industrial com reômetro da marca Anton Paar MCR 102 (Figura 3.2), com controle da temperatura em 25 °C durante os testes, com *software Toolmaster*TM para o sistema de controle e medida. Foram realizados 50 medidas, com duração de 5 s cada, sendo controlada a taxa de cisalhamento que atingiu o valor máximo de 600 s^{-1} . As mesmas medidas foram realizadas no retorno ao repouso até 1 s^{-1} , Apêndice D.



Figura 3.2 - Reômetro Anton Paar MCR 102
(Fonte: Autor)

As amostras para a análise reológica foram preparadas nas concentrações de 20, 40, 60 e 70% em peso, Equação 3.1, calculadas para um volume de 500 ml.

$$M_s = \frac{V \cdot \rho_s}{\left(\frac{(1-X)}{X} \cdot \frac{\rho_s}{\rho_L} + 1\right)} \quad (3.1)$$

Sendo:

M_s a Massa de sólido, g;

V a Volume total da polpa, l;

ρ_s a Densidade do sólido, g/l;

ρ_L a Densidade do líquido, g/l; e

X a Concentração em peso, % p/p.

A caracterização reológica da polpa fina de carbonato de cálcio, realizada para as concentrações de 20, 40, 60 e 70% em peso, resultou nos índices de fluxo, n , e de consistência, K , apresentados na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 - Caracterização reológica da polpa de Calcário

Concentração Índices	20% p/p (8,6%v/v)	40% p/p (20%v/v)	60% p/p (36%v/v)	70% p/p (46,7%v/v)
n	1,8490	1,9457	1,6041	0,7239
K	0,00102	0,00086	0,00769	2,23306

As amostras analisadas mostraram que as características reológicas da polpa é função da concentração dos sólidos, conforme demonstrado nas curvas de fluxo, Figura 3.3, sendo possível determinar a mudança de comportamento, de dilatante para pseudoplástico com tensão inicial de escoamento, quando a concentração passa de 36 % para 46,7 % em volume, quando mostra um comportamento conforme o modelo de Bingham em baixas taxas de cisalhamento, até 100 s^{-1} , passando para pseudoplástico até 600 s^{-1} , conforme discutido por He (2005).

Foi verificado que o aumento da concentração de sólidos na polpa tem influência na viscosidade, no limite de escoamento e no comportamento tixotrópico do fluido. Neste contexto, a viscosidade apresenta um comportamento exponencial em relação à concentração da polpa, para a uma mesma taxa de cisalhamento, Figura 3.4.

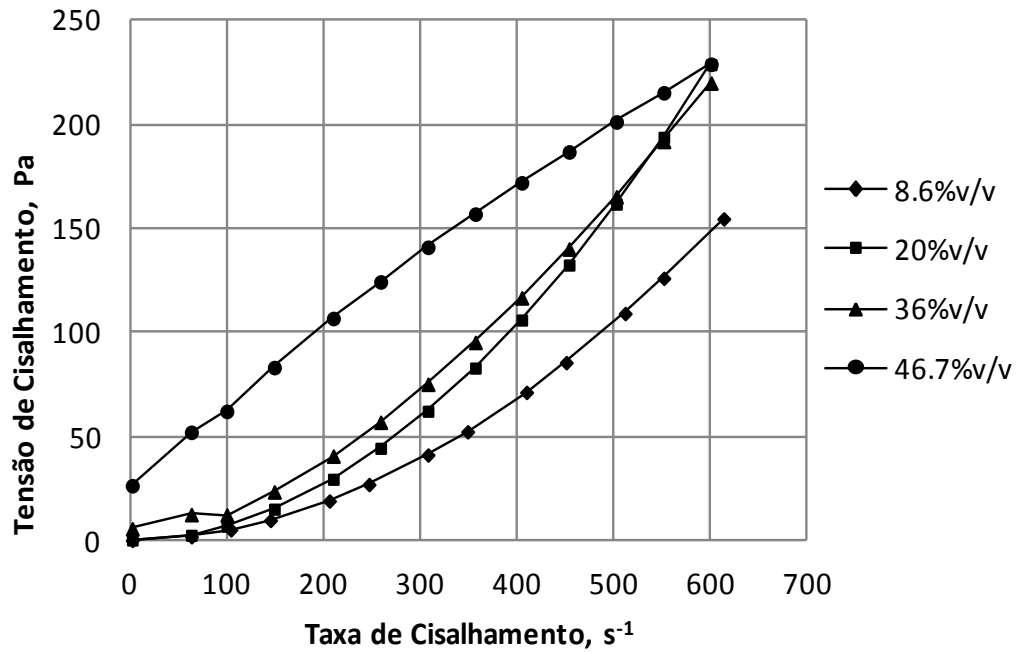


Figura 3.3 - Curvas reológicas de fluxo da polpa de calcário em função da concentração

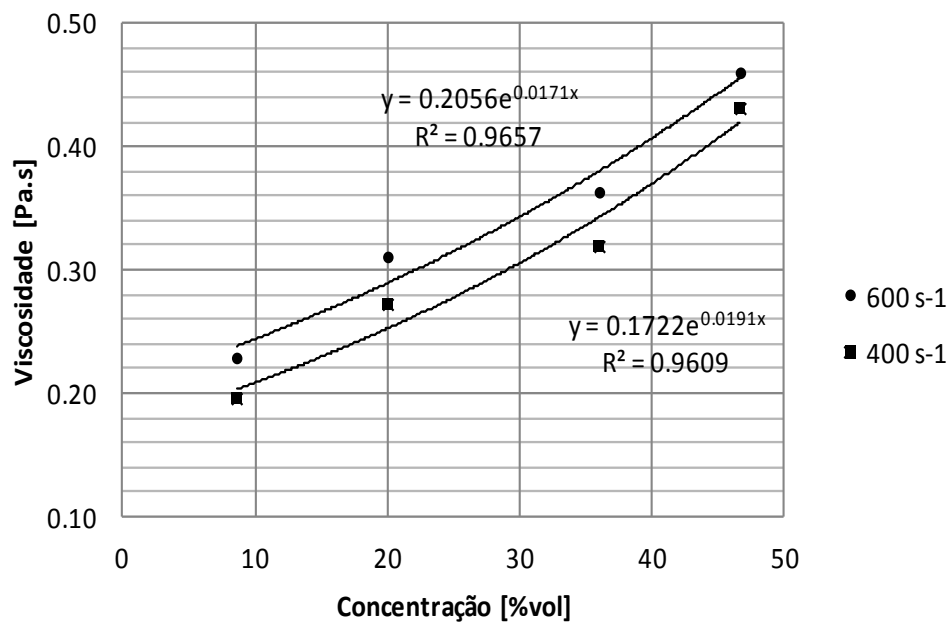


Figura 3.4 - Relação viscosidade aparente em função da concentração à determinada taxa de cisalhamento.

A resistência ao fluxo, tensão ou limite de escoamento, apresentada no início da operação, para uma taxa de cisalhamento máxima de 1 s^{-1} , da mesma forma que a viscosidade, também apresentou um perfil exponencial em relação a concentração, como pode ser observado na Figura 3.5.

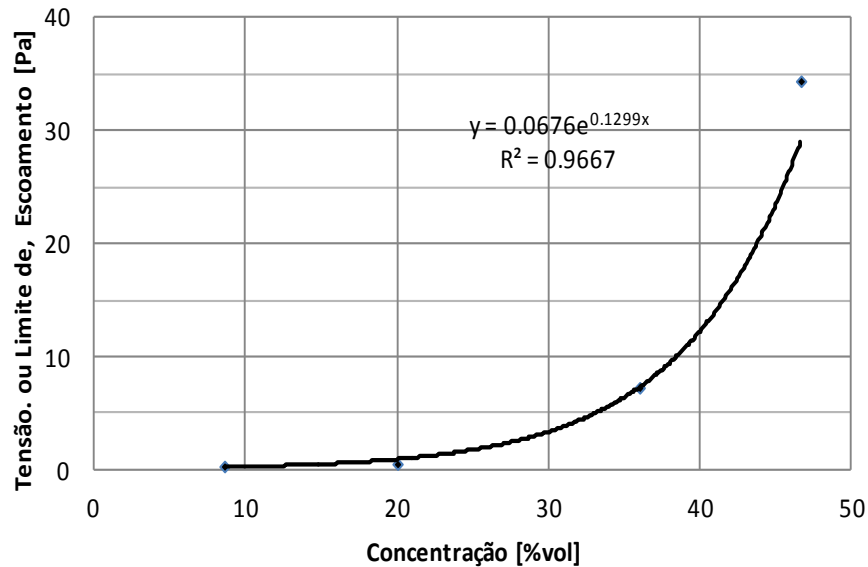


Figura 3.5 - Relação da tensão de escoamento em função da concentração

O retorno da taxa de cisalhamento de 600 s^{-1} a 1 s^{-1} , com histerese, permitiu determinar que fluido apresenta um comportamento tixotrópico, sendo verificado que esta diferença entre o aumento e a redução da taxa de cisalhamento inicia entre as concentrações de 20 e 36% em volume. A polpa a 46,7 %v/v, Figura 3.6, apresenta o comportamento característico, onde a curva superior representa o aumento e a curva inferior a redução da taxa de cisalhamento (*shear rate*) a situação inicial.

Foi notado que na faixa em que ocorre a histerese, a taxa de cisalhamento, $\dot{\gamma}$, é menor ou igual a 200 s^{-1} demonstrando o rompimento da estrutura inicial com orientação das partículas acima deste valor.

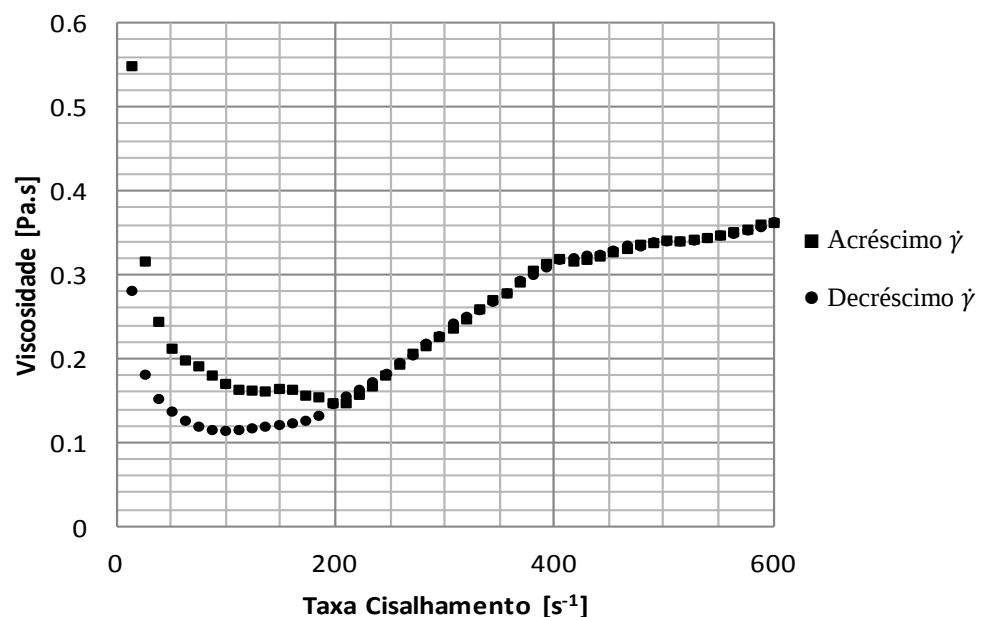


Figura 3.6 - Viscosidade aparente em função da taxa de cisalhamento com polpa a 46,7% v/v.

As curvas de viscosidade, Figura 3.7, apresentam a influência do aumento da concentração de sólidos e da característica tixotrópica da polpa, conforme comentado anteriormente, apresentando a alteração do comportamento reológico entre as concentrações de 36 e 46,7 %v/v.

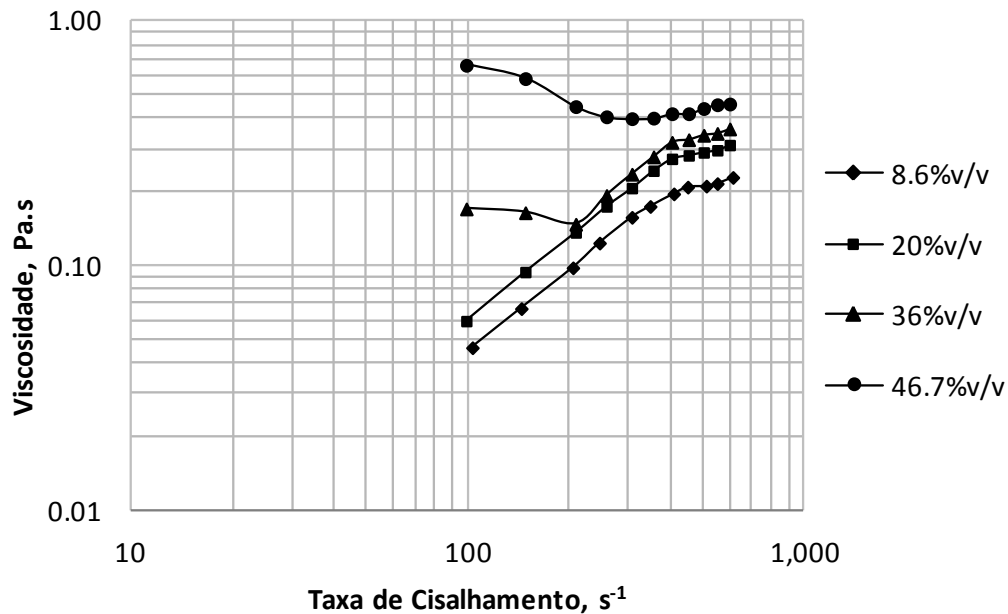


Figura 3.7 - Curvas de viscosidade aparente em função da concentração.

3.3. Equipamentos

Os testes para verificar da influência do *draft tube* na homogeneização de polpa de carbonato de cálcio, foram realizados em tanque cilíndrico, vertical, fundo plano, em acrílico, com diâmetro de 234,41 mm e altura total de 360 mm, com impelidor axial, do tipo PBT, com 4 pás a 45°, diâmetro de 78,5 mm, suportado por eixo de diâmetro de 12,7 mm, acionado por motor de 745,7 W, em balanço, 4 chicanas a 90° com largura de 23,9 mm e altura de 300 mm (Figura 3.8). As dimensões do conjunto estão apresentadas na Tabela 3.4, bem como as relações em função do diâmetro do impelidor ou do tanque.

Os *draft tubes* utilizados, construídos em acrílico transparente, com 2 conjuntos de 4 suportes radiais, posicionados no corpo na parte superior e outro na seção inferior; com o mesmo diâmetro para os três acessórios, 97,89 mm, e alturas de 69,92 mm (DT3), 116,54 mm (DT5) e 163,16 mm (DT7). A altura dos *draft tubes*, H_{DT} , foram definidas de forma a manter uma relação de 30, 50 e 70% da altura do líquido, Z , conforme Figura 3.9.

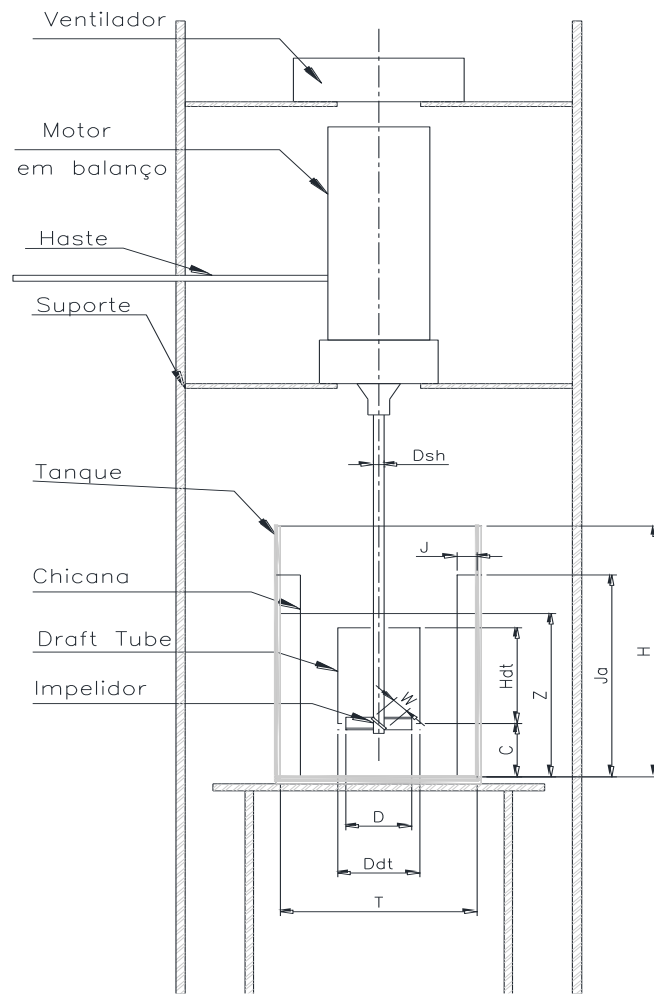


Figura 3.8 - Conjunto mecanicamente agitado

(Fonte: Autor)

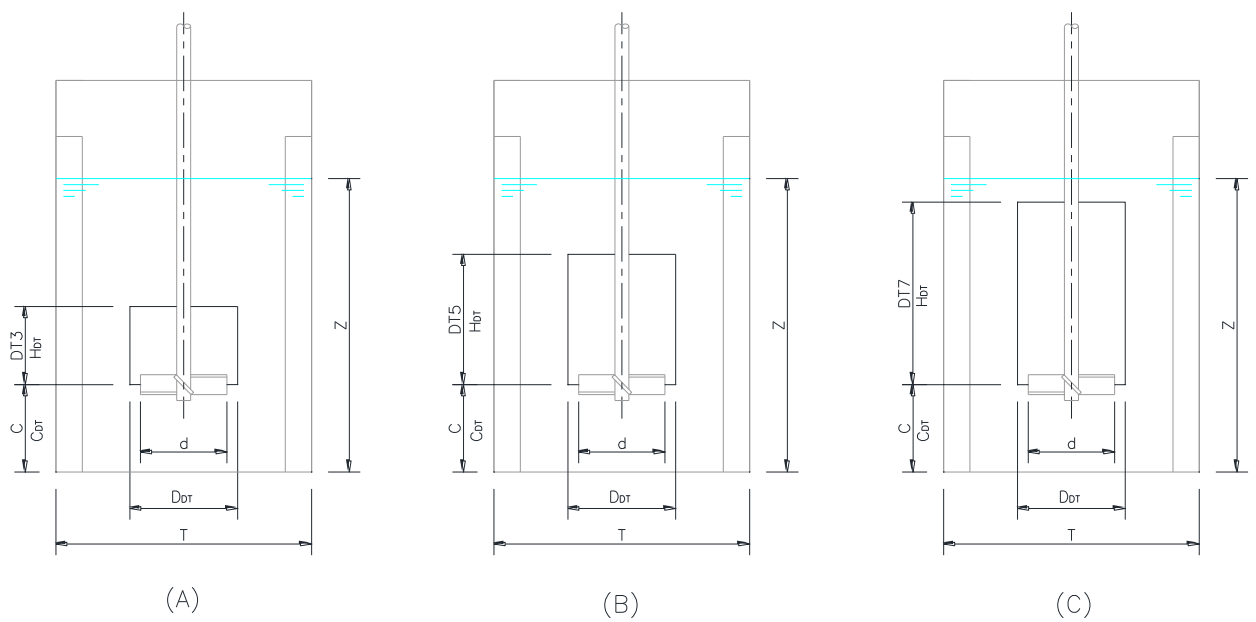


Figura 3.9 – Instalação dos draft tubes, (A) DT3, (B) DT5 e (C) DT7

(Fonte: Autor)

Tabela 3.4 - Dimensões e Relações do conjunto

Símbolo	Descrição		Dimensão (mm)	Relação	
T	Diâmetro do tanque		234,41	—	—
Z	Altura de líquido		240,00	Z/T	1,02
H	Altura do tanque		360,00	—	—
H _{DT}	Altura dos <i>draft tubes</i>	DT3	69,92	H _{DT} /T	0,30
		DT5	116,54	H _{DT} /T	0,50
		DT7	163,16	H _{DT} /T	0,70
D _{SH}	Diâmetro do eixo		12,70	D _{SH} /d	0,16
D _{DT}	Diâmetro <i>draft tube</i>		97,89	D _{DT} /T	0,42
d	Diâmetro do impelidor		78,50	d/T	0,33
W	Largura pá do impelidor		22,20	W/d	0,28
C	Altura do fundo do tanque		78,14	C/T	0,33
J	Largura chicana		23,90	L/T	0,10
Ja	Altura da chicana		300,00	—	—

O sistema de agitação mecânica composto por ventilador, motor, eixo e impelidor, tanque e chicanas, base e sistemas de medição, foi montado conforme Moraes Jr., D. e Moraes, M. S. (2011), é apresentado na Figura 3.10.



Figura 3.10 – Sistema de agitação mecânica sem *draft tube* carregado com sólido
(Fonte: Autor)

O impelidor tipo PBT (Figura 3.11) e os *draft tubes* (Figura 3.12) utilizados nos experimentos, foram projetados e elaborados no Laboratório de Operações Unitárias, UNISANTA.



Figura 3.11 – Impelidor axial 4PBT45 utilizado
(Fonte: Autor)

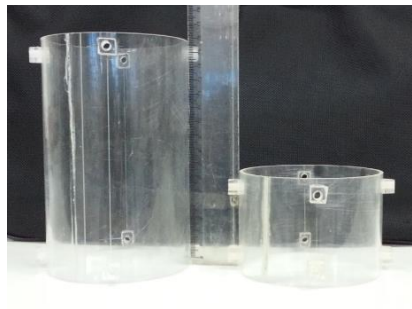


Figura 3.12 – Draft tubes utilizados (DT7 e DT3)
(Fonte: Autor)

3.4. Preparação da polpa e amostragem

A preparação da polpa considerou a densidade do calcário, obtida pela análise com picnômetro, 2.657 kg/m³, e a da água foi considerada como 997,045 kg/m³ (PERRY e GREEN, 2004). As massas utilizadas de calcário foram calculadas de acordo com a Equação 3.1, e a massa de água necessária foi obtida pela Equação 3.2.

$$M_L = \left(V_T - \frac{M_S}{\rho_S} \right) \cdot \rho_L \quad (3.2)$$

Sendo,

M_L a massa de água, kg;
 V_T o volume útil do tanque; m^3 ;
 M_S a massa de calcário, kg;
 ρ_S a densidade do calcário; kg/m^3 ; e
 ρ_L a densidade da água, kg/m^3 .

As concentrações, mássica e volumétrica, foram determinadas através das Equações 3.3 e 3.4 respectivamente.

$$C_W = \frac{M_S \cdot 100}{(M_S + M_L)} \quad (3.3)$$

Na qual, C_W é a percentagem em massa (%p/p).

$$C_V = \frac{(M_S/\rho_S) \cdot 100}{(M_S/\rho_S + M_L/\rho_L)} \quad (3.4)$$

Sendo, C_V a percentagem em volume (%v/v).

A densidade da polpa, ρ_P , foi obtida com o uso da Equação 3.5.

$$\rho_P = \frac{100}{C_W/\rho_S + (100 - C_W)/\rho_L} \quad (3.5)$$

Os testes foram executados à temperatura de 25 °C, utilizando as massas de calcário e de água descritos na Tabela 3.5 para as concentrações de 40, 50 e 60% em peso.

Tabela 3.5 - Massas de calcário e água, concentração e densidade da polpa

Água	Calcário	Polpa		
		Concentração		Densidade
kg	kg	%p	%v	kg/m ³
8,10	5,28	39,45	19,64	1.323
7,34	7,31	49,89	27,20	1.448
6,46	9,66	59,92	35,94	1.594

O sistema foi amostrado ao longo do eixo axial, Figura 3.13 e Tabela 3.6, sendo que o segundo ponto de amostragem, AM2, tinha a mesma altura do impelidor e a última tomada de amostra, AM5, a 80% da altura do líquido.

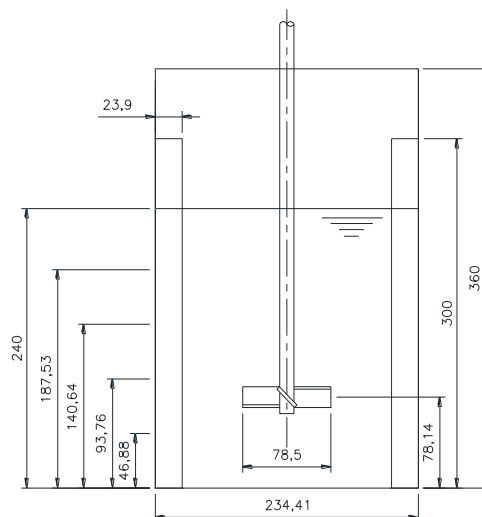


Figura 3.13 Croqui dos pontos de amostragem
(Fonte: Autor)

Tabela 3.6 - Dimensões, Volume e % de altura dos pontos de amostragem

Amostragem		Altura	Volume	% Altura
		mm	litros	
1	AM1	46,88	2,0	0,20
Impelidor	AM2	78,14	3,4	0,33
+1	AM3	93,76	4,0	0,40
+2	AM4	140,64	6,1	0,60
+3	AM5	187,53	8,1	0,80
Topo	—	240	10,4	1,00

O amostrador utilizado foi do tipo pipeta, Figura 3.14, com diâmetro interno de 18,6 mm, e auxílio de uma pera, Figura 3.15, para sucção da amostra. A amostragem da polpa com estes equipamentos, foi padronizada para ação da sucção por um tempo médio de 3 segundos, resultando em um volume amostrado da ordem de 35 ml.



Figura 3.14 - Amostrador tipo pipeta
(Fonte: Autor)



Figura 3.15 – Pera com controle
(Fonte: Autor)

O sistema foi carregado com 1 litro de água e acionado o motor em rotação de 50 rpm, sendo a massa de calcário adicionado lentamente no tanque, com adição da água necessária para completar o volume de polpa de 10 litros. Após o total da massa de sólido e de água ter sido introduzida no sistema, a rotação do impelidor foi aumentada para 120 rpm, sendo acompanhado com tacômetro, *Instrutherm* TD-713 com precisão de 0,1 rpm, até o sistema apresentar continuidade na medição de rotação, quando foi medida a força, com o dinamômetro da marca *Instrutherm* modelo DD-500 com precisão de 0,01 N, Figura 3.16, exigida no braço de 275 mm de comprimento



Figura 3.16 – Tacômetro e Dinamômetro
(Fonte: Autor)

O material retirado do tanque com o amostrador, foi transferido para o recipiente de amostragem e em seguida pesado, a fim de determinar a massa de sólidos na faixa de amostragem. Posteriormente, a amostra foi seca em estufa à temperatura de 60°C, até manter massa constante, para determinação da massa seca de sólidos. Os valores obtidos foram anotados em planilha para registro e cálculo da concentração de sólidos. Esta operação foi realizada em triplicata, em cada ponto de amostragem, para cada rotação analisada (120, 400, 800, 1.200 e 1.400 rpm).

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Caracterização do impelidor

O impelidor utilizado, Figura 4.1, foi configurado e elaborado no Laboratório de Operações Unitárias da UNISANTA e apesar de apresentar dimensões padrões, não é conhecida a capacidade de bombeamento, sendo necessário a utilização do modelo de Fort (2002) apresentado na Equação 2.16, válido para $Re > 10^4$, e o modelo de Sano e Usui, Equação 2.18, para a determinação de N_Q e corrigido para as condições do experimento em função do número de Reynolds.

$$N_Q = 0.745 \cdot n_B^{0.233} \cdot \left(\frac{C}{D}\right)^{0.254} \cdot \left(\frac{T}{D}\right)^{0.023} \cdot \left(\frac{Z}{T}\right)^{0.251} \cdot (\sin \alpha)^{0.468} \quad (2.16)$$

Na qual

$$\begin{aligned} n_B &= 4 && \text{pás} \\ C / d &= 1 \\ T / d &= 2,99 \\ Z / T &= 1,02 \\ \alpha &= 45^\circ \end{aligned}$$

Substituindo os valores acima, tem-se que:

$$N_Q = 0,90$$

O N_Q calculado via Equação 2.18 resultou em 0,85, sendo adotado a média aritmética entre ambos; portanto para o nosso estudo o número de vazão a ser utilizado será de 0,875 para $Re > 10^4$.

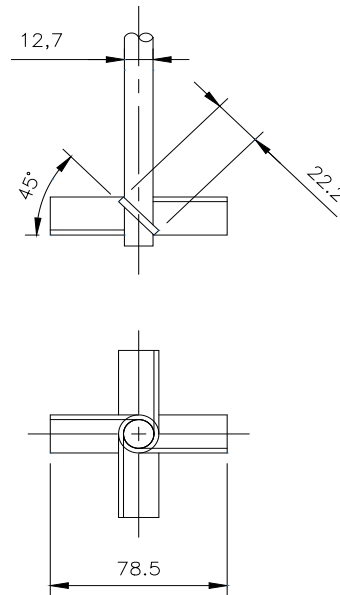


Figura 4.1 – Dimensões do impelidor (4PBT45) (em mm).

(Fonte: Autor)

A fim de ajustar N_Q para o range de operação de Re nos experimentos, foi necessário determinar a viscosidade média do fluido, considerando as faixas de concentração e rotação, sendo que a melhor alternativa visualizada foi a utilização do modelo de Metzner-Otto, Equação 2.43.

$$\dot{\gamma} = k_s \cdot N \quad (2.43)$$

No entanto, a falta de informações e referências do valor da constante k_s para o fluido em questão, polpa mineral com característica reológica dilatante, e da discussão existente sobre a validade ou não do método para este tipo de fluido, resultou no desenvolvimento do procedimento descrito por Nagata (1975).

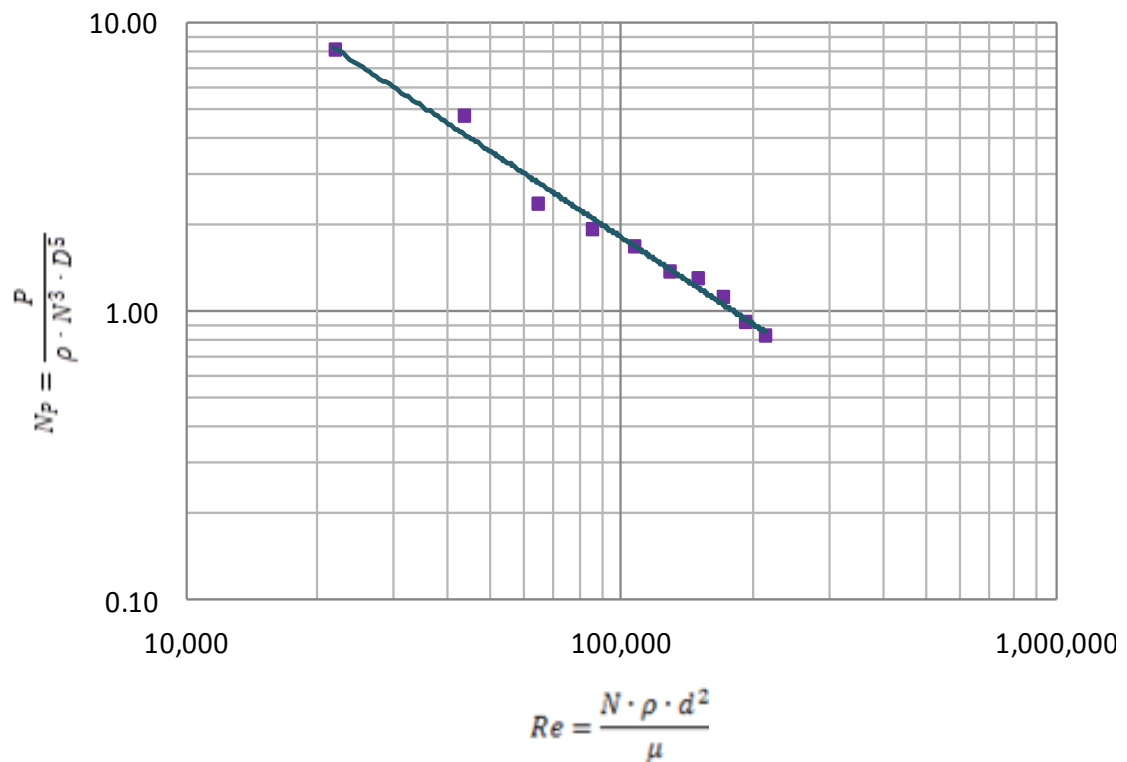
Desta forma foi realizado levantamento de dados com o sistema operando somente com água em diferentes rotações, sendo a potência consumida calculada de acordo com a Equação 2.11, na qual o raio do deslocamento, R , foi igual a 0,275 m.

$$P = F \cdot 2 \cdot \pi \cdot N \cdot R \quad (2.11)$$

Os resultados obtidos, Tabela 4.1, geraram o gráfico do número de potência em função do número de Reynolds, Figura 4.2.

Tabela 4.1 - Potência consumida e N_P para o sistema operando com água.

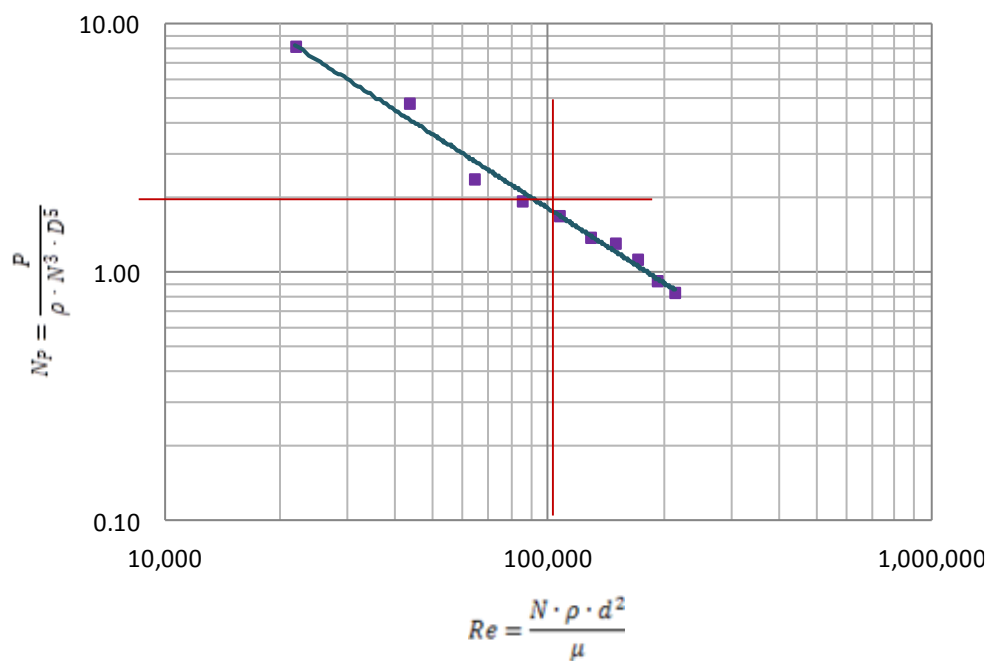
Rotação	Força	Potência	Tip Speed	Densidade	Re	N_P
rpm	N	W	m/s	kg/m ³		
205	0,16	0,94	0,84	997,05	22.097	7,97
406	0,37	4,33	1,66	997,05	43.763	4,70
600	0,40	6,91	2,45	997,05	64.674	2,33
800	0,58	13,36	3,29	997,05	86.232	1,90
1.000	0,79	22,75	4,11	997,05	107.790	1,65
1.206	0,94	32,65	4,96	997,05	129.995	1,35
1.400	1,20	48,38	5,75	997,05	150.906	1,28
1.600	1,35	62,20	6,58	997,05	172.464	1,10
1.800	1,40	72,57	7,40	997,05	194.022	0,90
2.000	1,55	89,27	8,22	997,05	215.580	0,81

Figura 4.2 - Número de Potência, N_P , em função do número de Reynolds para fluido Newtoniano.

O procedimento para a determinação do número de potência foi refeito, com os mesmos equipamentos, para a polpa na concentração de 40% p/p, representado nas Tabelas 4.2 e alocado no gráfico de N_P versus Re para fluido Newtoniano, Figura 4.3, para rotação de 800 rpm, na qual considera-se que todo sólido esteja em suspensão.

Tabela 4.2 - Potência consumida e N_p para o sistema operando com polpa a 40% p/p

Rotação	Força	Potência	Densidade	N_p
rpm	N	W	kg/m ³	
120	0,19	0,66	1.316	20,92
400	0,33	3,80	1.316	3,27
800	0,71	16,36	1.316	1,76
1.200	1,38	47,69	1.316	1,52
1.400	1,83	73,78	1.316	1,48

Figura 4.3 - Locação do N_p da polpa, 40% p/p e 800 rpm, na curva N_p em função de Re para água

O número de Reynolds determinado no gráfico é 100.270, a partir do qual pode ser calculada a viscosidade aparente, Equação 4.5, para a polpa a 40% em peso e a 800 rpm.

$$\mu = \frac{\rho \cdot N \cdot d^2}{Re} \quad (4.1)$$

Substituindo os valores da rotação, N , densidade, ρ , e diâmetro do impelidor, d , foi determinado a viscosidade aparente como 0,001067 Pa.s.

O passo seguinte é ajustar linearmente a curva de fluxo, determinada pelo reômetro, tendo como origem o valor da viscosidade calculada. A taxa de cisalhamento é encontrada a partir da posição onde as curvas se encontram, Figura 4.4.

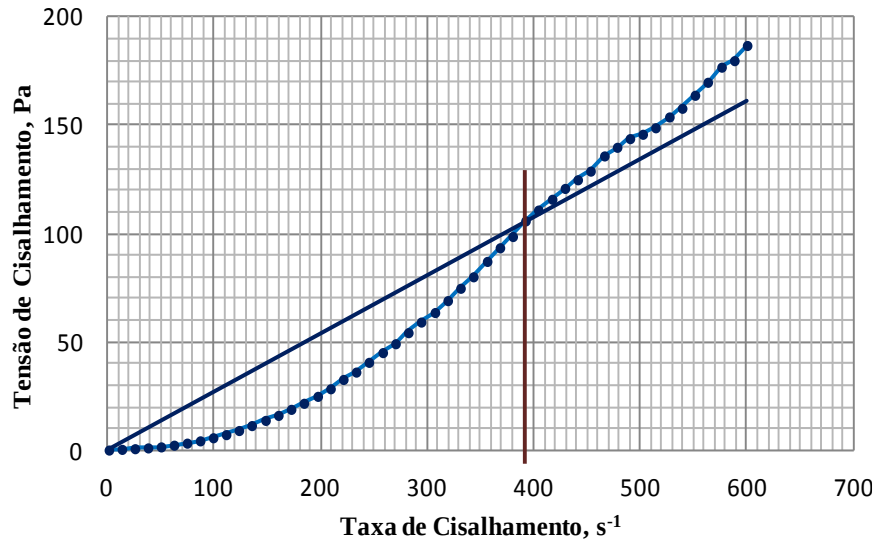


Figura 4.4 - Curva de fluxo com ajuste linear para polpa a 40% p/p

A taxa de cisalhamento determinada graficamente é da ordem de 392 s^{-1} , que resulta no valor de 29,4 para k_S . O levantamento foi refeito para as concentrações de 50 e 60% em peso, Tabelas 4.3 e 4.4.

Tabela 4.3 - Potência consumida e N_P para o sistema operando com polpa a 50% p/p

Rotação	Força	Potência	Densidade	N_P
rpm	N	W	kg/m ³	
120	0,13	0,45	1.438	13,10
400	0,36	4,15	1.438	3,27
800	0,68	15,67	1.438	1,54
1200	1,45	50,11	1.438	1,46
1400	1,74	70,15	1.438	1,29

Tabela 4.4 - Potência consumida e N_P para o sistema operando com polpa a 60% p/p

Rotação	Força	Potência	Densidade	N_P
rpm	N	W	kg/m ³	
400	0,21	2,42	1.580	1,73
800	0,80	18,43	1.580	1,65
1200	1,74	60,13	1.580	1,60
1400	2,03	81,84	1.580	1,37

A rotação de 800 rpm foi mantida para a utilização do número de potência, que foi plotado no gráfico de N_P em função de Re para a água, resultando nas viscosidades de 0,001021 e 0,005049 Pa.s, para as concentrações de 50 e 60% p/p respectivamente.

O ajuste linear das curvas de fluxos para polpa a 50 e 60% p/p é representado nas Figuras 4.5 e 4.6.

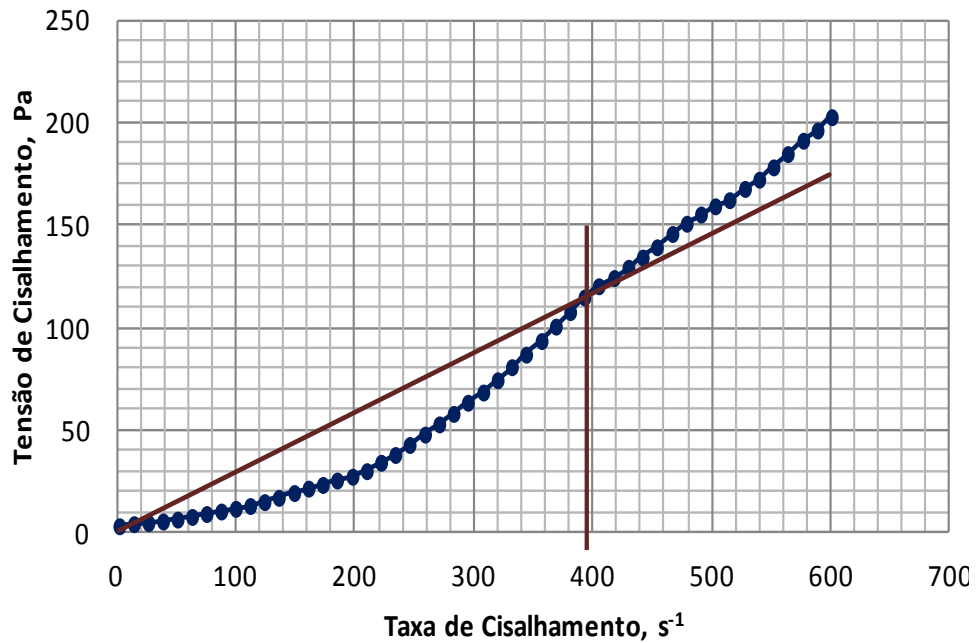


Figura 4.5 - Curva de fluxo com ajuste linear para polpa a 50% p/p

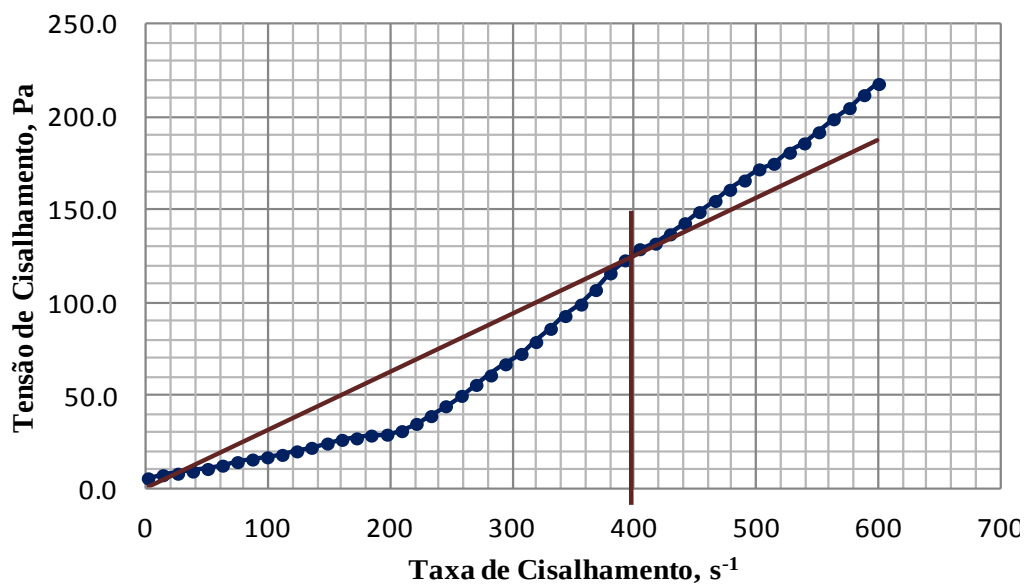


Figura 4.6 - Curva de fluxo com ajuste linear para polpa a 60% p/p

As constantes resultantes da determinação da taxa de cisalhamento foram 29,85 para 50% p/p e 30 para 60% p/p.

A utilização dos valores do modelo de Metzner-Otto, permitiu o cálculo da viscosidade aparente e do número de Reynolds, Equação 2.44, em função da rotação e da concentração resultando na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 - Número de Reynolds em função da concentração e rotação

Rotação	Reynolds		
	40% p/p	50% p/p	60% p/p
rpm			
120	402	281	—
400	429	378	344
800	446	449	452
1.200	456	496	531
1.400	459	515	564

O regime de operação foi determinado a partir das definições dos limites entre turbulento / transição e laminar / transição, conforme Post (2010). Desta forma o regime é definido como turbulento quando o número de Reynolds é maior que Re de transição, Re_{TT} , Equação 4.2, e laminar quando Re é menor que o limite de transição, Re_{TL} , Equação 4.3.

$$Re > Re_{TT} = 6,370 \cdot N_p^{(-1/3)} \quad (4.2)$$

Na qual Re_{TT} é o número de Reynolds no limite do regime de transição para turbulento e N_p é o número de potência. Neste trabalho, foi utilizado a média dos número de potência determinados para a rotação de 800 rpm, que resultou em N_p igual a 1,6961. A substituição de N_p na Equação 4.2, resultou em Re_{TT} igual 5.341.

$$Re < Re_{TL} = 23 \cdot \left(\frac{D}{T}\right)^{-2} \cdot N_{pT}^{(-2/3)} \quad (4.3)$$

Sendo Re_{TL} o número de Reynolds no limite do regime laminar para o de transição e N_{pT} é o número de potência no regime turbulento.

O número de potência no regime turbulento foi estimado conforme o modelo de Medek, J., Equação 2.12.

$$N_P = 1,507 \cdot n_B^{0,701} \cdot \left(\frac{C}{d}\right)^{-0,165} \cdot \left(\frac{T}{d}\right)^{-0,365} \cdot \left(\frac{Z}{T}\right)^{0,140} \cdot (\sin \alpha)^{2,077} \quad (2.12)$$

Substituindo os valores das relações geométricas, utilizadas para o cálculo do número de vazão, Equação 2.16, temos que N_P para $Re > 10^4$ é 1,3033. Cabe notar que este valor está de acordo com o levantamento realizado, com o sistema operando com água, para Reynolds igual ou superior a $1,5 \cdot 10^5$. O resultado obtido retrata N_P para o regime turbulento, que pode ser igualado a N_{PT} e substituído nas Equações 4.3 resultando em 172.

Considerando o menor, 340, e o maior, 593, número de Reynolds, apresentados na Tabela 4.5, foi constatado o regime de transição ($172 < Re < 5.341$).

A partir da Figura 2.11, foi extrapolada a curva para D/T igual a 0,33 de forma que N_Q fosse igual a 0,875, determinado anteriormente, para Re igual a $1 \cdot 10^4$, Figura 4.7.

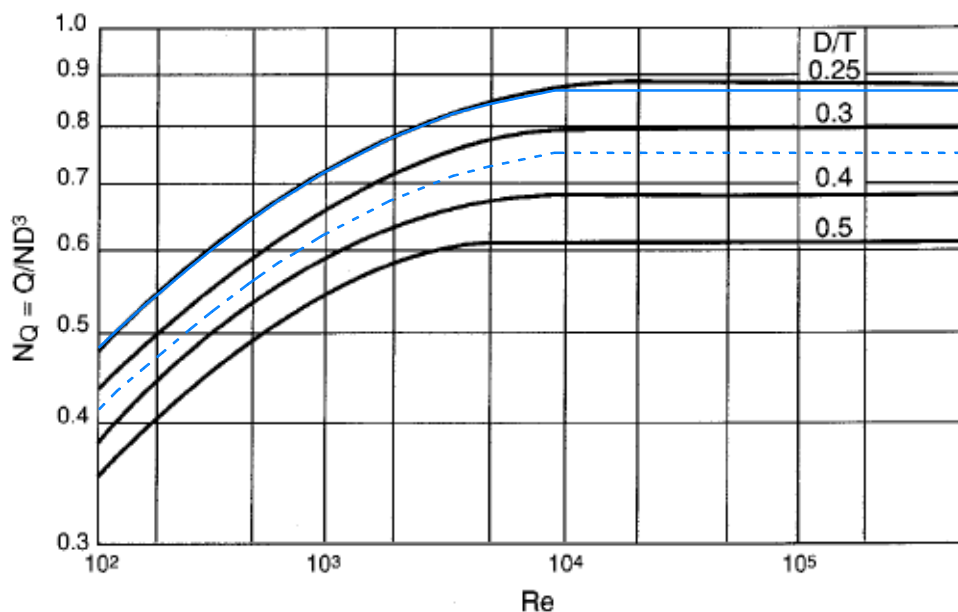


Figura 4.7 - N_Q em função de Re para curva D/T igual a 0.33 modificada.

(Fonte: PAUL, ATIEMO-OBENG e KRESTA 2004, modificado pelo Autor)

Para determinar o N_Q em função do número de Reynolds para a faixa entre 100 e 1.000, foi realizado o ajuste da curva resultando na Equação 4.4.

$$N_Q = 0,20517 * Re^{0,18487} \quad (4.4)$$

A vazão, Q , pode ser calculada em função da rotação, com a substituição de N_Q , Equação 4.5, e isolando a vazão, Equação 4.6.

$$N_Q = \frac{Q}{N \cdot d^3} = 0,20517 * Re^{0,18487} \quad (4.5)$$

$$Q = N \cdot d^3 \cdot (0,20517 * Re^{0,18487}) \quad (4.6)$$

A fim de confirmar o resultado obtido, o mesmo procedimento foi feito considerando o gráfico de N_Q versus Re apresentado por Walas (1990), Figura 4.8.

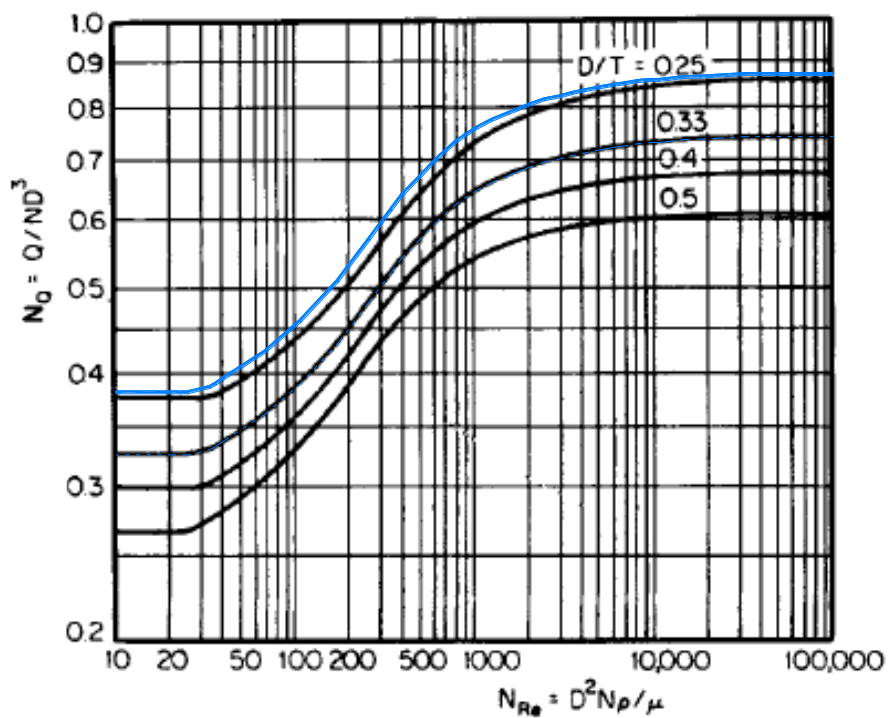


Figura 4.8 - N_Q em função de Re para curva D/T igual a 0,33 modificada
(Fonte: WALLAS, 1990, modificado pelo Autor)

O ajuste da curva $d/T = 0,33$ modificada, na faixa do número de Reynolds de interesse, resultou na Equação 4.7. A comparação do número de vazão obtido por ambas equações, apresentou uma diferença máxima da ordem de 5,9 % em relação a Equação 4.4, Tabela 4.6, a qual passou a ser utilizada na continuidade dos trabalhos.

$$N_Q = 0,17003 * Re^{0,22349} \quad (4.7)$$

Tabela 4.6 – Diferença entre os modelos para determinação de N_Q

Conc. %p/p	Re	N_{q^1}	N_{q^2}	% Diferença
40	402	0,622	0,649	4,47
	459	0,637	0,669	5,01
50	281	0,582	0,599	3,03
	515	0,651	0,687	5,48
60	344	0,604	0,627	3,84
	564	0,662	0,701	5,85

$$N_{q^1} = 0,20517 * Re^{0,18487} \text{ e } N_{q^2} = 0,17003 * Re^{0,22349}$$

4.2 Velocidades no interior do tanque, índice de agitação e de homogeneização.

4.2.1 Velocidade no interior do tanque

A importância da velocidade do fluido no interior de tanque mecanicamente agitado, está diretamente relacionado com o tipo de operação desejada, neste caso a suspensão e a homogeneização dos sólidos é indicada através do índice de agitação.

A amostragem foi realizada com imersão de um amostrador tipo pipeta no fluido, com sucção através do vácuo produzido por uma pera por um determinado tempo, resultando em uma velocidade da tomada da amostra. A existência de grandes diferenças entre a velocidade do fluido e da amostragem, produz um perfil não isocinético que acarreta em uma amostragem não homogênea ao longo do tanque, resultando em valores com validade pontual, podendo vir a invalidar a comparação entre os demais pontos amostrados.

No entanto, em se tratando de amostragem em tanque com operação de agitação mecânica, em um processo sólido-líquido, com amostrador inserido no fluido, sob vácuo, os seguintes itens devem ser considerados como válidos:

- Os sólidos mantidos em suspensão, estão dispersos no interior da polpa de forma homogênea;

- Os sólidos são carregados pelo movimento de ascensão do fluido, percorrendo todo o perfil de agitação;
- A velocidade de ascensão do fluido é maior que a velocidade terminal dos sólidos, em todas áreas do tanque;
- A velocidade da amostragem é igual ou próxima a velocidade do fluido; e
- A alteração do perfil de agitação, resultante da introdução de elemento externo, amostrador, no seio do fluido influi no equilíbrio sólido-líquido.

Do exposto, temos que a amostragem isocinética neste tipo de operação é uma condição de difícil realização, uma vez que a velocidade dos sólidos e do fluido não é a mesma, em função da granulometria, da densidade e da flutuabilidade das partículas, que geram diferentes perfis de homogeneização, de acordo com o índice de agitação.

A fim de ser possível a determinação da velocidade do fluido, o tanque foi dividido em 4 áreas, conforme indicado na Figura 4.9, considerando o uso do *draft tube*. As áreas e velocidades no tanque em função da rotação são apresentadas na Tabela 4.7, e comparadas com a velocidade média de amostragem, 0,043 m/s.

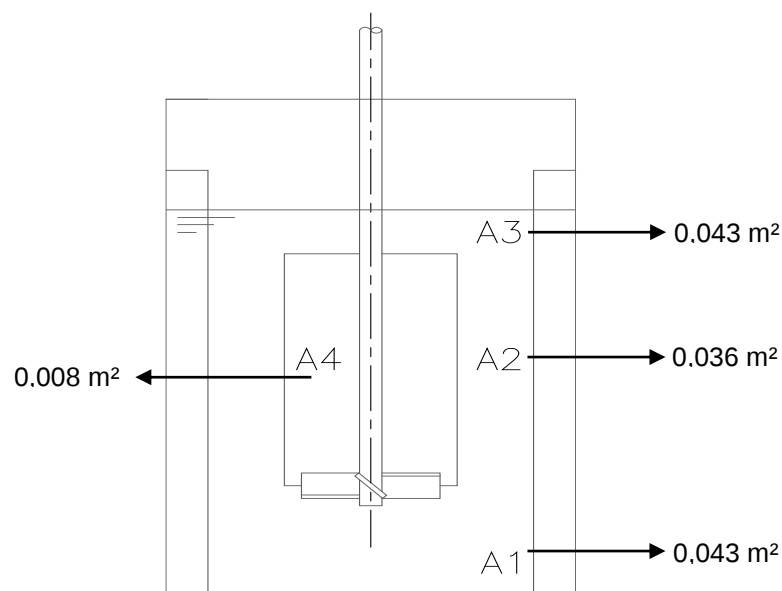


Figura 4.9 - Divisão das áreas do tanque para determinação de velocidade
(Fonte: o Autor)

Tabela 4.7 – Velocidade (m/s) ascensional da polpa a 40% p/p em função da área de passagem

Rotação	Vazão	Área de Passagem			
rpm	m ³ /s	A1	A2	A3	A4
120	0,0006	0,0139	0,0169	0,0139	0,0799
400	0,0020	0,0470	0,0570	0,0470	0,2696
800	0,0041	0,0947	0,1147	0,0947	0,5430
1.200	0,0062	0,1426	0,1727	0,1426	0,8178
1.400	0,0072	0,1667	0,2019	0,1667	0,9556

Os resultados obtidos nas demais concentrações, Apêndice A, situam-se em valores similares aos demonstrados, sendo possível concluir que a condição isocinética da amostragem foi alcançada com uma rotação em torno de 400 rpm. Para rotações superiores, o sistema apresentou velocidades maiores que a velocidade de amostragem, apresentando condição não isocinética. Tendo em vista esta condição, a análise preliminar dos resultados possibilitou a remoção de valores discrepantes da amostragem. No entanto, considerando que este trabalho está fundamentado na comparação dos resultados entre diferentes sistemas, foi necessário validar a amostragem com a análise da homogeneidade da solução, sendo utilizado para tal, os índices de agitação e de homogeneização.

4.2.2 Índice de agitação

A velocidade superficial indica um índice de agitação entre 3 a 5, para uma rotação igual ou superior a 800 rpm, de acordo com a Tabela 2.10. Este índice caracteriza a maioria das aplicações para sólidos em suspensão e dissolução, suspendendo todos os sólidos com velocidade de sedimentação igual ou inferior a velocidade superficial e prevê a produção de uma solução homogênea até 1/3 abaixo do nível de polpa.

4.2.3 Índice de homogeneização

Tendo em vista que o sistema de amostragem não atendeu a condição isocinética, mas por outro lado, o índice de agitação prevê que o sistema é homogêneo até 2/3 T; portanto, foi necessário analisar a homogeneidade do sistema, sendo utilizado o critério formulado por Cekinski (2000) (apud JOAQUIM Jr et al. 2007), que relaciona o desvio padrão das amostragens em função do número de Froude modificado, Fr^* , Equação 4.8, e da relação geométrica entre a distância do impelidor ao fundo do tanque, C, e o diâmetro do tanque, T. Segundo o modelo, o desvio padrão, σ , inferior a 0,25 indica o melhor resultado de homogeneidade no tanque.

$$Fr^* = \left(\frac{N^2 \cdot d}{g} \right) \left(\frac{\rho}{\Delta\rho} \right) \left(\frac{d}{d_p} \right) \quad (4.8)$$

Sendo

Fr^* o número de Froude modificado; adimensional;

N a rotação, rps;

d o diâmetro do impelidor, m;

ρ a densidade do sólido; kg/m³;

$\Delta\rho$ a diferença das densidades (sólido e líquido); kg/m³; e

d_p o diâmetro médio das partículas, m.

Dos resultados obtidos, Apêndice III, foi calculado o desvio padrão conforme Equação 2.35, sendo obtida a distribuição em função de Fr^* (C/T) e concentração da

polpa, para o conjunto (S1) impelidor/chicana, s/DT , e o conjunto (S2) impelidor/chicana e *draft tube* (DT3, DT5 e DT7).

Os resultados obtidos para a a polpa a 40 %p/p e rotação de 120 rpm, $Fr^*(C/T) < 200$, demonstraram que o sistema não se encontrava homogêneo, apresentando um desvio padrão superior a 0,25, conforme apresentado na Figura 4.10.

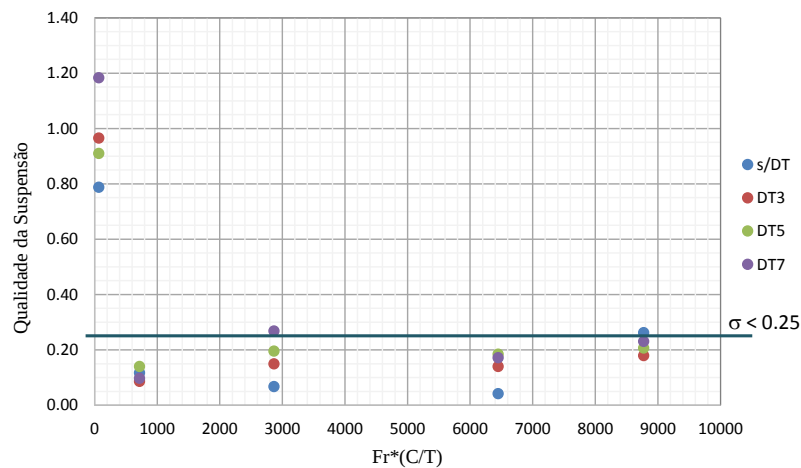


Figura 4.10 – Qualidade da suspensão em função de $Fr^*(C/T)$ a 40 %p/p

O aumento da concentração da polpa e a exclusão da medição na rotação de 120 rpm, ambos sistemas, S1 e S2, apresentam conformidade com o padrão de homogeneidade, como pode ser observado nas Figuras 4.11 e 4.12.

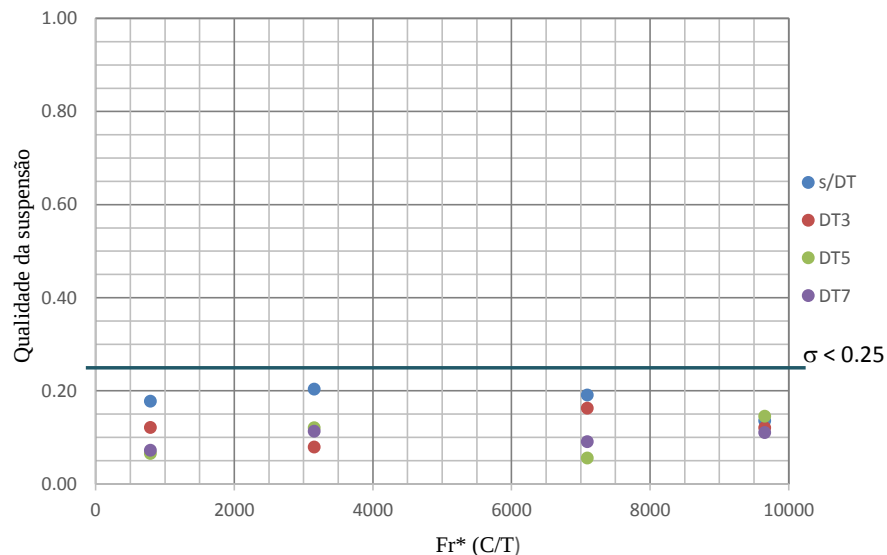


Figura 4.11 – Qualidade da suspensão em função de $Fr^*(C/T)$ a 50 %p/p

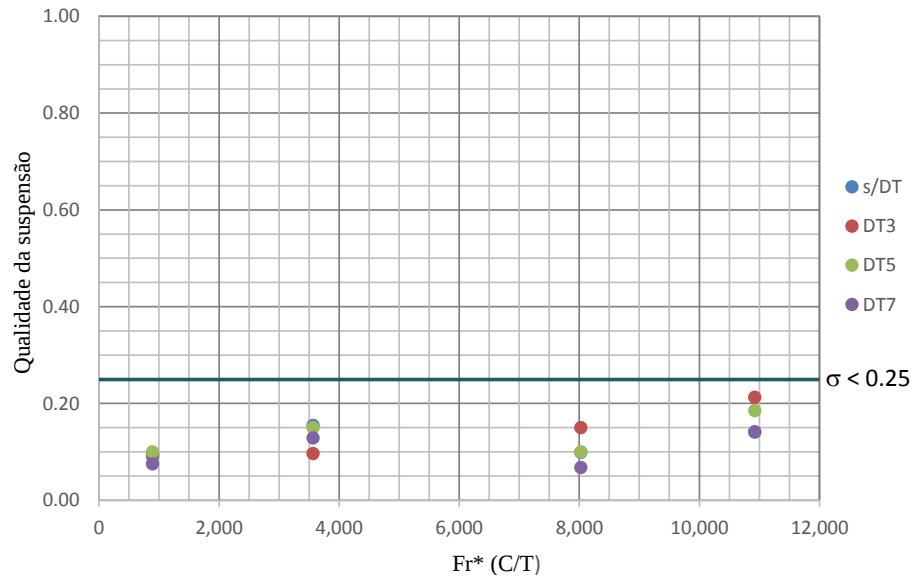


Figura 4.12 – Qualidade da suspensão em função de $Fr^*(C/T)$ a 60 %p/p

Os valores apresentados mostram que o sistema é homogêneo para rotações iguais ou maiores que 400 rpm, resultando em desvio padrão inferior a 0,25, ratificando o exposto pelo índice de agitação. Desta forma foi possível concluir que as amostragens, foram válidas em todas as etapas do processo, resultando em perfis de concentração confiáveis para comparação das situações estudadas, atendendo de forma satisfatória o objetivo deste trabalho.

4.3 Perfil axial da concentração

Os resultados obtidos, Apêndice B2, foram reportados graficamente, em função da concentração para cada situação avaliada, Apêndice C. As Figuras 4.19 a 4.31, apresentam os perfis axial da concentração pontual versus a concentração média em função da rotação. O sistema foi comparado entre as situações de uso do conjunto (S1) impelidor e chicanas (s/DT), em relação ao conjunto (S2) impelidor, chicana e *draft tubes* DT3, DT5 e DT7.

A distribuição da concentração na rotação de 120 rpm, demonstra que a energia cedida ao fluido é insuficiente para a suspensão dos sólidos, Figura 4.13. Neste caso, o sistema impelidor / chicanas apresentou melhores resultados, seguido do *draft tube* DT3. A utilização desta rotação para concentrações maiores foi descontinuada, uma vez que não atendia ao objetivo do estudo.

A nomenclatura utilizada para os eixos das figuras, considerou como altura máxima de líquido H_o (Z); H_i altura da amostragem; C_m a concentração média do tanque e C_i a concentração analisada na altura H_i , ambas concentrações em peso.

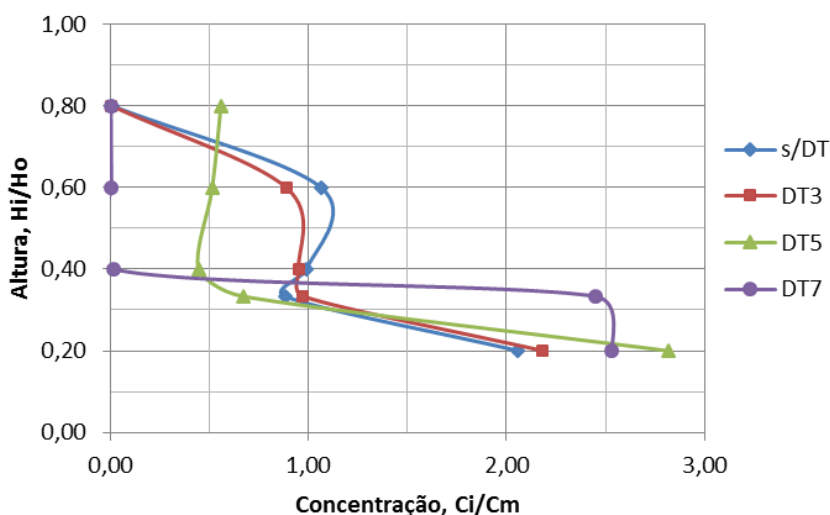


Figura 4.13 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 40% p/p e a 120 rpm

A rotação crítica foi estimada a partir do modelo de Zwietering, considerando o diâmetro médio da partícula, resultando em 343, 357 e 365 rpm para as concentrações de 40, 50 e 60% p/p respectivamente. Apesar do modelo utilizado não ser indicado para o diâmetro médio de partícula desta amostra, os resultados obtidos foram significativos tendo em vista as diferenças encontradas na distribuição dos sólidos, na passagem da rotação de 120 para 400 rpm representadas nas Figuras 4.14 a 4.16.

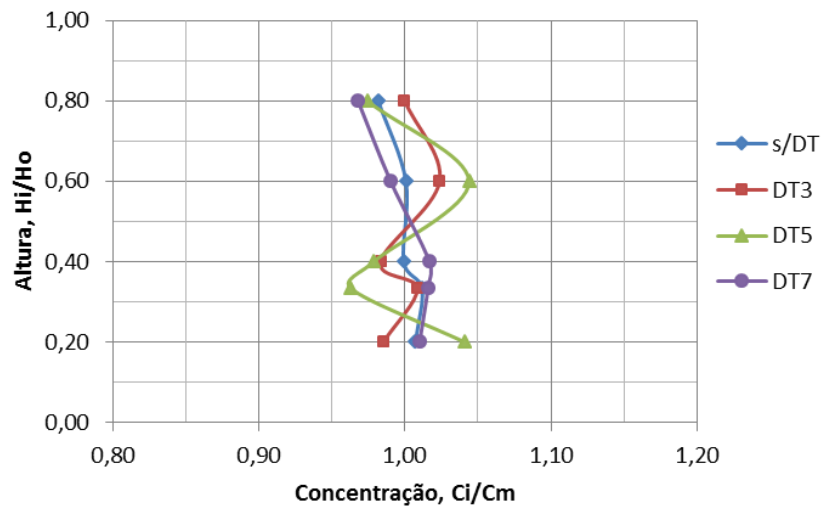


Figura 4.14 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 40% p/p e a 400 rpm

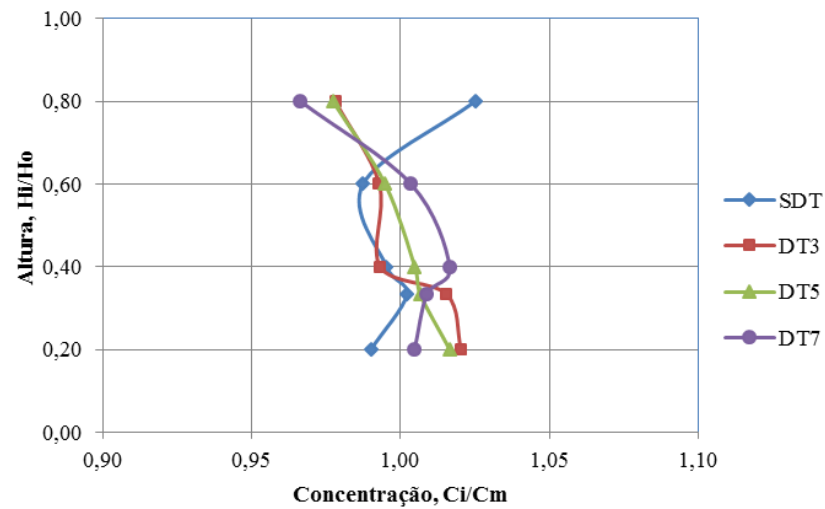


Figura 4.15 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 50% p/p e a 400 rpm

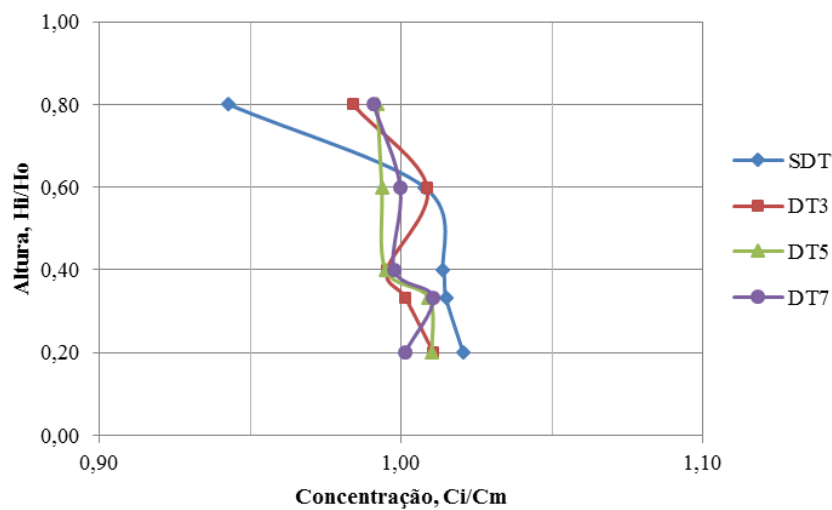


Figura 4.16 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 60% p/p e a 400 rpm

A rotação de 400 rpm apresentou como característica principal, o deslocamento do sólido do fundo do tanque e a tendência de um perfil de homogeneização da polpa no eixo axial, com a utilização dos *draft tubes*. Estes resultados comprovaram os valores estimados para a rotação crítica, estando o sistema operando a cerca de 12% acima deste.

Na rotação de 800 rpm, o sistema somente com impelidor e chicanas apresentou a melhor eficiência com a polpa a 40% p/p, Figura 4.17, sendo superado nas demais concentrações com o uso dos *draft tubes*, que resultaram em uma melhora na homogeneização da polpa. A performance do acessório de DT3 apresentou a melhor resultado, em termos de suspensão e homogeneização, com o incremento da concentração de sólidos, Figuras 4.18, sendo similar ao DT7 a 60% p/p, Figura 4.19.

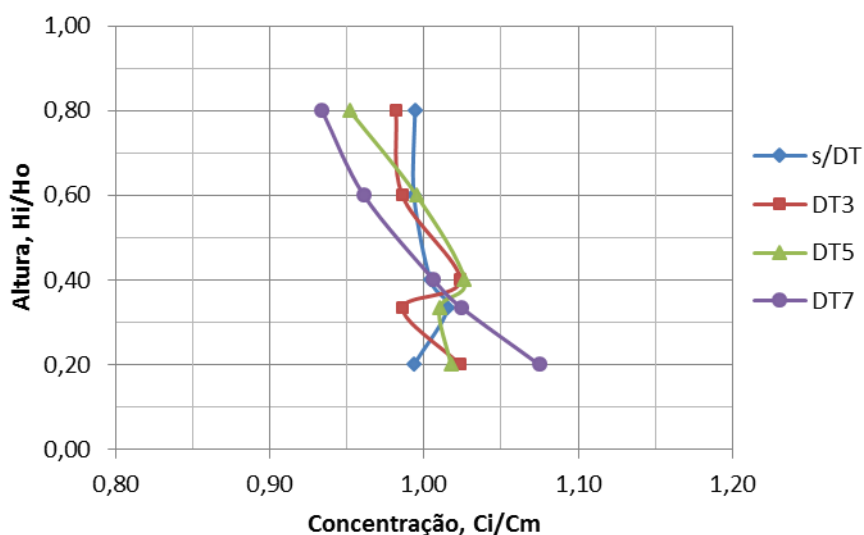


Figura 4.17 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 40% p/p e a 800 rpm

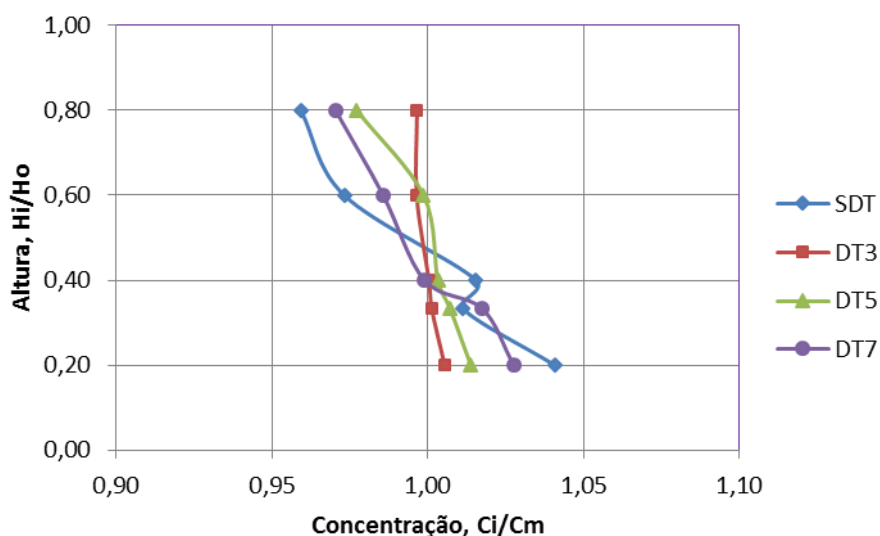


Figura 4.18 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 50% p/p e a 800 rpm

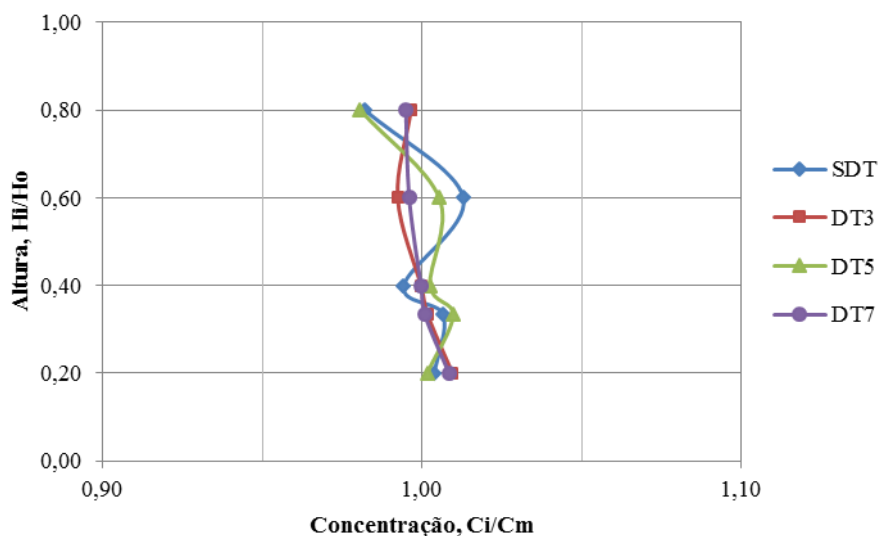


Figura 4.19 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 60% p/p e a 800 rpm

O aumento da rotação para 1200 rpm apresentou resultados similares, sendo que para a concentração de 40% p/p o sistema sem *draft tube*, teve melhor desempenho, Figura 4.20. Com o incremento da concentração para 50% p/p os acessórios de DT3, DT5 e DT7 superaram sistema impelidor/chicana, apresentando os melhores resultados de suspensão e perfis de concentração, Figuras 4.21. Na concentração de 60% p/p todos sistemas foram simétricos tanto para elevação, quanto para homogeneização dos sólidos, Figura 4.22, sendo o DT7 o de melhor resultado. Considerando a rotação crítica, o sistema operou em torno de 237% acima deste.

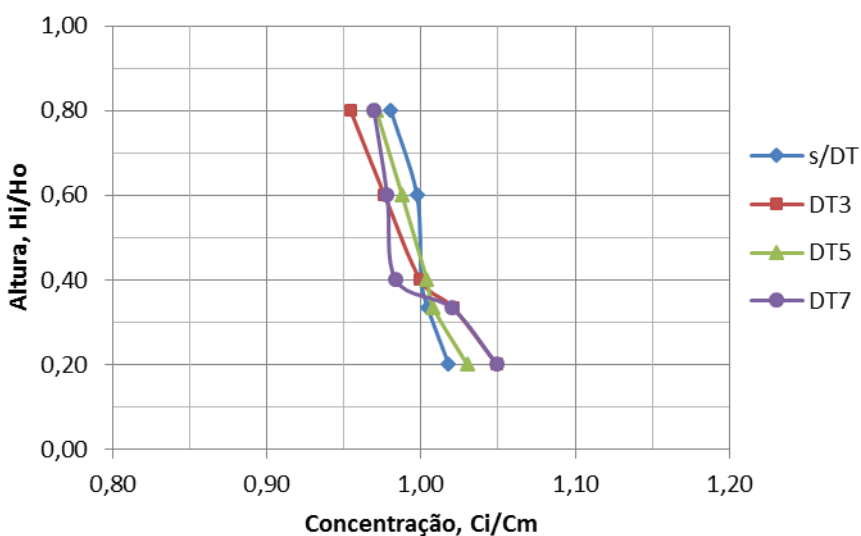


Figura 4.20 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 40% p/p e a 1.200 rpm

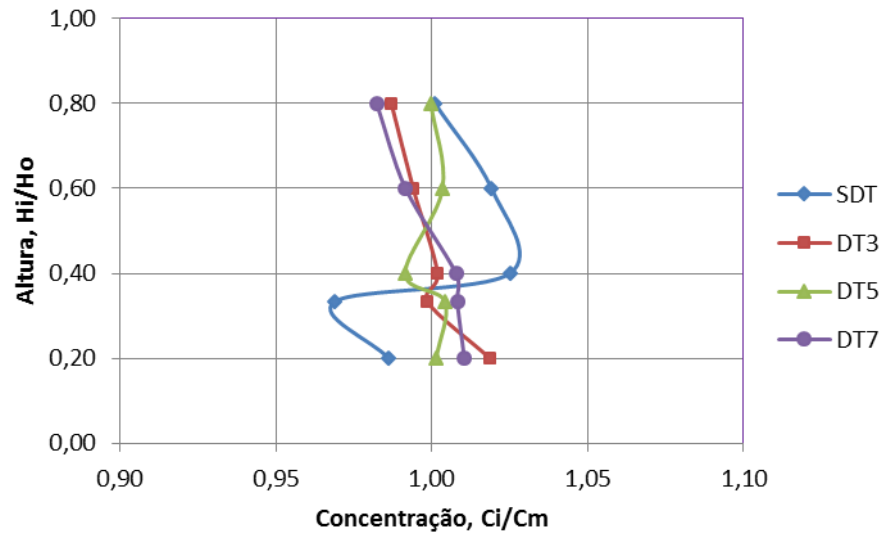


Figura 4.21 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 50% p/p e a 1.200 rpm

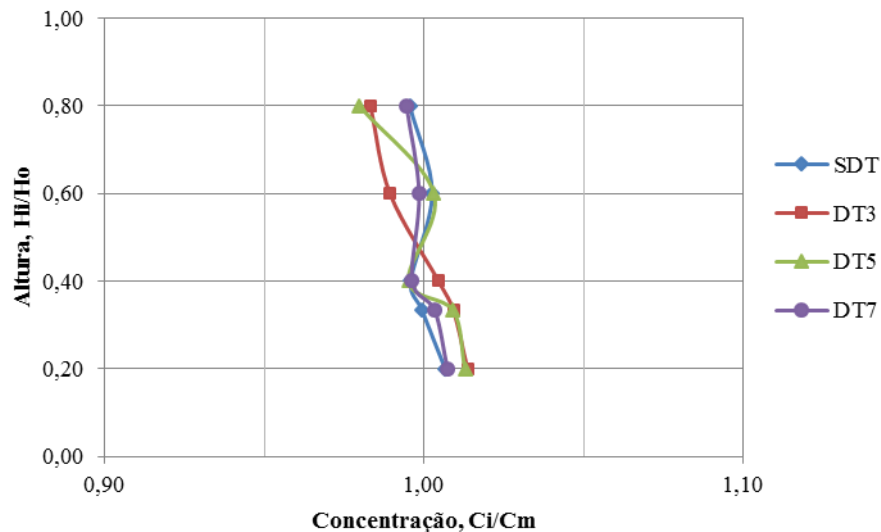


Figura 4.22 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 60% p/p e a 1.200 rpm

A rotação final de 1.400 rpm, representa aproximadamente 300% acima da rotação crítica, nesta condição o sistema reflete uma grande turbulência, em especial para a concentração de 40% p/p sem os *draft tubes*, no qual o perfil de concentração demonstra grande quantidade de sólidos na porção superior do tanque, Figura 4.23. O aumento da concentração da polpa, como nos casos anteriores, resultou em um alinhamento dos perfis apresentando os *draft tubes* resultados similares ao sistema sem o acessório, considerando a homogeneização da polpa, Figuras 4.24 e 4.25.

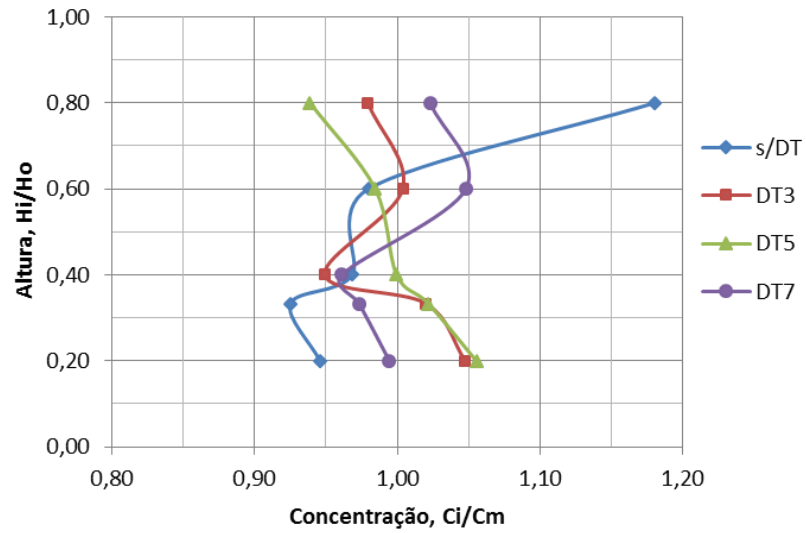


Figura 4.23 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 40% p/p e a 1.400 rpm

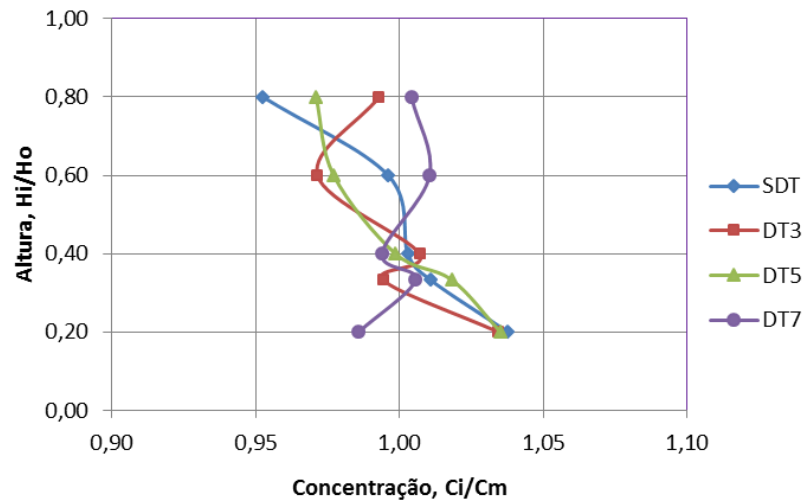


Figura 4.24 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 50% p/p e a 1.400 rpm

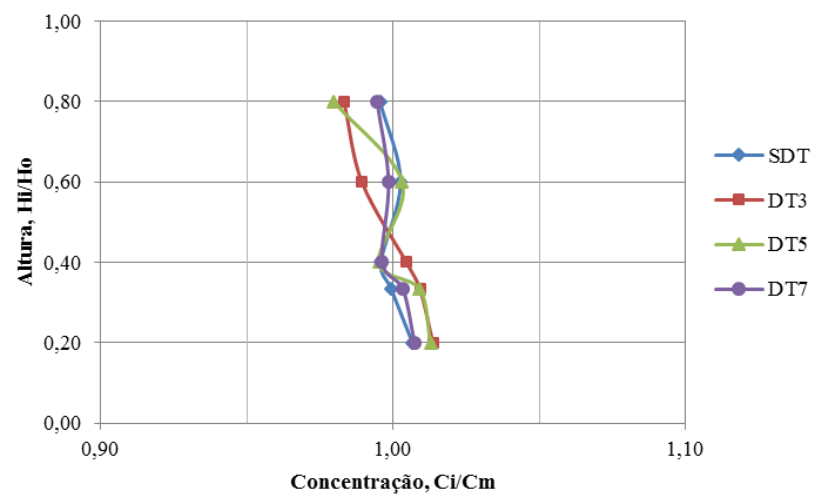


Figura 4.25 – Distribuição axial de sólidos da polpa a 60% p/p e a 1.400 rpm

Os resultados obtidos mostraram duas inflexões nos perfis de concentração, a primeira em torno da altura equivalente a 33% da polpa, a 78 mm do fundo do tanque; e a segunda a 60% da altura da polpa, a 140 mm do fundo do tanque, conforme verificado nas figuras apresentadas. Estas ocorrências foram verificadas em todos experimentos, assim como o aumento da velocidade ascensional na periferia do tanque com o incremento da rotação. Considerando o fluido e o tipo de impelidor utilizado, concluímos que a influência das propriedades reológicas da polpa, sob taxa de cisalhamento variada, somada ao fluxo radial, provocado pelo impelidor, foi a causa principal na modificação do comportamento hidrodinâmico da polpa, resultando na anomalia da concentração na faixa observada.

As figuras apresentadas demonstram que para a concentração de 40% p/p, o sistema teve performance similar com e sem o uso dos *draft tubes*. Os perfis da concentração da polpa a 50% p/p aparentam ser uma fase de transição, para todas as rotações avaliadas, sendo que com o uso dos *draft tubes* foram obtidos os melhores resultados para operação com sólidos. Os resultados para a concentração de 60% p/p, apresentaram para a rotação de 400 rpm, sem uso dos acessórios, alta quantidade de sólidos na seção inferior do tanque, traçando um perfil de baixa eficiência na suspensão. O aumento da rotação mostrou que o uso dos *draft tubes* atinge uma melhor qualidade na homogeneização da polpa e na suspensão dos sólidos.

De forma geral, o sistema aparelhado com *draft tube* apresentou os melhores perfis de homogeneidade e suspensão dos sólidos, para polpa com concentração superior a 40% p/p, superando o conjunto formado somente por impelidor e chicanas. Por outro lado, para a concentração de 40% p/p o resultado foi a favor do sistema de agitação mecânica, sem o uso dos acessórios. A característica reológica da polpa, de certa forma foi determinante na melhor eficiência dos *draft tubes*, uma vez que estes equipamentos favorecem o aumento do bombeamento axial, aumentando a transferência da energia cedida pelo impelidor para o fluido, na mesma taxa de cisalhamento.

4.4 Distribuição axial da concentração conforme modelo de Baresi e Baldi

Os perfis de concentração foram analisados considerando o modelo proposto por BARESI e BALDI (1987), Equação 2.32, para 3 rotações, 400, 800 e 1.200 rpm, nas concentrações de 40, 50 e 60% p/p, para os dois conjuntos, impelidor/chicana e *draft tubes* (DT3, DT5 e DT7), com a finalidade de comparação dos resultados.

As Figuras 4.26 a 4.28 mostram a relação $\ln(C_i)$ em função da altura, para concentração de 40% em peso para as rotações em voga.

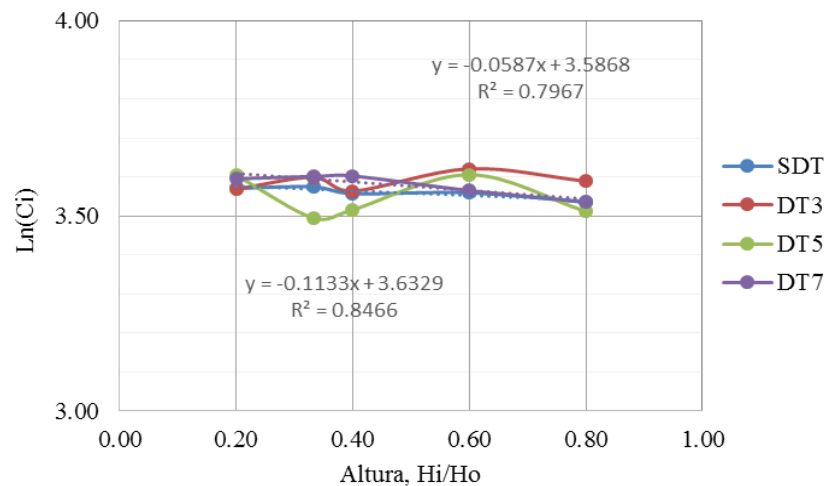


Figura 4.26 – Relação de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 40% p/p e 400 rpm

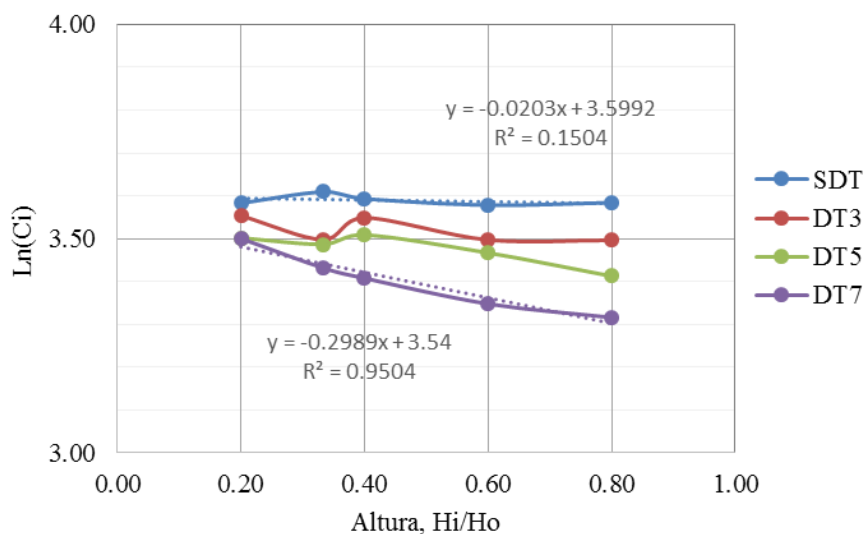


Figura 4.27 – Relação de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 40% p/p e 800 rpm

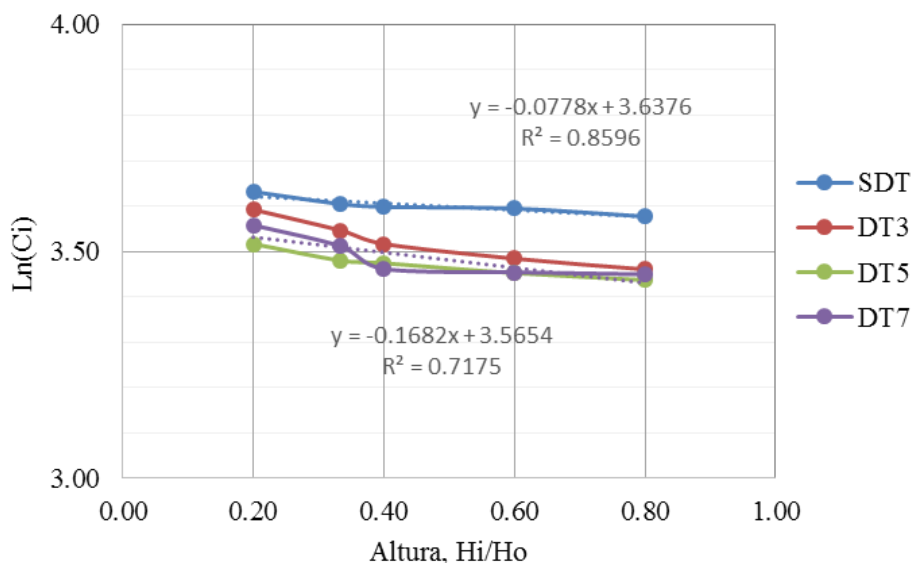


Figura 4.28 – Relação de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 40% p/p e 1.200 rpm

Os resultados obtidos confirmam a melhor eficiência, na homogeneização da polpa, com o conjunto impelidor / chicana, tendo o conjunto aparelhado com os *draft tubes* uma performance significativamente inferior para rotações superiores a 400 rpm.

Com o aumento da concentração da polpa para 50% p/p, Figuras 4.29 a 4.31, o conjunto com *draft tube* apresentou os melhores resultados na homogeneização dos sólidos, sendo que os acessórios DT5 e DT7 demonstraram similaridade na operação. O conjunto sem os equipamentos não desenvolveu a mesma eficiência apresentada com a polpa a 40% p/p, sendo entre os dois conjuntos o de pior performance.

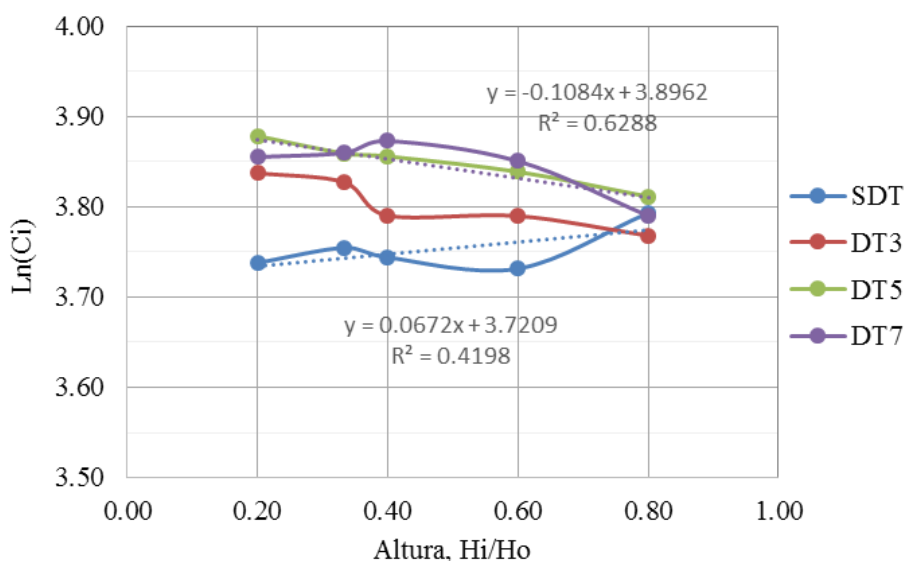


Figura 4.29 – Relação de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 50% p/p e 400 rpm

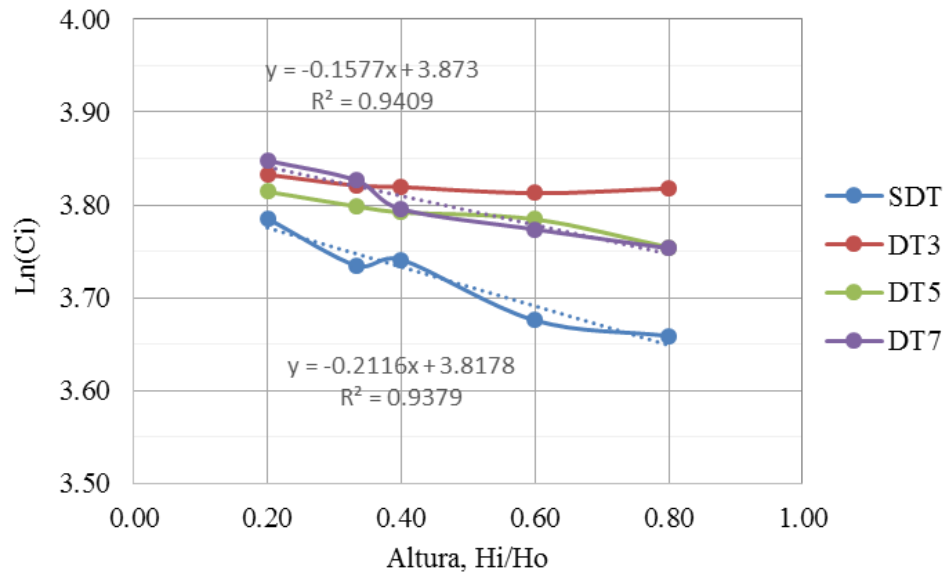


Figura 4.30 – Relação de Ln(Ci) em função da altura para polpa a 50% p/p e 800 rpm

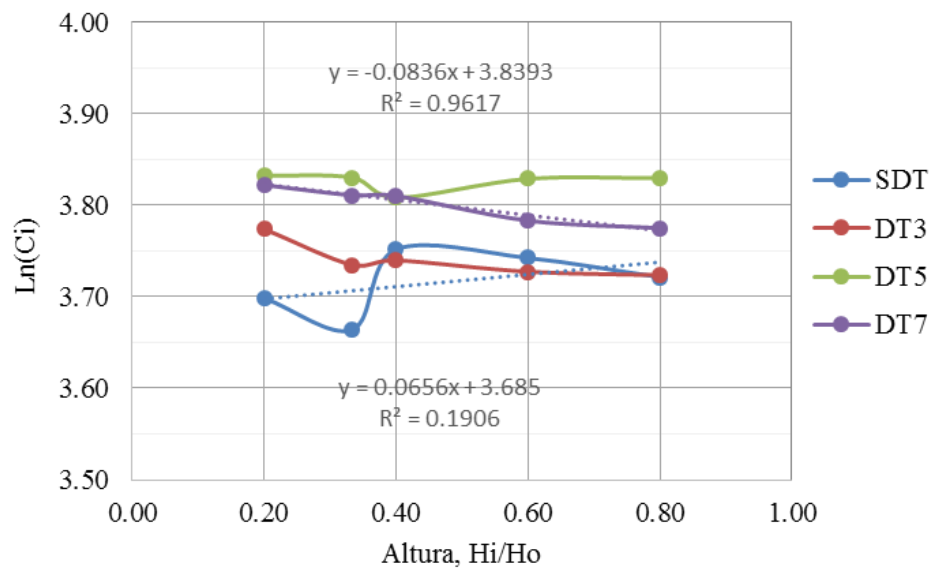


Figura 4.31 – Relação de Ln(Ci) em função da altura para polpa a 50% p/p e 1.200 rpm

Na concentração de 60% p/p os dois conjuntos apresentaram resultados similares, com leve superioridade de performance para o uso do DT7, Figuras 4.32 a 4.34, que manteve um padrão homogêneo em função da rotação. O conjunto sem *draft tube*, apresentou maior concentração de sólidos na seção inferior do tanque na rotação de 400 rpm, mantendo uma operacionalidade similar aos *draft tubes* nas rotações de 800 e 1.200 rpm.

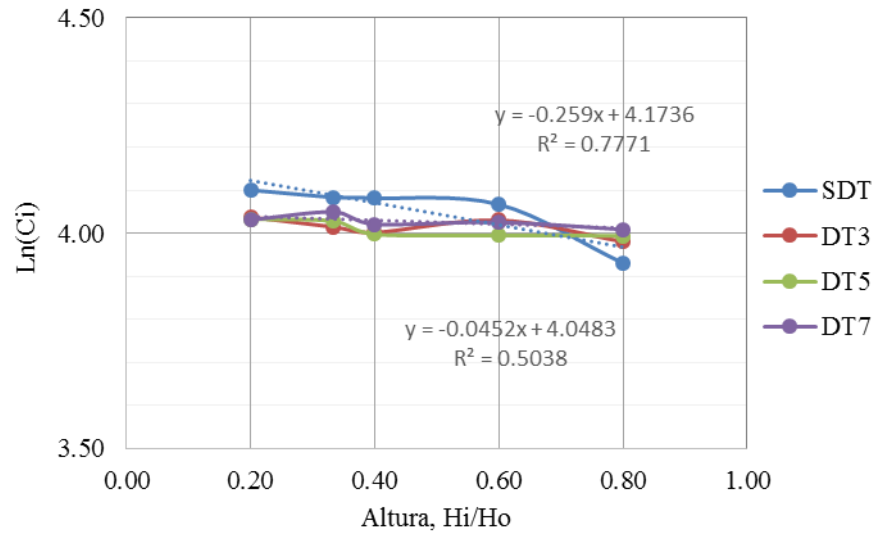


Figura 4.32 – Relação de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 60% p/p e 400 rpm

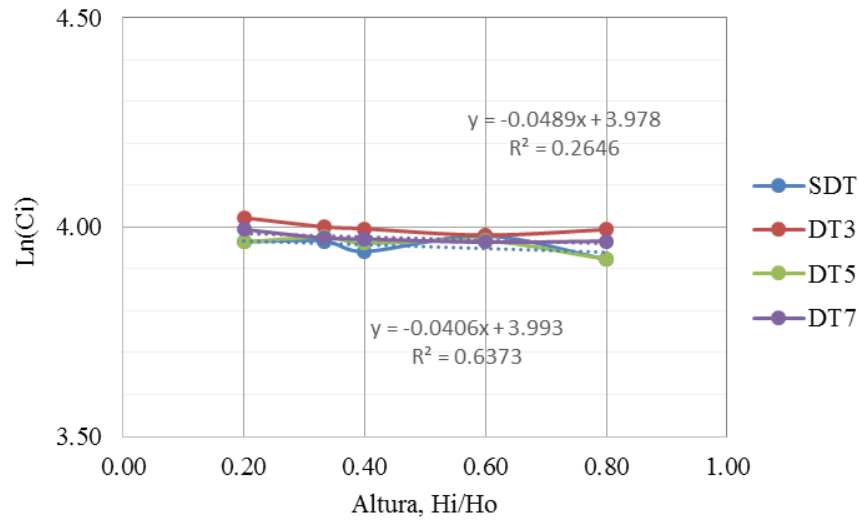


Figura 4.33 – Relação de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 60% p/p e 800 rpm

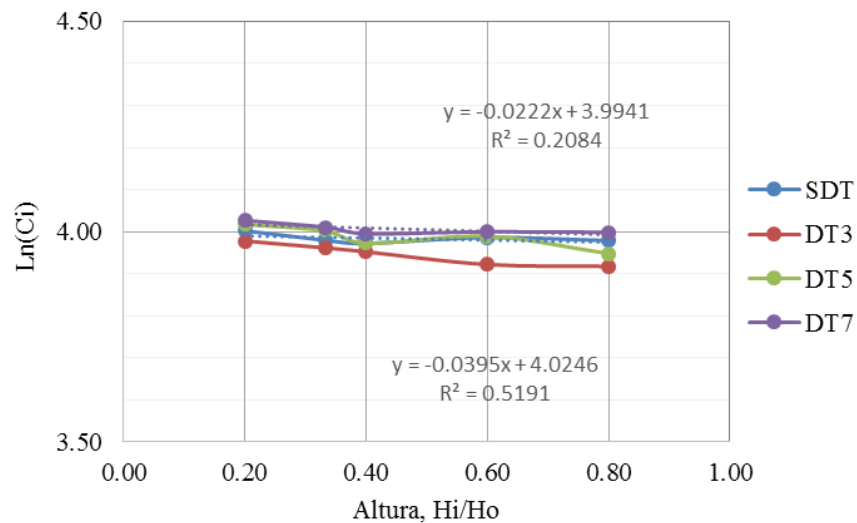


Figura 4.34 – Relação de $\ln(C_i)$ em função da altura para polpa a 60% p/p e 1.200 rpm

Os resultados apresentados para o conjunto equipado com os *draft tubes* demonstraram, nas concentrações de 50 e 60 %p/p, perfis com poucas variações, comprovando a tendência destes equipamentos de apresentarem melhores resultados na homogeneização de polpas concentradas. Dentre os acessórios em estudo, o DT5 e o DT7 revelaram uma operacionalidade similar, enquanto que o DT3, apresentou resultados que demonstram uma tendência de igualdade ao sistema sem *draft tube*.

4.5 Consumo de potência e curva N_p em função de Re .

O consumo de potência foi determinado conforme discutido no item 2.1, resultando nas Tabelas 4.5, 4.6 e 4.7 apresentadas anteriormente. A fim de ser possível uma melhor observação dos resultados, foram desenvolvidos gráficos em função das principais variáveis analisadas, que foram: a rotação, concentração e o uso do *draft tube*. Cabe notar que em relação ao acessório, a variável em estudo foi a altura do mesmo.

4.5.1 N_p versus Re

O desenvolvimento do consumo de potência em função do número de Reynolds é demonstrado nas Figuras 4.35, 4.36 e 4.37, para as concentrações de polpa de 40, 50 e 60% p/p respectivamente, nas quais é possível verificar a redução do consumo de potência com a utilização dos *draft tubes*, DT5 e DT7, em relação aos demais conjuntos.

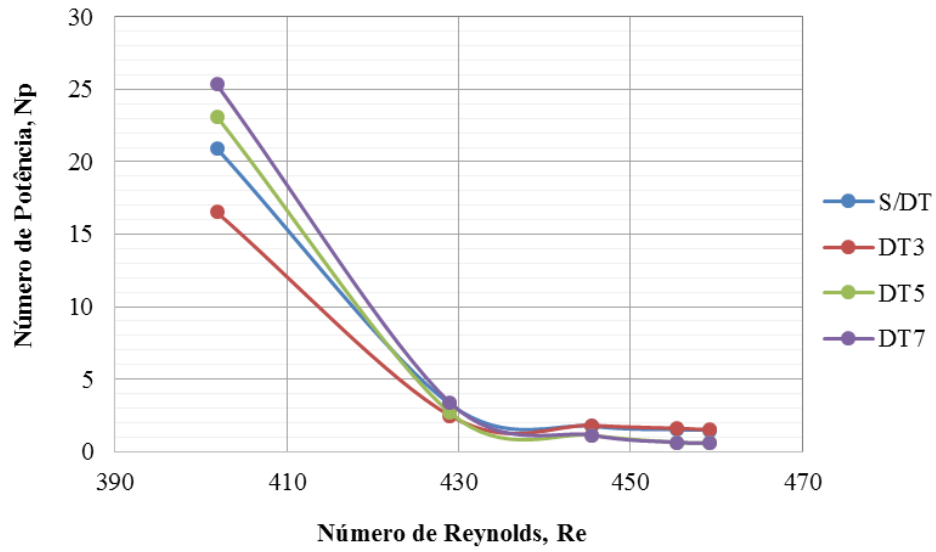


Figura 4.35 – Número de Potência, N_p , em função de Re para polpa a 40% p/p

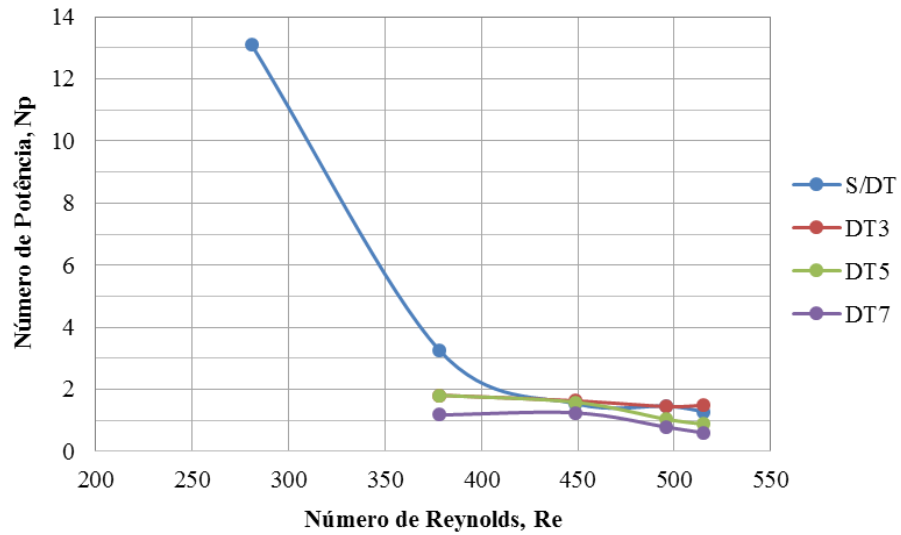


Figura 4.36 – Número de Potência, N_p , em função de Re para polpa a 50% p/p

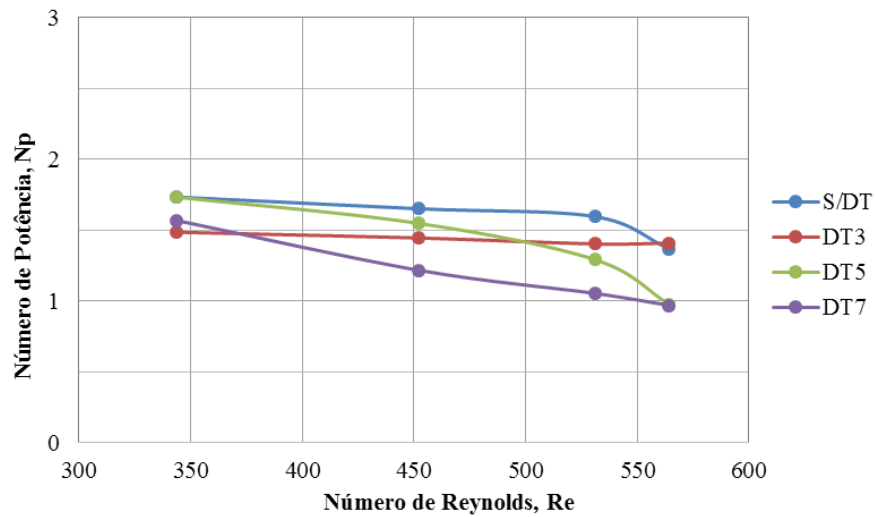


Figura 4.37 – Número de Potência, N_p , em função de Re para polpa a 60% p/p

A partir da concentração de 40% p/p não foi mais utilizada a rotação de 120 rpm, em função de não ser possível a suspensão dos sólidos no fundo do tanque, nesta condição.

Apesar de não ter sido atingido o regime turbulento, a relação de N_P em função de Re mostrou a tendência do *draft tube* de 30%, DT3, ter uma performance similar ao sistema formado somente com o impelidor e chicanas. Por outro lado, os acessórios de 50 e 70%, DT5 e DT7, apresentaram melhor eficiência energética, em comparação com os demais sistemas, atingindo valores de N_P inferiores aos demais conjuntos. Estes *draft tubes* tiveram o mesmo comportamento com a polpa a 40% p/p, com discreta diferença nas demais concentrações.

4.5.2 Consumo de potência em função das variáveis de estudo

A influência da concentração mássica no consumo de potência, foi verificado através da relação entre as variáveis envolvidas, que para o conjunto impelidor / chicanas e para o DT3, o incremento da massa de sólidos não apresenta aumento considerável de consumo, Figuras 4.38 e 4.39; no entanto, o DT5 e DT7 mostraram um incremento significativo com o aumento da concentração, Figuras 4.40 e 4.41.

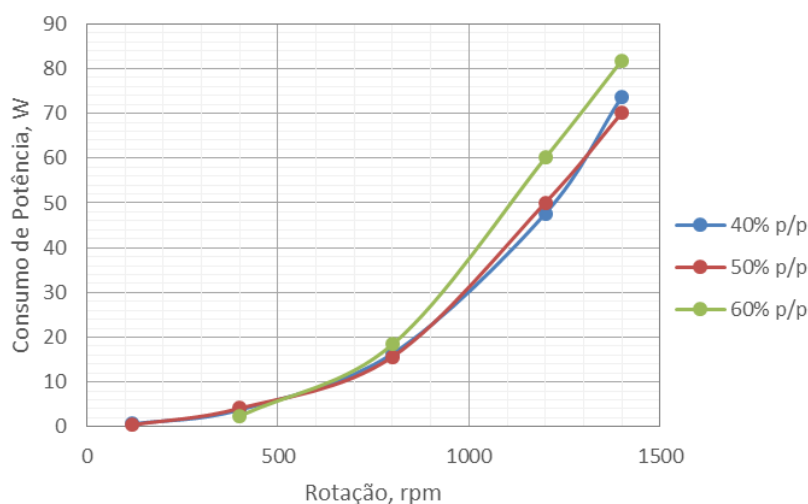


Figura 4.38 – Influência da concentração da polpa no consumo de potência sem *draft tube*.

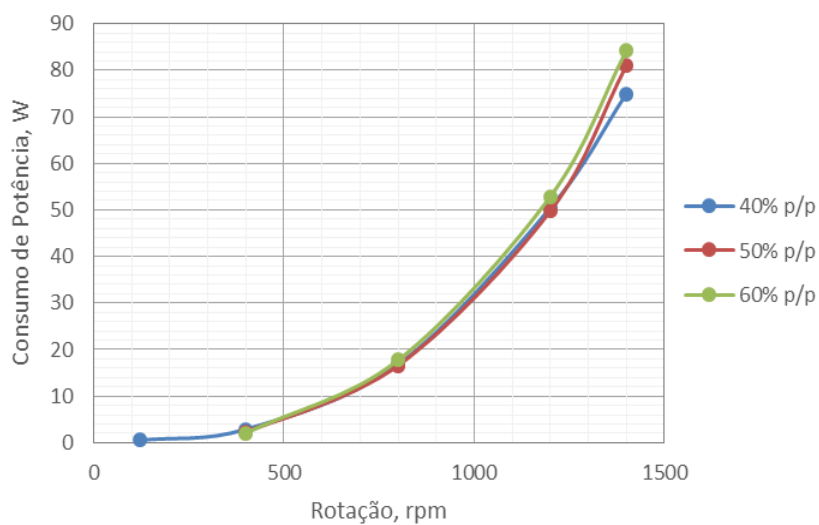


Figura 4.39 – Influência da concentração da polpa no consumo de potência para *draft tube* 30%.

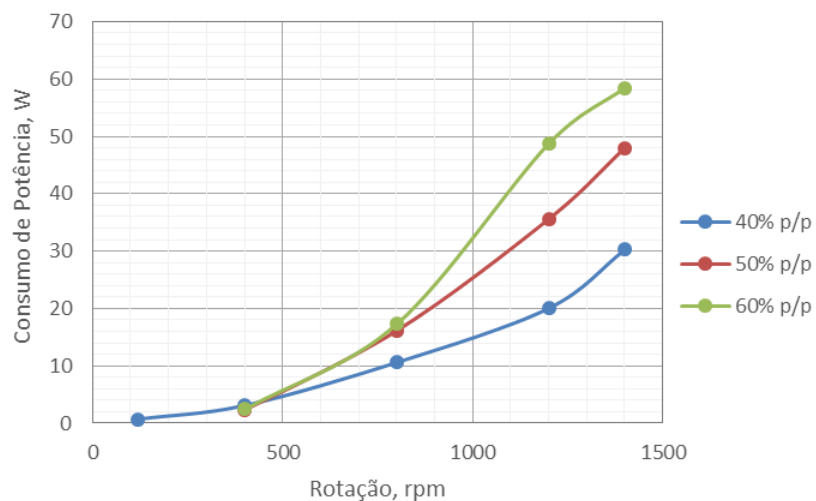


Figura 4.40 – Influência da concentração da polpa no consumo de potência para *draft tube* 50%.

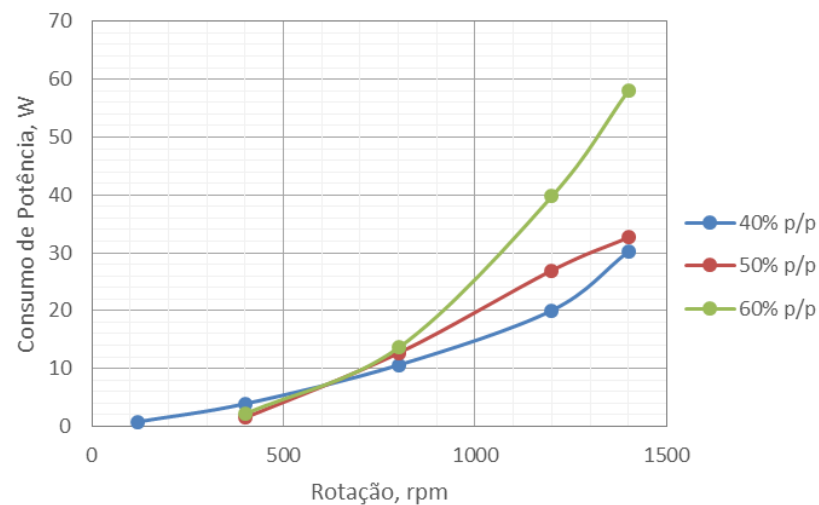


Figura 4.41 – Influência da concentração da polpa no consumo de potência para *draft tube* 70%.

De modo a comparar os resultados obtidos, estes foram agrupados em função da concentração, Figuras 4.42 a 4.44, com as quais foi possível concluir que o uso dos *draft tubes* de 50 e 70%, proporcionaram significativa redução do consumo de potência, em relação aos demais sistemas.

A influência da concentração nestes equipamentos, ao contrário do sistema impelidor / chicana e DT3, é significativa especialmente no DT5, Figura 4.40, provocando forte alteração no comportamento de consumo, que passa de similar ao DT7, para a polpa a 40% p/p, Figura 4.39, passando a ser equivalente ao DT3 na concentração de 60% p/p, Figura 4.41. O *draft tube* de 70% apresentou tendência a ter um desempenho similar aos demais conjuntos, por influência do aumento de sólidos na polpa, Figura 4.41.

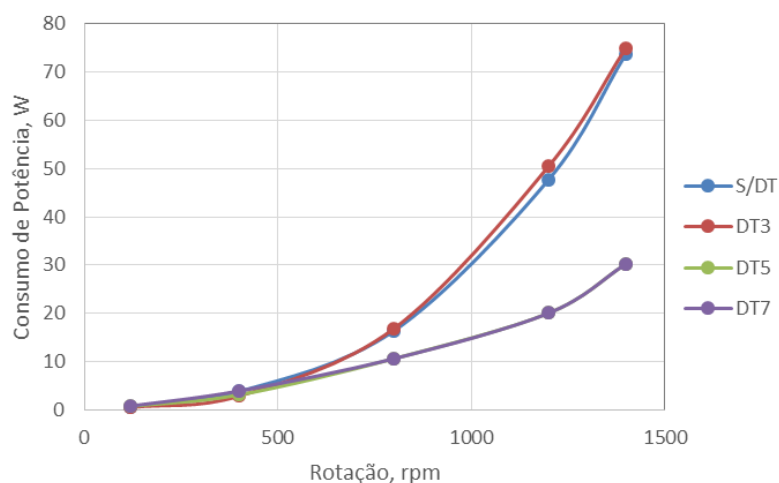


Figura 4.42 – Consumo de potência para polpa a concentração de 40% p/p

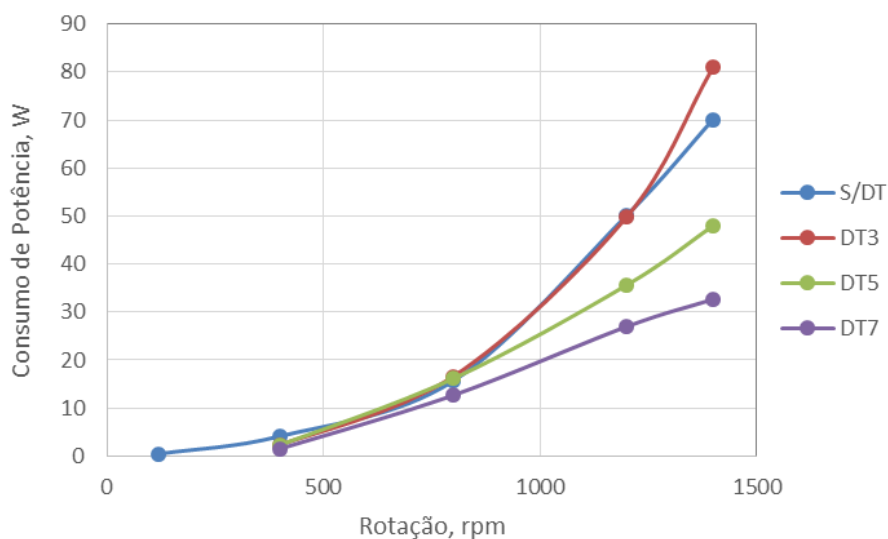


Figura 4.43 – Consumo de potência para polpa a concentração de 50% p/p

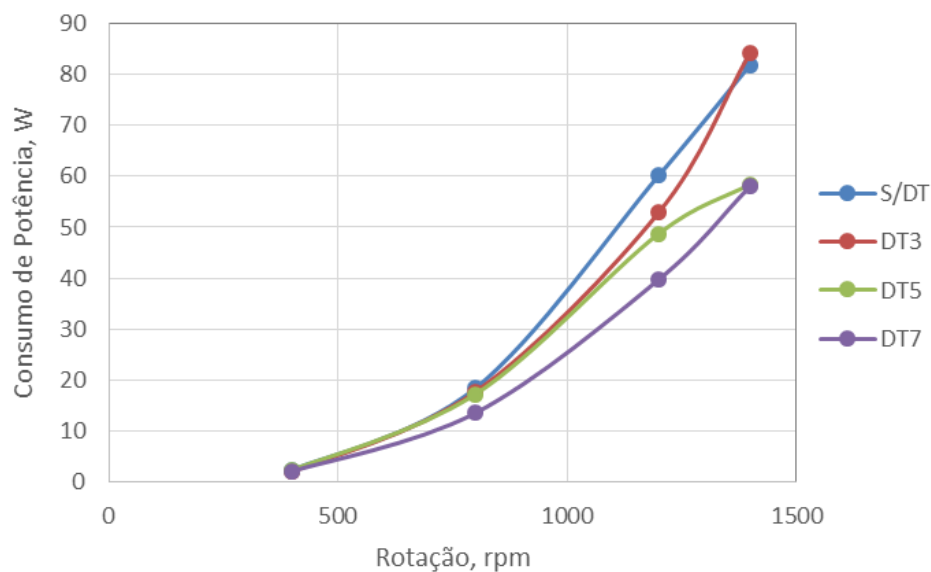


Figura 4.44 – Consumo de potência para polpa a concentração de 60% p/p

O aumento da rotação não apresentou uma mudança significativa no comportamento de consumo, para o sistema montado com impelidor e chicanas, Figura 4.45, para rotações de 400 e 800 rpm. Operando a que 1.200 rpm o conjunto, sem *draft tube*, apresentou um ponto de inflexão e a 1.400 rpm um ponto de mínimo, na concentração de 50% p/p.

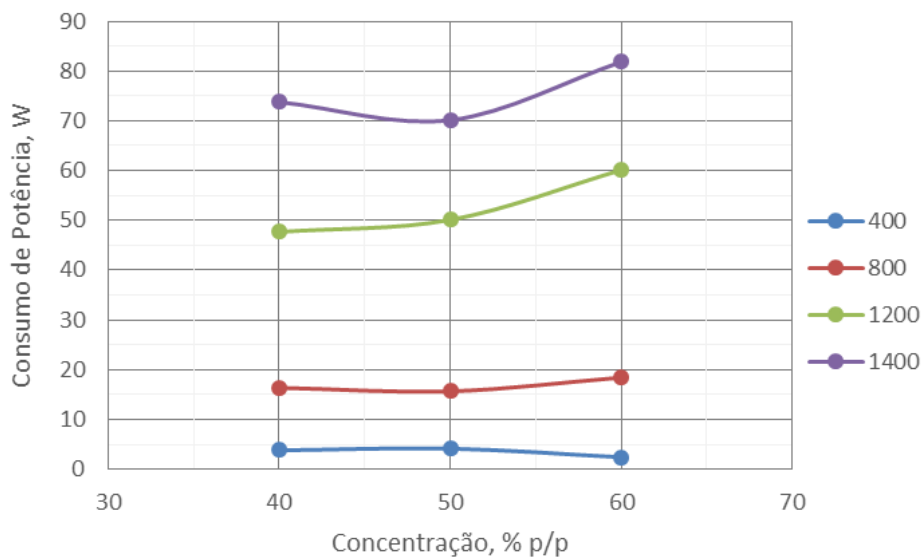


Figura 4.45 – Consumo de potência em função da rotação sem *draft tube*.

O *draft tube* de 30% não apresentou grande alteração no comportamento de consumo, para as rotações de 400, 800 e 1.200 rpm. Na rotação de 1.400 rpm o

sistema apresenta um aumento linear com a concentração mais acentuado, Figura 4.46.

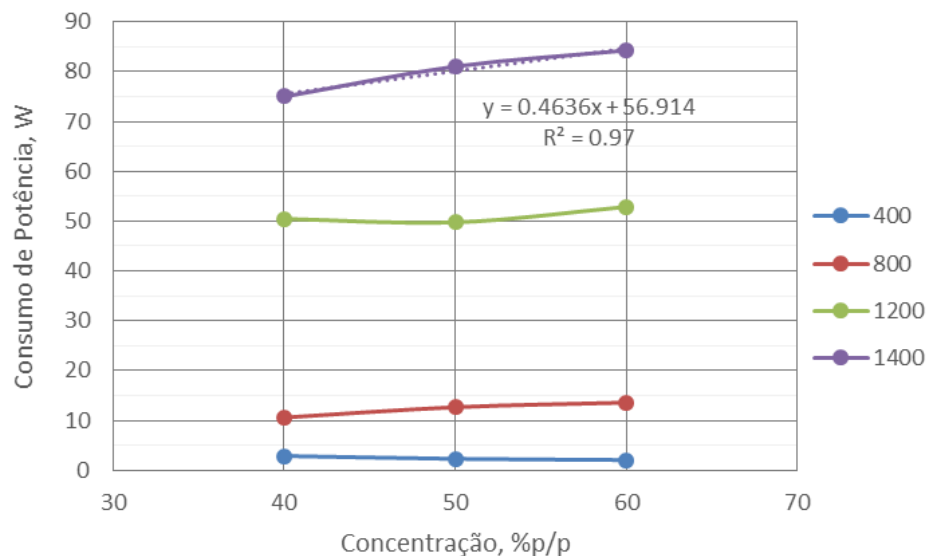


Figura 4.46 – Consumo de potência em função da rotação para *draft tube* 30%.

O acessório com 50% da altura de líquido, não apresenta alteração apreciável para a rotação de 400 rpm; no entanto, a partir de 800 rpm o sistema demonstra sensibilidade, sendo que a 1.200 e 1.400 rpm ocorre drástica modificação no comportamento do consumo de potência a partir da concentração de 40% p/p, Figura 4.47.

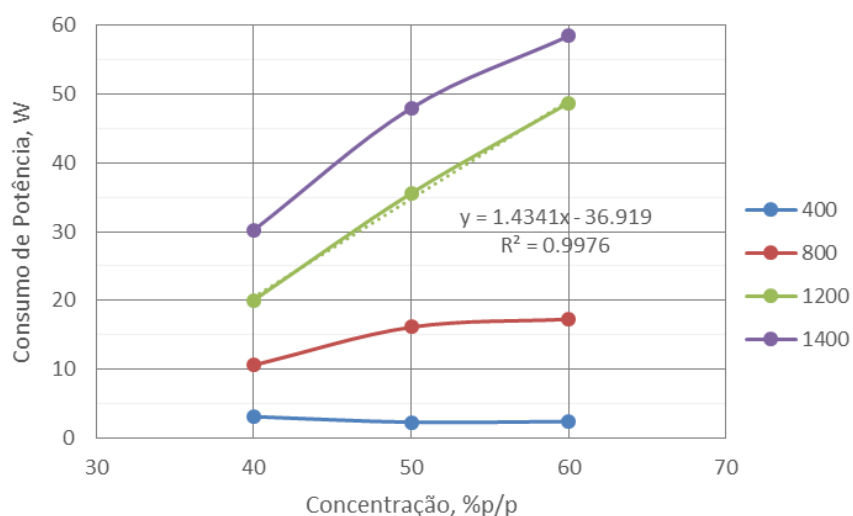


Figura 4.47 – Consumo de potência em função da rotação para *draft tube* 50%.

O sistema com o *draft tube* de 70% teve um comportamento de consumo similar ao DT5, sendo que para a rotação de 1.400 rpm e concentração de 50% p/p, a resposta ao aumento da velocidade passa por forte inclinação, resultando a 60% p/p no mesmo consumo do acessório de 50%, Figura 4.48.

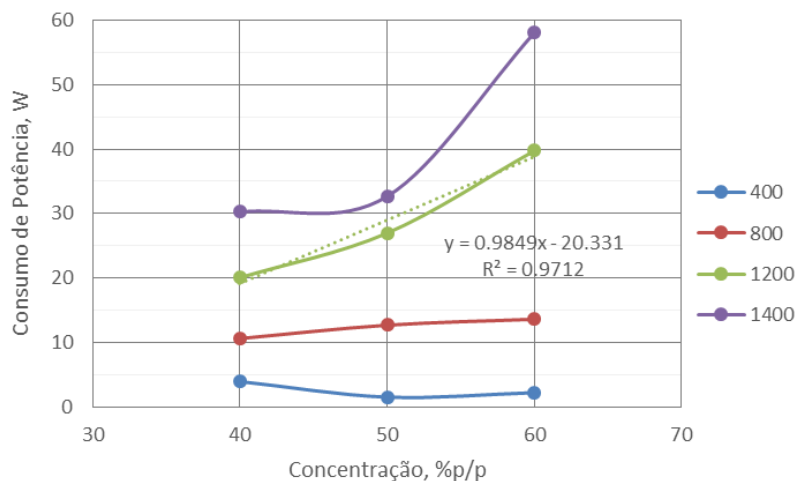


Figura 4.48 – Consumo de potência em função da rotação para *draft tube* 70%.

Como visto, as unidades de estudo com maior resposta ao aumento da rotação e concentração, foram as mesmas com maior redução do consumo de potência, os *draft tubes* DT5 e DT7, que possuíam altura de 50 e 70% em relação a altura de líquido. Importante notar que a rotação apresentou a maior influência no consumo de potência, sendo que a concentração não mostrou ser fator determinante para maiores estudos. Destes resultados, foi verificado que a influência na redução do consumo de potência é diretamente proporcional à altura do *draft tube*, sendo que a altura do acessório igual a 50% da altura de líquido (DT5), instalado a T/3, representa H_{DT} mínimo para redução do consumo de potência.

5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Os resultados apresentados permitiram concluir que:

- 1.- O sólido utilizado no experimento, solubilidade de 14 mg/l, tinha composição constante, sendo caracterizado como, carbonato de cálcio com presença de flogopita, teor de CaO de 54,5% p/p e teor de MgO de 0,46% p/p, calcítico, com área superficial de 0,677 m²/g, diâmetro médio (d_{0,5}) de 25,738 µm, diâmetro médio de Sauter (d_{3,2}) de 8,858 µm.
- 2.- A polpa formada apresentava comportamento reológico de fluido dilatante, até a concentração estudada, passando para pseudoplástico entre 60 e 70% p/p. Foi constatado ainda que o fluido é tixotrópico e possui tensão inicial ao escoamento, relacionado exponencialmente com a concentração da polpa.
- 3.- O procedimento para determinação da constante de Metzner e Otto, apresentado por Nagata (1975), atende para este fluido com característica dilatante, resultando em valores de k_s da ordem de 30, sendo considerado consistente, tendo em vista a relação entre a taxa de cisalhamento no impelidor e na superfície do líquido versus a rotação.
- 4.- O impelidor foi caracterizado, resultando N_P igual a 1,3 e N_Q em função do número de Reynolds expresso por $N_Q = 0,20517 * Re^{0,18487}$, para $100 \leq Re \leq 1.000$.
- 5.- A partir da determinação do número de Reynolds nos limites de transição, laminar/transiente e transiente/turbulento, $172 < Re < 5.341$, e considerando Re mínimo de 340 e máximo de 593, o regime de operação foi constatado como transiente.
- 6.- A rotação crítica calculada a partir do modelo de Zwietering, foi consistente com os resultados obtidos na faixa de rotação entre 120 e 400 rpm, apesar da utilização deste modelo não ser recomendada para a granulometria e concentrações utilizadas.

- 7.- Foi verificada a isocinética da amostragem e comparado os resultados com demais índices de homogeneização, sendo constatado que a velocidade de ascensão era superior à da amostragem com rotações maiores que 400 rpm; no entanto, os demais índices de acompanhamento, demonstraram que o sistema apresentava comportamento homogêneo, em todo o range de rotações utilizados, validando os resultados obtidos para o uso na análise da tendência da distribuição de sólidos e comparação entre os sistemas (S1 e S2).
- 8.- A utilização do conjunto com a instalação dos *draft tubes* DT5 e DT7 nas concentrações de 50 e 60% em peso, demonstraram uma tendência de maior eficiência em relação ao conjunto formado somente pelo impelidor / chicanas e impelidor / chicanas / DT3, apresentando melhores perfis na suspensão e homogeneização da polpa. Na concentração de 40% p/p, o conjunto sem *draft tube* apresentou o melhor rendimento, tanto na suspensão quanto na homogeneização do sistema. Com o aumento da massa de sólidos para 50% em peso, os dois tipos de montagem apresentaram influência do aumento da rotação acima de 800 rpm, com significativa alteração dos perfis de concentração na rotação de 1400 rpm. Na concentração de 60% p/p os *draft tubes* DT5 e DT7 apresentaram perfis similares, enquanto o sistema impelidor/chicana na rotação de 400 rpm demonstrou incapacidade de suspensão dos sólidos. Nas demais rotações ambos conjuntos, com e sem acessório, tiveram resultados aproximados, com tendência de superioridade para a operação com os *draft tubes*. Para a rotação de 1400 rpm os perfis mostram um deslocamento de sólidos, apresentando uma maior concentração na seção inferior do tanque.
- 9.- O consumo de potência foi o item analisado com a maior influência do uso de *draft tube*, que proporcionou uma redução significativa em função da altura do acessório. Desta forma os acessórios DT5 e DT7 superaram os demais conjuntos, sendo que este último atingiu uma redução do consumo de potência da ordem de 59%, 53,5% e 29% na rotação de 1.400 rpm nas concentrações de 40, 50 e 60% respectivamente. O *draft tube* de 30% (DT3) não teve a mesma performance que os anteriores, tendo um consumo muito próximo do conjunto impelidor/chicanas. Considerando que os acessórios possuíam o mesmo diâmetro e foram instalados a mesma distância do fundo do tanque, concluímos

que a influência na redução do consumo de potência é diretamente proporcional à altura do *draft tube*, e que a altura mínima do acessório para atingir uma redução do consumo de potência deve ser equivalente a 50% do nível da polpa, que neste caso foi o DT5.

Como sugestão para trabalhos futuros é proposto:

- A. Estudar da influência da posição do impelidor em relação ao *draft tube*;
- B. Quantificar a influência da posição do *draft tube* em relação ao consumo de potência;
- C. Utilizar sólido com diâmetro de partícula médio maior que 100 μm para estudo do consumo de potência;
- D. Verificar da rotação crítica em função da distância entre o *draft tube* e o fundo do tanque;
- E. Mensurar o consumo de potência em função da posição do *draft tube* com variação da posição do impelidor; e
- F. Desenvolver novo meio de amostragem sem inserção de tubo amostrador no fluido.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABULNAGA, B. E., **Slurry Systems Handbook**, McGraw-Hill, 2002

ANNE-ARCHARD, D., MAROUCHE, M. e BOISSON, H. C., **Hydrodynamics and Metzner-Otto correlation in stirred vessels for yield stress fluids**, Chemical Engineering Journal, V. 125, 2006

BARESI, A. e BALDI, G., **Solid dispersion in an agitated vessel**, Chem. Eng. Sci, Vol. 42, N° 12, 1987, apud MAK (1992)

BARNES, H. A., HUTTON, J. F. and WALTERS, K. F. R. S., **An introduction to rheology**, Elsevier, Amsterdam, The Netherlands, 3rd Ed., 1993

BENTZ, D. P., FERRARIS, C. F., GALLER, M. A., HANSEN, A. S. and GUYNN, J. M., **Influence of particle size distributions on yield stress and viscosity of cement-fly ash pastes**, Cement and Concrete Research, Vol. 42, 2012

BESHAY, K. R., KRATENA, J., FORT, I., BRUHA, O., **Power input of high speed rotary impellers**, ActaPolytechnica, Vol. 41, N° 6/2001

BROZ, J., FORT, I., SPERLING, R., JAMBERE, S., HEISER, M. e RIEGER, F., **Pumping capacity of pitched blade impellers in a tall vessel with a draught tube**, ActaPolytechnica, Vol. 44 N° 4/2004

BUJALSKI, W., NIENOW, A. W., CHATWIN, S. e COOKE, M., **The dependency on scale of power numbers of Rushton disc turbines**, Chemical Engineering Science, Vol. 42, N° 2 pp 317 -326, 1987 (*apud* BESHAY *et al.*, 2001)

CALDERBANK, P. H. e MOO-YOUNG, M. B., **Trans. Inst. Chem. Engrs** (1962) apud NAGATA (1975)

CALDERBANK, P. H. e MOO-YOUNG, M. B., **Trans. Inst. of Chem. Eng.** (1961) apud HOLLAND e CHAPMAN (1966)

CALDERBANK, P. H. e MOO-YOUNG, M. B., **Trans. Inst. of Chem. Eng.** (1959) apud HOLLAND e CHAPMAN (1966)

CARREAU, P. J., CHHABRA, R. P. e CHENG, J., **Effect of rheological properties on power consumption with helical ribbon agitators**, AIChE Journal, 1993, apud ANNE-ARCHARD, MAROUCHE e BOISSON (2006)

CEKINSKI, E., **Desenvolvimento de metodologia para realização de scale up de um tanque agitado com o auxílio de um programa de fluidodinâmica computacional**, Relatório IPT 47668, SP, 2000

CHEMINEER Catálogo, download from <http://www.chemineer.com/literature.html>, Nov 2013

CHEREMISINOFF, N. P., **Handbook of chemical processing equipment**, Butterworth-Heinemann, 2000

CHHABRA, R. P. and RICHARDSON, J. F., **Non-Newtonian flow in the process industries**, Butterworth-Heinemann, Oxford, 1999

CHUDACEK, M. W., **Does your tank bottom have the right shape?** Chemical Engineering, October 1, 1984

DAZHUANG, C., YINGCHEN, W., MENGLIU, L., DEJUN, W. e LITIAN, S. **Solid-liquid suspension system in agitated tank with draft tube**, Chinese J. of Chem. Eng., 1993

De La FUENTE, E. B., CHOPLIN, L. e TANGUY, P. A., **Mixing with helical ribbon impellers: effect of highly shear thinning behavior and impeller geometry**, Chem. Eng. Res. Des., 1997, apud ANNE-ARCHARD, MAROUCHE e BOISSON (2006)

DICKEY, D. S. e HICKS, R. W., **Fundamentals of agitation**, Chemical Engineering, Feb 2, 1976

FORESTI, R. e LIU, T., **Ind. Eng. Chem.** (1959) apud NAGATA (1975)

FORT, I., JIROUT, T., SPERLING, R., JAMBERE, S. e RIEGER, F., **Study of pumping capacity of pitched blade impellers**, ActaPolytechnica, Vol. 42, Nº 4/2002.

FOUCAULT, S., GABRIEL, A. e TANGUY, P. A., **Power characteristics in coaxial mixing: Newtonian and non-Newtonian fluids**, Ind. Eng. Chem. Res., 2005, apud JAHANGIRI (2008)

FREAS, R. C.; **Lime**, In: Industrial Minerals and Rocks, Society of Mining, Engineers, Littleton, Colorado, 1994

GARRISON, C. M., **How to design and scale mixing pilot-plants**, Chemical Engineering, February 7, 1983

GEANKOPLIS, C. J., **Transport processes and Unit operations**, 3ª Ed., Prentice-Hall International, Inc., 1993

Global Population Growth, U. S. CENSUS BUREAU, Download from <http://www.census.gov/population / international / files / wp02 / wp-02003.pdf> on Feb 18, 2014

GOLDLESKI, E. S. e SMITH, J. C., **AIChE Journal**, 1962 apud HOLLAND e CHAPMAN, 1966

GRAY, A. N. **Phosphates and Superphosphates**, International Superphosphates Manufacturer's Association 1944

HE, M., **Slurry rheology of limestone and its effects on wet ultra-fine grinding**, Tese doutorado, Lulea University of Technology, Lulea, Sweden, January, 2005

HEMRAJANI, R. R. e TATTERSON, G. B., **Mechanically stirred vessels**, chapter 6, PAUL, ATIEMO-OBENG e KRESTA, 2004

HICKS, R. W., MORTON, J. R., FENIC, J. G., **How to design agitators for desired process response**, Chemical Engineering, April 26, 1976

High Efficiency Hydrofoil Agitators, Presentation by Chemical Plant & Engineering Pty Ltd Australia, download from [http:// www.crimar.com / files / AUGUST2010 / Agitators%20 & %20Mixers / CP&E%20 Agitation%20 Systems%20 7%2015.pdf](http://www.crimar.com / files / AUGUST2010 / Agitators%20 & %20Mixers / CP&E%20 Agitation%20 Systems%20 7%2015.pdf), August 3/2013

HIRATA, Y. e AOSHIMA, Y., **Formation and growth of cavern in yeild stress fluids agitated under baffled and non-baffled conditions**, Chem. Eng. Res. Des., 1996, apud ANNE-ARCHARD, MAROUCHE e BOISSON (2006)

HOLLAND, F. A. e CHAPMAN, F.S., **Liquid mixing and processing in stirred tanks**, Reinhold Publishing Corporation, NY, 1966

Hydraulic conveying of bulk materials, WEIR Minerals, Weir Warman Ltd, 2003

JAHANGIRI, M., **Shear rates in mixing of viscoelastic fluids by helical ribbon impeller**, Iranian Polymer Journal, Nov 2008

JAKOBSEN, H. A., MORK, M. e GRISLINGAS, A., **Stirred tank Reactors**, Lecture notes in subject SIK 2053, Reactor technology, Norwegian University of Science and Technology, NTNU, download from [http:// www.nt.ntnu.no / users/ jakobsen / TKP4145 / stirred_tank_reactors.pdf](http://www.nt.ntnu.no / users/ jakobsen / TKP4145 / stirred_tank_reactors.pdf), June 15, 2013

JOAQUIM JR, C. F., CEKINSKI, E., NUNHEZ, J. R. E URENHA, L. C., **Agitação e mistura na indústria**, LTC, 2007

KELESSIDIS, V. C., **Terminal velocity of solid spheres falling in Newtonian and non Newtonian liquids**, Tech. Chron. Sci. J. TCG, V, No 1-2, 2003

LANDAU, J. e PROCHAZKA, J. **Coll. Czech. Chem. Commun.**, 28, 1866, 1963 apud TATTERSON, G. B. (1991)

LIMA, O. A., **Suspensão de partículas grossas em células mecânicas de flotação**, Tese de Doutorado, USP, São Paulo, 2009

LUDWIG, E. E., **Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants**, Vol. 1, 1ª Ed. Gulf Professional Publishing, 1999.

MACHADO, J. C. V., **Reologia e escoamento de fluidos**, Ed. Interciência, Rio de Janeiro, 2002

MAGELLI, F., FAJNER, D., NOCENTINI, M., PASQUALI, G., MARISKO, V. e DITL, P., **Solid concentration distribution in slurry reactors stirred with multiple multiple axial impellers**, Chem. Eng. Process, V. 29, 1991, apud MAK (1992)

MAK, A. T. C., **Solid-liquid mixing in mechanically agitated vessels**, Tese Doutorado, University College London, June 1992

MARINHO, L. F. e BOSCHI, A. O.; **A expansão térmica dos revestimentos cerâmicos, parte VI. Efeitos da adição de dolomita**. Cerâmica Industrial, nov/dez, 2000, apud SAMPAIO e ALMEIDA (2008)

MAVROS, P., **Flow visualization in stirred vessels: A review of experimental techniques**, Trans. IChemE, Vol. 79, Part A, March 2001

McCABE, WARREN L., SMITH, J. C., HARRIOTT, P., **Unit Operations of Chemical Engineering**. 4thEd. Mc. Graw-Hill, 1985

MEDEK, J., **Hydrodynamic characteristics of pitched blade impellers**, apud BESHAY et al., 2001

MEDEK, J., **Pumping effect of impellers with flat inclined blades**, apud FORT et al., 2002

MERSMANN, A. e LAUFHUTTE, H. D., **Scale up of agitated vessels for different mixing process**, 5th European Cong on mixing, Wurzburg, W German, Paper 28, 10-12 June, 1985, apud MAK (1992)

METZNER, A. B. e OTTO, R. E., **AIChEJ**, 1957 apud TATTERSON (1991)

METZNER, A. B., FEEHS, R. H., RAMOS, H. L., OTTO, R. E. e TUTHILL, J. D., **AIChE Journal**, 1961 apud HOLLAND e CHAPMAN, 1966

MIDDLELER, M. e FINN, R. K., **Biochem. and Bioeng.** (1966) apud NAGATA (1975)

MOLERUS, O. e LATZEL, W., **Suspension of solid particles in agitated vessel**, Chem. Eng. Sci. Vol. 6, 1987, apud MAK (1992)

MORAES Jr., D. e MORAES, M. S.; **Laboratório de Operações Unitárias I. Exemplos de projetos, problemas resolvidos, questões resolvidas de concursos públicos, ensaios de bancada de unidades industriais**; Santos, Ed. dos autores, 2011

MOORE, G.; **Hydraulic Conveying of bulk materials**, WEIR MINERALS, 2003

NAGATA, S. et al., **Memoirs Fac. Eng.**, Kyoto Univ. (1956) apud NAGATA (1975)

NAGATA, S., **Mixing principles and applications**, Kodansha LTD, Tokyo, 1975

NIENOW, A. W., **On impeller circulation and mixing effectiveness in turbulent flow regime**, Chem. Eng. Sci., 1997, *apud* FORT *et al.*, 2002

NIENOW, A. W., HARNBY, N., EDWARDS, M. F. **Mixing in the process industries**, Butterworth-Heinemann, 1977

OLDSHUE, J. Y. **Fluid mixing technology and practice**, Chemical Engineering, June 13, 1933, Reprint by McGraw-Hill Inc., 1983

OLDSHUE, J. Y., **Fluid Mixing**, Encyclopedia of physical science and technology, Vol 5, Academic Press Inc, 1987

OLIVEIRA, C. T., **Fósforo: função, metabolismo e recomendações**, NUTRIR GERAIS, Unileste, MG, AGO/DEZ, 2007

PANNEERSELVAM, R., **CFD Simulation of multiphase reactors**, Tese Doutorado, Cochin University of Science and Technology, India, March, 2009

PARRISH, P. e OGILVIE, A. **Calcium superphosphate and compound fertilizers: their chemistry and manufacture**, 2nd edition 1946 London

PAUL, E. L., ATIEMO-OBENG, V. e KRESTA, S. M. **Handbook of industrial mixing science and practice**, Wiley Interscience, 2004

PENICOT, P., MUHR, H., PLASARI, E. e VILLERMAUX, J.; **Influence of the internal crystallizer geometry and the operational conditions on the solid product quality**, *Chem. Eng. Technol.*, 21, 1998, apud WANG, Z. et al. 2006

PERRY, R. H. e GREEN, D. W., **Perry's chemical engineers' handbook**, 7th Edition, McGraw-Hill, 2004

POST, T., **Understand the real world of mixing**, *Chem. Eng. Proc.*, AIChE, March 2010

RAJU, K. S. N., **Fluid mechanics, heat transfer, and mass transfer - Chemical engineering practice**, AIChE, John Wiley & Sons, Inc., Publication, 2011

RIEGER, F. e NOVAK, V., **Power consumption of agitators in highly viscous non-Newtonian liquids**, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 1973, apud ANNE-ARCHARD, MAROUCHE e BOISSON (2006)

ROSA, V. S., PINTO, T. C. S., SANTOS, A. R., MOINO, C. A. A., ROSENO, K. T. C., LIA, L. R. B., TAMBOURGI, E. B., LOPES, M. D., TONELI, J. T. C. L., JÚNIOR, D. M., **External coefficient of heat transfer by convection in mixed vessels using vertical tube baffles**, I&EC Research, ACS Publications, 2013

RUSHTON, J. H. e OLDSHUE, J. Y., **Mixing - Present theory and practice - Part II**, *Chemical Engineering Progress*, May, 1953

SAMPAIO, J. A. e ALMEIDA, S. L. M.; **Calcário e Dolomito**, Rochas e Minerais Industriais, Cap. 16, CETEM, 2^a Ed, 2008

SAMPAIO, J. A. e SILVA, F. A. N. G.; **Determinação das densidades de sólidos e de polpas**, Centro de Tecnologia Mineral, CETEM, Novembro/2007

SANO, Y. e USUI, H.; *J. Chemical Engineer, Japan*, 1985 apud TATTERSON, G. B. (1991)

SCHRAMM, G., **Reologia e Reometria - Fundamentos teóricos e práticos**, Traduzido e adaptado por MOTHÉ, C. G. et al., Artliber Editora Ltda, 2006

SCHUBERT, H., **On the turbulence-controlled microprocesses in flotation machines**, *International Journal of Mineral Processing*, V.56, 1999, apud LIMA (2009)

SESTAK, J., ZITNY, R. e HOUSKA, M., **Anchor-agitated systems: power input correlation for pseudoplastic and thixotropic fluids in equilibrium**, *AIChE Journal*, 1986, apud ANNE-ARCHARD, MAROUCHE e BOISSON (2006)

SHAMLOU, P. A. e ZOLFAGHARIAN, A., **Incipient solid motion in liquids in mechanically agitated vessels**, I. Chem. Eng. Symposium Series, N° 108, 1987, apud MAK (1992)

SHIUE, S. J. e WONG, C. W., **Canad. J. Chem. Eng.**, 60, 602, 1984 apud TATTERSON, G. B. (1991)

SIEDER, E. N. e TATE, G. E., **Heat transfer and pressure drop of liquids in tubes**, Ind. Eng. Chem, 1936, apud ROSA et al., 2013

SINDEN, J., **Fosfatos para Ração Animal**, Workshop sobre tecnologia de fertilizantes, Universidade Federal de Uberlândia, Jul/2010

SINDEN, J., **The place of small scale regional fertilizer units based on indigenous raw materials, and producing fertilizers for tropical soils and climates**, FMB, Africa Fertilizer Conference and Exhibition, March, 2013

SZEKELY, Y. J., EVANS, J. W. e SOHN, H. Y. apud CALMANOVICI, B., GILOT, B. e LAGUÉRIE, C. **Mechanism and kinetics for the dissolution of apatitic materials in acid solutions**, Brazilian Journal of Chemical Engineering, Vol. 14, No 2, 1997

TAGUCHI, H. e MIYAMOTO, S., **Biochem. and Bioeng.** (1966) apud NAGATA (1975)

TANAKA, M. e IZUMI, T.; **Application of stirred tank reactor equipped with draft tube to suspension polymerization of styrene**, J. Chem. Eng. Japan, 18, 1984 apud WANG, Z. et al. 2006

TANGUY, P. A., BERTRAND, F., LABRIE, R. e De La FUENTE, E. B., **Numerical modelling of the mixing of viscoplastic slurries in a twin-blade planetary mixer**, Trans. IChemE, 1996, apud ANNE-ARCHARD, MAROUCHE e BOISSON (2006)

TANIYAMA, I. e SATO, T., **Kagaku Kogaku** (Japanese) (1965) apud NAGATA (1975)

TATTERSON, G. B., **Chem. Eng. Commun.**, 19 (1-3), 141, 1982 apud TATTERSON, G. B. (1991)

TATTERSON, G. B., **Fluid mixing and gas dispersion in agitated tanks**, 2nd Ed., 1991

THE ENGINEERING EQUIPMENT USERS ASSOCIATION, **Agitator selection and design**, Handbook N° 9, Constable and Company Ltd, 1963

THOMPSON, D. J., **Industrial Considerations Related to Fluoride Toxicity**, Journal of Animal Science - 1980, 51:767-772. Download from [www. Journalofanimalscience .org](http://www.journalofanimalscience.org) on March 15, 2013

THOMAS, D. G.; **Transient characteristics of suspensions: Part VIII. A note on the viscosity of Newtonian suspensions of uniform spherical particles**, Journal Colloid Science, 20, 1965 apud ABULNAGA, B. E. (2002)

TORREZ, C. e POWER, A. C., **Power consumption of a Rushton turbine mixing viscous Newtonian and shear-thinning fluids: comparison between experimental and numerical results**, Chem. Eng. Technol., 1998, apud WU, GRAHAM e MEHIDI (2006)

TURTON, R. e LEVENSPIEL, O., **A short note on the drag correlation for spheres**, Powder Technol. Vol 47, 1986, apud WILSON et al. (2006)

ULBRECHT, J. J. e CARREAU, P. J., **Mixing of viscous non-Newtonian liquids in mixing of liquids by mechanical agitation**, Gordon and Breach Science, NY, 1985, apud JAHANGIRI (2008)

U. S. CENSUS BUREAU, **Global population growth**, Global Population Profile, 2002

WALAS, S. M., **Chemical Process Equipment Selection and Design**, Butterworth-Heinemann, 1990

WANG, J., **Suspension of high concentration slurry in agitated vessels**, Tese mestrado, School of civil, environmental and chemical engineering, RMIT University, Melbourne, March 2010

WANG, Z., MAO, Z., YANG, C. e SHEN, X., **Computational fluid dynamics approach to the effect of mixing and draft tube on the precipitation of barium sulfate in a continuous stirred tank**, Chinese J. Chem. 14(6), 713-722, 2006

Warman slurry pumping handbook, WARMAN INTERNATIONAL LTD, 2009

WICHTERLE, K., **Conditions for suspension of solids in agitated vessels**, Chem. Eng. Sci., Vol. 43, 1988, apud MAK (1992)

WILSON, K. C., ADDIE, G. R., SELLGREN A. e CLIFT, R., **Slurry transport using centrifugal pumps**, 3ª Edição, Springer, 2006

WU, J. SHU, Y. e PULLUM, L., **Impeller geometry effect on velocity and solids suspension**, download from <http://www.lionelpullum.com/pdf%20files/1792.pdf>, June 15, 2013

WU, J., GRAHAM, L. J. e MEHIDI, N. N., **Estimation of agitator flow shear rate**, AIChE Journal, July 2006

ZWIETERING, Th. N., **Suspending of solid particles in liquid by agitators**, Chem. Eng. Sci., Vol. 8, 1958, apud MAK (1992)

APÊNDICE A

A.1- Velocidade de ascensão da polpa em função da área de passagem no tanque

Tabela A.1 – Velocidade (m/s) ascensional da polpa a 50% p/p em função da área de passagem

Rotação rpm	Vazão m³/s	Posição			
		1	2	3	4
120	0,0006	0,0130	0,0158	0,0130	0,0748
400	0,0020	0,0459	0,0556	0,0459	0,2634
800	0,0041	0,0948	0,1149	0,0948	0,5437
1.200	0,0063	0,1449	0,1755	0,1449	0,8308
1.400	0,0073	0,1702	0,2062	0,1702	0,9761

Tabela A.2 – Velocidade (m/s) ascensional da polpa a 60% p/p em função da área de passagem

Rotação rpm	Vazão m³/s	Posição			
		1	2	3	4
400	0,0019	0,0451	0,0547	0,0451	0,2588
800	0,0041	0,0950	0,1150	0,0950	0,5445
1.200	0,0063	0,1467	0,1777	0,1467	0,8413
1.400	0,0075	0,1731	0,2097	0,1731	0,9927

APÊNDICE B

B.1- Consumo de Potência

Tabela B1.1 – Consumo de potência - polpa a 40% p/p sem *draft tube*

sem DT (S1)		
Rotação rpm	Força N	Potência W
120	0,19	0,66
400	0,33	3,80
800	0,71	16,36
1.200	1,38	47,69
1.400	1,83	73,78

Tabela B1.2 – Consumo de potência - polpa a 40% p/p *draft tube* DT3

DT3		
Rotação rpm	Força N	Potência W
120	0,15	0,52
400	0,25	2,88
800	0,73	16,82
1.200	1,46	50,45
1.400	1,86	74,99

Tabela B1.3 – Consumo de potência - polpa a 40% p/p *draft tube* DT5

DT5		
Rotação rpm	Força N	Potência W
120	0,21	0,73
400	0,27	3,11
800	0,46	10,60
1.200	0,58	20,04
1.400	0,75	30,24

Tabela B1.4 – Consumo de potência - polpa a 40% p/p *draft tube* DT7

DT7		
Rotação rpm	Força N	Potência W
120	0,23	0,79
400	0,34	3,92
800	0,46	10,60
1.200	0,58	20,04
1.400	0,75	30,24

Tabela B1.5 – Consumo de potência - polpa a 50% p/p sem *draft tube*

sem DT (S1)		
Rotação rpm	Força N	Potência W
120	0,13	0,45
400	0,36	4,15
800	0,68	15,67
1.200	1,45	50,11
1.400	1,74	70,15

Tabela B1.6 – Consumo de potência - polpa a 50% p/p *draft tube* DT3

DT3		
Rotação rpm	Força N	Potência W
400	0,20	2,30
800	0,72	16,59
1.200	1,44	49,76
1.400	2,01	81,03

Tabela B1.7 – Consumo de potência - polpa a 50% p/p *draft tube* DT5

DT5		
Rotação rpm	Força N	Potência W
400	0,20	2,30
800	0,70	16,13
1.200	1,03	35,59
1.400	1,19	47,98

Tabela B1.8 – Consumo de potência - polpa a 50% p/p *draft tube* DT7

DT7		
Rotação rpm	Força N	Potência W
400	0,13	1,50
800	0,55	12,67
1.200	0,78	26,95
1.400	0,81	32,66

Tabela B1.9 – Consumo de potência - polpa a 60% p/p sem *draft tube*

sem DT (S1)		
Rotação rpm	Força N	Potência W
400	0,21	2,42
800	0,80	18,43
1.200	1,74	60,13
1.400	2,03	81,84

Tabela B1.10 – Consumo de potência - polpa a 60% p/p *draft tube* DT3

DT3		
Rotação rpm	Força N	Potência W
400	0,18	2,07
800	0,70	16,13
1.200	1,53	52,87
1.400	2,09	84,26

Tabela B1.11 – Consumo de potência - polpa a 60% p/p *draft tube* DT5

DT5		
Rotação rpm	Força N	Potência W
400	0,21	2,42
800	0,75	17,28
1.200	1,41	48,72
1.400	1,45	58,46

Tabela B1.12 – Consumo de potência - polpa a 60% p/p *draft tube* DT7

DT7		
Rotação rpm	Força N	Potência W
400	0,19	2,19
800	0,59	13,59
1.200	1,15	39,74
1.400	1,44	58,05

B.2- Levantamento de dados – Concentração

Tabela B2.1 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 120 rpm sem *draft tube*

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 1	606,63	23,72	78,54	33,87	36,88	15,93	67,16	64,81	0,16
Recipiente 2	611,81	27,63	75,35	25,50	40,21	17,99	65,11		
Recipiente 3	611,70	28,92	71,12	21,38	38,80	17,98	62,17		
Recipiente 4	629,80	46,26	71,95	4,11	29,56	7,98	17,25	18,66	0,32
Recipiente 5	629,29	46,18	70,77	3,44	29,79	8,64	18,71		
Recipiente 6	627,63	43,74	76,88	11,21	30,69	8,76	20,03		
Recipiente 7	624,52	41,24	84,79	22,23	30,06	8,74	21,19	21,40	0,48
Recipiente 8	627,16	43,11	81,29	16,09	31,26	9,17	21,27		
Recipiente 9	627,09	42,65	77,85	12,72	31,75	9,27	21,74		
Recipiente 10	DESCARTADA							23,31	0,62
Recipiente 11	626,59	43,09	71,80	7,17	31,54	10,00	23,21		
Recipiente 12	624,03	39,98	72,80	10,73	31,45	9,36	23,41		
Recipiente 13	DESCARTADA							0,15	0,80
Recipiente 14	616,50	33,24	56,98	2,44	21,34	0,04	0,12		
Recipiente 15	613,59	28,81	52,61	0,98	22,87	0,05	0,17		

Tabela B2.2 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 400 rpm sem *draft tube*

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-		-			
Balde 4 L	-	-	-	-		-			
Recipiente 16	642,29	58,65	88,70	8,37	43,25	21,57	36,78	35,58	0,16
Recipiente 17	645,02	57,46	95,14	12,08	45,52	19,92	34,67		
Recipiente 18	645,93	61,11	91,54	7,57	44,43	21,57	35,30		
Recipiente 19	633,18	49,23	76,82	5,60	39,57	17,58	35,71	35,80	0,32
Recipiente 20	635,14	51,28	79,37	6,19	40,31	18,41	35,90		
Recipiente 21	638,62	54,41	88,72	12,06	41,73	19,48	35,80		
Recipiente 22	632,41	48,95	81,03	10,58	38,79	17,29	35,32	35,18	0,48
Recipiente 23	632,12	48,00	76,74	6,58	38,95	16,79	34,98		
Recipiente 24	631,73	48,21	79,73	9,96	38,55	16,99	35,24		
Recipiente 25	630,66	46,63	81,16	12,46	38,78	16,71	35,84	35,26	0,62
Recipiente 26	629,66	44,32	80,03	12,33	38,86	15,48	34,93		
Recipiente 27	625,97	42,10	84,88	20,87	36,65	14,74	35,01		
Recipiente 28	633,70	42,92	77,52	5,78	43,61	14,79	34,46	34,33	0,80
Recipiente 29	DESCARTADA								
Recipiente 30	622,67	38,94	71,44	10,73	35,09	13,32	34,21		

Tabela B2.3 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 800 rpm sem *draft tube*

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-		-			
Balde 4 L	-	-	-	-		-			
Recipiente 31	DESCARTADA							36,43	0,16
Recipiente 32	636,65	49,67	84,19	12,33	40,13	17,94	36,12		
Recipiente 33	642,45	55,38	89,93	12,27	42,63	20,35	36,75		
Recipiente 34	635,40	47,96	86,25	15,64	40,92	18,27	38,09	37,58	0,32
Recipiente 35	632,86	46,31	80,54	12,47	38,94	17,18	37,10		
Recipiente 36	637,14	50,70	82,12	9,77	40,69	19,04	37,55		
Recipiente 37	631,94	44,08	70,48	3,33	39,38	16,31	37,00	36,99	0,48
Recipiente 38	633,92	46,61	74,81	5,68	39,80	17,28	37,07		
Recipiente 39	635,74	48,64	80,23	9,28	40,25	17,94	36,88		
Recipiente 40	629,44	41,59	71,10	6,45	38,25	15,19	36,52	36,43	0,62
Recipiente 41	631,63	43,67	73,81	6,97	39,04	15,87	36,34		
Recipiente 42	DESCARTADA								
Recipiente 43	625,27	38,04	64,78	4,30	35,42	12,98	34,12	36,47	0,80
Recipiente 44	625,24	37,55	66,55	6,10	36,93	14,03	37,36		
Recipiente 45	625,22	37,58	68,09	7,66	37,10	14,25	37,92		

Tabela B2.4 – Concentração no eixo axial- polpa a 40% p/p a 1.200 rpm sem *draft tube*

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-		-			
Balde 4 L	-	-	-	-		-			
Recipiente 46	643,34	55,85	100,26	21,71	44,58	21,88	39,18	38,68	0,16
Recipiente 47	641,02	52,22	95,33	19,10	44,16	20,15	38,59		
Recipiente 48	644,80	56,79	95,37	15,36	44,96	21,74	38,28		
Recipiente 49	DESCARTADA							37,93	0,32
Recipiente 50	629,59	42,95	102,85	38,05	38,17	16,32	38,00		
Recipiente 51	632,46	45,01	87,82	20,15	39,70	17,04	37,86		
Recipiente 52	631,21	42,68	84,83	18,41	39,82	16,08	37,68	37,70	0,48
Recipiente 53	634,75	46,24	88,29	18,33	41,16	17,44	37,72		
Recipiente 54	DESCARTADA								
Recipiente 55	629,20	41,08	74,19	9,78	39,11	15,78	38,41	37,54	0,62
Recipiente 56	DESCARTADA								
Recipiente 57	624,73	37,93	94,07	34,13	35,92	13,91	36,67		
Recipiente 58	620,90	33,37	82,82	26,71	35,05	12,31	36,89	36,63	0,80
Recipiente 59	622,65	34,06	82,85	24,99	36,19	12,39	36,38		
Recipiente 60	625,37	37,86	78,36	17,78	36,59	13,87	36,63		

Tabela B2.6 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 120 rpm *draft tube* 30% (DT3)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 1	597,97	12,23	63,64	30,46	30,23	9,28	75,88	73,28	0,16
Recipiente 2	598,06	11,05	74,31	41,04	30,03	7,81	70,68		
Recipiente 3	DESCARTADA								
Recipiente 4									
Recipiente 5	638,86	52,92	84,13	10,06	31,56	10,41	19,67	20,27	0,32
Recipiente 6	629,42	42,70	76,72	12,09	30,84	8,91	20,87		
Recipiente 7	627,44	41,33	72,64	9,99	29,29	7,97	19,28		
Recipiente 8	629,89	43,01	73,17	8,07	30,77	8,68	20,18		
Recipiente 9	DESCARTADA								
Recipiente 10									
Recipiente 11	628,58	42,25	72,94	9,15	29,19	7,65	18,11	18,22	0,62
Recipiente 12	629,06	42,18	75,14	10,87	29,82	7,73	18,33		
Recipiente 13	DESCARTADA								
Recipiente 14								620,25	34,16
Recipiente 15	624,77	37,16	63,21	3,23	22,86	0,04	0,11	0,10	0,80

Tabela B2.7 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 400 rpm *draft tube* 30% (DT3)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 16	DESCARTADA							35,51	0,16
Recipiente 17	651,79	61,40	108,94	21,94	47,22	21,62	35,21		
Recipiente 18	652,24	64,59	94,66	7,21	45,99	23,13	35,81		
Recipiente 19	637,78	51,00	79,41	6,42	40,85	18,86	36,98	36,70	0,32
Recipiente 20	641,68	54,99	84,18	7,29	42,02	20,12	36,59		
Recipiente 21	644,97	57,93	87,78	7,60	43,41	21,16	36,53		
Recipiente 22	639,47	53,18	81,23	6,55	40,19	18,69	35,14	35,41	0,48
Recipiente 23	DESCARTADA								
Recipiente 24	638,15	51,80	84,72	11,36	40,04	18,48	35,68		
Recipiente 25	633,81	46,95	78,38	9,36	39,63	17,56	37,40	37,50	0,62
Recipiente 26	DESCARTADA								
Recipiente 27	629,58	42,88	73,98	9,19	38,03	16,12	37,59		
Recipiente 28	638,16	44,55	82,85	9,48	44,87	16,05	36,03	36,25	0,80
Recipiente 29	637,28	43,47	83,33	10,84	44,90	15,88	36,53		
Recipiente 30	626,25	39,69	70,28	8,82	36,13	14,36	36,18		

Tabela B2.8 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 800 rpm *draft tube* 30% (DT3)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 31	650,51	65,40	93,99	5,44	47,02	23,87	36,50	35,37	0,16
Recipiente 32	655,31	71,16	97,56	4,21	46,55	24,36	34,23		
Recipiente 33	DESCARTADA								
Recipiente 34									
Recipiente 35	651,91	68,19	89,87	-0,08	43,29	21,53	31,57	33,61	0,32
Recipiente 36	644,47	60,86	93,72	11,21	43,34	21,69	35,64		
Recipiente 37	642,56	57,53	95,58	14,98	43,56	20,49	35,62	35,37	0,48
Recipiente 38	643,37	58,89	91,65	10,24	43,32	20,80	35,32		
Recipiente 39	646,67	62,40	105,47	20,76	44,26	21,95	35,18		
Recipiente 40	DESCARTADA							33,59	0,62
Recipiente 41	643,83	58,70	97,06	15,19	42,66	19,49	33,20		
Recipiente 42	638,18	53,56	84,81	8,59	40,86	18,20	33,98		
Recipiente 43	DESCARTADA							33,40	0,80
Recipiente 44	632,54	47,68	89,64	19,06	39,02	16,12	33,81		
Recipiente 45	631,61	46,80	89,62	19,97	38,29	15,44	32,99		

Tabela B2.9 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 1.200 rpm *draft tube* 30% (DT3)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 46	642,67	58,01	90,01	9,30	44,33	21,63	37,29	37,18	0,16
Recipiente 47	DESCARTADA								
Recipiente 48	645,62	60,44	109,29	25,63	45,63	22,41	37,08		
Recipiente 49	637,12	51,66	86,16	11,00	41,97	18,47	35,75	35,78	0,32
Recipiente 50	633,67	49,86	95,34	23,63	39,70	17,85	35,80		
Recipiente 51	DESCARTADA								
Recipiente 52	DESCARTADA							34,73	0,48
Recipiente 53	635,09	49,41	111,43	38,30	40,91	17,19	34,79		
Recipiente 54	632,55	47,24	98,95	28,36	39,73	16,38	34,67		
Recipiente 55	627,16	41,87	94,15	28,95	37,58	14,25	34,03	33,62	0,62
Recipiente 56	DESCARTADA								
Recipiente 57	628,38	44,41	106,87	40,45	36,76	14,75	33,21		
Recipiente 58	624,47	39,77	97,75	35,24	35,62	12,88	32,39	32,60	0,80
Recipiente 59	DESCARTADA								
Recipiente 60	626,10	41,42	86,10	21,96	36,31	13,59	32,81		

Tabela B2.10 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 1.400 rpm *draft tube* 30% (DT3)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 61	DESCARTADA							35,62	0,16
Recipiente 62	647,11	59,55	113,11	30,79	44,09	21,32	35,80		
Recipiente 63	646,13	58,46	112,94	31,60	43,60	20,72	35,44		
Recipiente 64	DESCARTADA							34,33	0,32
Recipiente 65	637,12	49,38	94,60	22,27	40,09	17,14	34,71		
Recipiente 66	640,07	51,31	98,22	22,94	41,39	17,42	33,96		
Recipiente 67	635,75	47,25	89,73	18,77	38,43	14,72	31,15	31,16	0,48
Recipiente 68	DESCARTADA								
Recipiente 69	633,09	45,19	85,83	17,53	37,19	14,08	31,16		
Recipiente 70	631,55	43,37	80,35	13,59	37,90	14,51	33,46	33,58	0,62
Recipiente 71	631,27	43,96	85,66	19,18	37,40	14,88	33,85		
Recipiente 72	634,03	45,61	87,34	18,10	38,88	15,25	33,44		
Recipiente 73	624,46	38,97	79,57	19,90	33,51	12,81	32,87	32,47	0,80
Recipiente 74	DESCARTADA								
Recipiente 75	622,25	36,85	76,95	19,49	32,43	11,82	32,08		

Tabela B2.11 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 120 rpm *draft tube* 50% (DT5)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 1	592,03	6,29	59,86	32,62	25,00	4,05	64,39	65,22	0,16
Recipiente 2	DESCARTADA								
Recipiente 3	596,45	10,84	73,10	41,44	27,98	7,16	66,05		
Recipiente 4	DESCARTADA							9,79	0,32
Recipiente 5	625,84	39,90	71,56	10,51	26,10	4,95	12,41		
Recipiente 6	632,43	45,71	78,39	10,75	25,21	3,28	7,18		
Recipiente 7	DESCARTADA							6,34	0,48
Recipiente 8	628,61	41,73	76,33	12,51	24,66	2,57	6,16		
Recipiente 9	627,11	39,84	79,99	17,67	25,08	2,60	6,53		
Recipiente 10	622,87	37,35	67,35	9,27	23,33	2,60	6,96	7,38	0,62
Recipiente 11	622,92	36,59	66,10	7,97	24,39	2,85	7,79		
Recipiente 12	DESCARTADA								
Recipiente 13	DESCARTADA							8,03	0,80
Recipiente 14	625,13	39,04	70,08	9,74	24,47	3,17	8,12		
Recipiente 15	625,75	38,14	76,56	15,60	25,85	3,03	7,94		

Tabela B2.12 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 400 rpm *draft tube* 50% (DT5)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 16	DESCARTADA							36,77	0,16
Recipiente 17	649,75	59,36	92,57	7,61	45,79	20,19	34,01		
Recipiente 18	649,40	61,75	88,05	3,44	47,27	24,41	39,53		
Recipiente 19	638,55	51,77	82,71	8,95	39,37	17,38	33,57	33,03	0,32
Recipiente 20	640,57	53,88	81,15	5,37	39,40	17,50	32,48		
Recipiente 21	DESCARTADA								
Recipiente 22	DESCARTADA							33,76	0,48
Recipiente 23	630,62	43,67	73,38	7,55	37,27	15,11	34,60		
Recipiente 24	630,92	44,57	71,43	5,30	36,23	14,67	32,91		
Recipiente 25	624,56	37,70	73,35	13,58	36,18	14,11	37,43	36,93	0,62
Recipiente 26	627,46	39,29	76,95	14,28	37,95	14,57	37,08		
Recipiente 27	627,45	40,75	76,22	13,56	36,70	14,79	36,29		
Recipiente 28	629,62	36,01	73,85	9,02	40,94	12,12	33,66	33,54	0,80
Recipiente 29	DESCARTADA								
Recipiente 30	622,44	35,88	65,95	8,30	33,76	11,99	33,42		

Tabela B2.13 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 800 rpm *draft tube* 50% (DT5)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 31	647,48	62,37	91,79	6,27	44,73	21,58	34,60	33,58	0,16
Recipiente 32	649,32	65,17	90,24	2,88	43,90	21,71	33,31		
Recipiente 33	644,97	60,73	96,13	13,12	42,22	19,94	32,83		
Recipiente 34	639,05	54,44	99,98	22,89	40,79	18,14	33,32	33,25	0,32
Recipiente 35	635,71	51,99	94,60	20,85	39,05	17,29	33,26		
Recipiente 36	640,93	57,32	99,39	20,42	40,66	19,01	33,16		
Recipiente 37	635,17	50,14	96,88	23,67	40,10	17,03	33,96	33,99	0,48
Recipiente 38	634,91	50,43	94,40	21,45	39,67	17,15	34,01		
Recipiente 39	DESCARTADA								
Recipiente 40	630,56	45,54	90,88	22,28	37,91	14,85	32,61	32,59	0,62
Recipiente 41	627,44	42,31	91,81	26,33	36,95	13,78	32,57		
Recipiente 42	DESCARTADA								
Recipiente 43	627,79	43,39	89,39	23,56	35,70	13,26	30,56	30,71	0,80
Recipiente 44	DESCARTADA								
Recipiente 45	629,52	44,71	94,09	26,53	36,65	13,80	30,87		

Tabela B2.15 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 1.400 rpm *draft tube* 50% (DT5)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 61	644,10	56,40	90,39	11,08	42,67	19,76	35,04	35,02	0,16
Recipiente 62	646,52	58,96	92,22	10,49	43,41	20,64	35,01		
Recipiente 63	DESCARTADA								
Recipiente 64	639,87	52,06	98,45	23,37	40,64	17,62	33,85	33,49	0,32
Recipiente 65	642,12	54,38	88,38	11,05	41,14	18,19	33,45		
Recipiente 66	641,11	52,35	89,80	13,48	41,34	17,37	33,18		
Recipiente 67	637,75	49,25	84,10	11,14	39,92	16,21	32,91	32,51	0,48
Recipiente 68	633,14	45,72	77,73	9,38	37,40	14,77	32,31		
Recipiente 69	637,47	49,57	84,73	12,05	39,13	16,02	32,32		
Recipiente 70	637,14	48,96	84,92	12,57	39,01	15,62	31,90	31,86	0,62
Recipiente 71	634,79	47,48	82,09	12,09	37,62	15,10	31,80		
Recipiente 72	638,42	50,00	82,61	8,98	39,57	15,94	31,88		
Recipiente 73	DESCARTADA							29,93	0,80
Recipiente 74	633,54	46,55	77,99	9,24	36,14	13,94	29,95		
Recipiente 75	631,60	46,20	80,85	14,04	34,43	13,82	29,91		

Tabela B2.17 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 400 rpm *draft tube* 70% (DT7)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 16	DESCARTADA							36,47	0,16
Recipiente 17	644,61	54,22	91,44	11,62	45,10	19,50	35,96		
Recipiente 18	645,63	57,98	94,82	13,98	44,30	21,44	36,98		
Recipiente 19	637,22	50,44	84,96	12,53	40,34	18,35	36,38	36,76	0,32
Recipiente 20	639,71	53,02	81,60	6,68	41,47	19,57	36,91		
Recipiente 21	636,20	49,16	84,98	13,57	40,44	18,19	37,00		
Recipiente 22	DESCARTADA							36,81	0,48
Recipiente 23	632,61	45,66	81,80	13,98	39,14	16,98	37,19		
Recipiente 24	636,74	50,39	80,17	8,22	39,92	18,36	36,44		
Recipiente 25	DESCARTADA							35,46	0,62
Recipiente 26	631,06	42,89	88,06	21,79	38,51	15,13	35,28		
Recipiente 27	627,43	40,73	78,71	16,07	36,43	14,52	35,65		
Recipiente 28	DESCARTADA							34,36	0,80
Recipiente 29	626,96	33,15	81,02	18,85	40,39	11,37	34,30		
Recipiente 30	623,26	36,70	78,03	19,56	34,40	12,63	34,41		

Tabela B2.18 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 800 rpm *draft tube* 70% (DT7)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 31	641,94	56,83	99,18	19,20	42,41	19,26	33,89	33,53	0,16
Recipiente 32	DESCARTADA								
Recipiente 33	643,81	59,57	90,07	8,22	42,04	19,76	33,17		
Recipiente 34	631,26	46,65	81,79	12,49	37,34	14,69	31,49	31,45	0,32
Recipiente 35	631,27	47,55	88,50	19,19	36,70	14,94	31,42		
Recipiente 36	637,44	53,83	100,17	24,69	38,58	16,93	31,45		
Recipiente 37	634,89	49,86	87,09	14,16	38,39	15,32	30,73	30,71	0,48
Recipiente 38	631,13	46,65	90,24	21,07	36,84	14,32	30,70		
Recipiente 39	DESCARTADA								
Recipiente 40	627,46	42,44	78,10	12,60	35,28	12,22	28,79	28,93	0,62
Recipiente 41	631,22	46,09	86,70	17,44	36,62	13,45	29,18		
Recipiente 42	629,54	44,92	91,28	23,70	35,60	12,94	28,81		
Recipiente 43	624,52	40,12	77,65	15,09	33,61	11,17	27,84	27,89	0,80
Recipiente 44	DESCARTADA								
Recipiente 45	624,01	39,20	103,78	41,73	33,80	10,95	27,93		

Tabela B2.19 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 1.200 rpm *draft tube* 70% (DT7)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 46	637,39	52,73	78,41	2,98	41,89	19,19	36,39	35,94	0,16
Recipiente 47	DESCARTADA								
Recipiente 48	644,71	59,53	84,95	2,20	44,34	21,12	35,48		
Recipiente 49	639,89	54,43	75,39	-2,54	42,20	18,70	34,36	34,55	0,32
Recipiente 50	DESCARTADA								
Recipiente 51	636,94	52,32	77,68	2,70	40,84	18,18	34,75		
Recipiente 52	640,61	54,91	78,63	-0,02	41,85	18,11	32,98	32,87	0,48
Recipiente 53	DESCARTADA								
Recipiente 54	637,71	52,40	79,64	3,89	40,52	17,17	32,77		
Recipiente 55	635,74	50,45	78,24	4,46	39,90	16,57	32,84	32,63	0,62
Recipiente 56	635,10	50,18	75,95	2,81	39,13	16,17	32,22		
Recipiente 57	633,80	49,83	74,40	2,56	38,36	16,35	32,81		
Recipiente 58	628,12	43,42	66,21	0,05	36,72	13,98	32,20	32,24	0,80
Recipiente 59	629,92	44,16	71,68	3,72	38,05	14,25	32,27		
Recipiente 60	631,15	46,47	69,41	0,22	37,71	14,99	32,26		

Tabela B2.20 – Concentração no eixo axial - polpa a 40% p/p a 1.400 rpm *draft tube* 70% (DT7)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 61	643,66	55,96	99,54	20,67	40,54	17,63	31,50	31,42	0,16
Recipiente 62	640,02	52,46	105,94	30,71	39,21	16,44	31,34		
Recipiente 63	DESCARTADA								
Recipiente 64	634,70	46,89	84,74	14,83	37,25	14,23	30,35	30,54	0,32
Recipiente 65	636,01	48,27	89,56	18,34	37,72	14,77	30,60		
Recipiente 66	640,71	51,95	95,71	19,79	39,90	15,93	30,66		
Recipiente 67	630,39	41,89	86,81	21,21	36,14	12,43	29,67	30,05	0,48
Recipiente 68	635,25	47,83	85,93	15,47	37,18	14,55	30,42		
Recipiente 69	DESCARTADA								
Recipiente 70	623,23	35,05	80,63	22,19	35,20	11,81	33,69	33,72	0,62
Recipiente 71	DESCARTADA								
Recipiente 72	627,01	38,59	93,95	31,73	36,65	13,02	33,74		
Recipiente 73	620,28	34,79	81,75	26,26	32,04	11,34	32,60	32,63	0,80
Recipiente 74	617,30	30,31	81,39	28,88	31,88	9,68	31,94		
Recipiente 75	621,55	36,15	84,33	27,57	32,67	12,06	33,36		

Tabela B2.21 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 120 rpm sem *draft tube*

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 1	594,63	11,41	95,59	63,23	28,39	7,44	65,21	60,34	0,16
Recipiente 2	596,28	11,79	93,76	59,75	28,76	6,54	55,47		
Recipiente 3	DESCARTADA								
Recipiente 4	616,78	32,93	101,93	47,42	42,97	21,39	64,96	64,66	0,32
Recipiente 5	621,69	38,27	131,93	72,51	45,78	24,63	64,36		
Recipiente 6	DESCARTADA								
Recipiente 7	DESCARTADA							70,40	0,48
Recipiente 8	617,16	32,80	98,58	43,69	45,18	23,09	70,40		
Recipiente 9	DESCARTADA								
Recipiente 10	619,77	36,77	70,26	12,76	21,00	0,27	0,73	0,58	0,62
Recipiente 11	DESCARTADA								
Recipiente 12	612,72	28,36	84,74	34,29	22,21	0,12	0,42		
Recipiente 13	DESCARTADA							0,48	0,80
Recipiente 14	616,04	32,47	72,26	18,49	21,41	0,11	0,34		
Recipiente 15	621,61	36,52	84,01	24,67	23,05	0,23	0,63		

Tabela B2.22 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 400 rpm sem *draft tube*

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-		-			
Balde 4 L	-	-	-	-		-			
Recipiente 16	DESCARTADA							42,06	0,16
Recipiente 17	653,51	65,64	115,68	24,44	52,75	27,15	41,36		
Recipiente 18	644,68	59,55	109,89	27,48	48,32	25,46	42,75		
Recipiente 19	DESCARTADA							42,86	0,32
Recipiente 20	643,64	59,47	103,57	22,20	47,12	25,22	42,41		
Recipiente 21	644,47	59,95	108,88	26,68	48,22	25,97	43,32		
Recipiente 22	635,29	51,52	96,59	23,57	43,27	21,77	42,26	42,41	0,48
Recipiente 23	637,30	52,87	106,56	31,53	44,66	22,50	42,56		
Recipiente 24	DESCARTADA								
Recipiente 25	628,65	44,31	89,32	22,94	40,64	18,57	41,91	41,88	0,62
Recipiente 26	DESCARTADA								
Recipiente 27	629,79	45,61	86,49	18,97	41,00	19,09	41,85		
Recipiente 28	630,82	39,73	100,37	31,82	47,23	18,41	46,34	44,45	0,80
Recipiente 29	636,94	45,65	94,80	20,13	49,31	20,29	44,45		
Recipiente 30	626,10	42,06	92,00	28,17	39,67	17,90	42,56		

Tabela B2.23 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 800 rpm sem *draft tube*

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-		-			
Balde 4 L	-	-	-	-		-			
Recipiente 31	650,49	65,07	114,21	25,99	52,34	29,19	44,86	44,59	0,16
Recipiente 32	648,36	63,90	108,79	22,70	50,64	28,45	44,52		
Recipiente 33	643,32	58,77	102,76	21,71	48,37	26,09	44,39		
Recipiente 34	638,23	53,31	106,83	30,87	45,31	22,66	42,51	42,59	0,32
Recipiente 35	DESCARTADA								
Recipiente 36	637,21	53,29	95,92	20,98	44,39	22,74	42,67		
Recipiente 37	631,48	46,14	95,68	26,47	43,01	19,94	43,22	42,87	0,48
Recipiente 38	638,20	53,41	97,30	21,37	45,23	22,71	42,52		
Recipiente 39	DESCARTADA								
Recipiente 40	DESCARTADA							40,15	0,62
Recipiente 41	620,69	35,25	87,70	29,28	37,12	13,95	39,57		
Recipiente 42	631,55	46,62	82,94	13,66	41,65	18,99	40,73		
Recipiente 43	DESCARTADA							39,30	0,80
Recipiente 44	622,06	36,89	72,82	13,03	36,87	13,97	37,87		
Recipiente 45	628,75	43,63	75,52	9,04	40,62	17,77	40,73		

Tabela B2.24 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 1.200 rpm sem *draft tube*

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-		-			
Balde 4 L	-	-	-	-		-			
Recipiente 46	651,30	66,33	102,7	13,67	50,81	28,11	42,38	41,35	0,16
Recipiente 47	660,04	73,76	116,50	18,73	54,62	30,61	41,50		
Recipiente 48	653,98	68,49	105,39	13,68	50,74	27,52	40,18		
Recipiente 49	646,64	60,87	111,66	27,29	48,12	24,62	40,45	40,25	0,32
Recipiente 50	647,00	62,88	103,15	18,42	47,03	25,18	40,04		
Recipiente 51	DESCARTADA								
Recipiente 52	DESCARTADA							43,94	0,48
Recipiente 53	634,26	48,27	103,52	31,53	45,19	21,47	44,48		
Recipiente 54	637,01	51,39	97,71	22,97	45,65	22,30	43,39		
Recipiente 55	634,39	48,79	102,55	30,43	44,68	21,35	43,76	43,53	0,62
Recipiente 56	633,15	47,92	89,10	18,22	43,71	20,75	43,30		
Recipiente 57	DESCARTADA								
Recipiente 58	626,99	41,98	81,43	16,71	40,53	17,79	42,38	42,32	0,80
Recipiente 59	628,40	42,33	84,80	18,67	41,59	17,79	42,03		
Recipiente 60	625,77	40,78	81,94	18,44	40,07	17,35	42,55		

Tabela B2.25 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 1.400 rpm sem *draft tube*

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-		-			
Balde 4 L	-	-	-	-		-			
Recipiente 61	646,03	60,85	110,81	27,05	52,65	29,74	48,87	47,43	0,16
Recipiente 62	DESCARTADA								
Recipiente 63	649,65	64,50	91,81	4,43	52,54	29,66	45,98		
Recipiente 64	633,44	48,15	86,41	15,24	45,01	21,99	45,67	45,37	0,32
Recipiente 65	DESCARTADA								
Recipiente 66	643,16	56,92	87,53	6,64	49,62	25,65	45,06		
Recipiente 67	DESCARTADA							44,79	0,48
Recipiente 68	640,72	55,82	106,64	28,19	47,59	24,96	44,72		
Recipiente 69	641,88	56,50	101,33	21,72	48,46	25,35	44,87		
Recipiente 70	637,20	51,54	88,90	13,97	46,18	22,79	44,22	44,30	0,62
Recipiente 71	633,22	48,43	94,80	23,85	43,98	21,46	44,31		
Recipiente 72	641,60	55,70	105,77	26,44	48,34	24,71	44,36		
Recipiente 73	DESCARTADA							41,29	0,80
Recipiente 74	622,04	37,57	83,79	24,02	37,57	15,37	40,91		
Recipiente 75	633,16	50,28	100,48	29,59	41,56	20,95	41,67		

Tabela B2.26 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 400 rpm *draft tube* 30% (DT3)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 16	649,14	65,19	117,09	30,22	52,16	30,48	46,76	46,45	0,16
Recipiente 17	DESCARTADA								
Recipiente 18	650,96	65,83	118,75	30,06	53,24	30,38	46,15		
Recipiente 19	DESCARTADA							46,08	0,32
Recipiente 20	643,89	59,72	100,91	19,29	49,37	27,47	46,00		
Recipiente 21	642,55	58,03	119,77	39,49	49,04	26,79	46,17		
Recipiente 22	DESCARTADA							44,42	0,48
Recipiente 23	637,87	53,44	115,99	40,39	45,90	23,74	44,42		
Recipiente 24	640,36	56,53	118,42	40,33	46,67	25,11	44,42		
Recipiente 25	635,66	51,32	108,90	35,51	44,92	22,85	44,52	44,40	0,62
Recipiente 26	635,23	49,58	120,71	47,75	44,96	21,58	43,53		
Recipiente 27	634,29	50,11	130,21	58,19	44,53	22,62	45,14		
Recipiente 28	634,87	43,78	111,59	38,99	48,29	19,47	44,47	43,34	0,80
Recipiente 29	631,82	40,53	117,54	47,99	46,09	17,07	42,12		
Recipiente 30	622,56	38,52	106,69	46,40	38,50	16,73	43,43		

Tabela B2.27 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 800 rpm *draft tube* 30% (DT3)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 31	DESCARTADA							46,76	0,16
Recipiente 32	647,96	63,50	129,57	43,88	51,99	29,80	46,93		
Recipiente 33	648,86	64,31	128,57	41,98	52,24	29,96	46,59		
Recipiente 34	642,03	57,11	122,42	42,66	48,99	26,34	46,12	46,43	0,32
Recipiente 35	642,92	58,89	120,75	40,10	49,21	27,45	46,61		
Recipiente 36	641,78	57,86	120,15	40,64	48,59	26,94	46,56		
Recipiente 37	638,32	52,98	113,04	36,99	47,45	24,38	46,02	46,36	0,48
Recipiente 38	641,30	56,51	136,39	57,36	48,78	26,26	46,47		
Recipiente 39	640,96	56,38	127,25	48,56	48,58	26,27	46,59		
Recipiente 40	642,23	56,90	138,00	58,04	49,16	26,10	45,87	46,06	0,62
Recipiente 41	640,73	55,29	115,44	36,98	48,46	25,29	45,74		
Recipiente 42	639,23	54,30	125,04	48,08	47,94	25,28	46,56		
Recipiente 43	637,26	52,55	123,97	48,98	46,71	24,27	46,18	46,06	0,80
Recipiente 44	635,27	50,10	115,06	42,06	45,82	22,92	45,75		
Recipiente 45	634,04	48,92	114,86	43,09	45,48	22,63	46,26		

Tabela B2.28 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 1.200 rpm *draft tube* 30% (DT3)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 46	DESCARTADA							44,60	0,16
Recipiente 47	644,07	57,79	128,73	46,93	49,83	25,82	44,68		
Recipiente 48	641,90	56,41	115,48	35,85	48,33	25,11	44,51		
Recipiente 49	646,57	60,80	113,37	29,07	49,71	26,21	43,11	43,20	0,32
Recipiente 50	DESCARTADA								
Recipiente 51	644,56	59,63	122,43	40,14	48,47	25,81	43,28		
Recipiente 52	644,93	58,92	125,74	43,08	49,20	25,46	43,21	43,42	0,48
Recipiente 53	DESCARTADA								
Recipiente 54	643,32	57,70	129,59	48,54	48,52	25,17	43,62		
Recipiente 55	643,00	57,40	116,90	36,17	47,91	24,58	42,82	42,88	0,62
Recipiente 56	639,84	54,61	119,71	42,14	46,41	23,45	42,94		
Recipiente 57	DESCARTADA								
Recipiente 58	635,82	50,81	126,48	52,93	44,18	21,44	42,20	42,41	0,80
Recipiente 59	639,95	53,88	124,56	46,88	46,86	23,06	42,80		
Recipiente 60	634,13	49,14	126,42	54,56	43,47	20,75	42,23		

Tabela B2.31 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 800 rpm *draft tube* 50% (DT5)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 31	DESCARTADA							45,91	0,16
Recipiente 32	654,12	69,66	134,28	42,43	54,11	31,92	45,82		
Recipiente 33	653,63	69,08	148,14	56,78	54,05	31,77	45,99		
Recipiente 34	649,35	64,43	143,69	56,61	51,98	29,33	45,52	45,41	0,32
Recipiente 35	650,69	66,66	139,41	50,99	51,95	30,19	45,29		
Recipiente 36	DESCARTADA								
Recipiente 37	DESCARTADA							45,11	0,48
Recipiente 38	642,39	57,60	136,00	55,88	48,48	25,96	45,07		
Recipiente 39	638,59	54,01	130,07	53,75	46,70	24,39	45,16		
Recipiente 40	DESCARTADA							44,78	0,62
Recipiente 41	641,86	56,42	135,23	55,64	48,54	25,37	44,97		
Recipiente 42	639,05	54,12	112,57	35,79	46,79	24,13	44,59		
Recipiente 43	DESCARTADA							43,24	0,80
Recipiente 44	632,92	47,75	115,13	44,48	43,51	20,61	43,16		
Recipiente 45	631,85	46,73	118,69	49,11	43,09	20,24	43,31		

Tabela B2.32 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 1.200 rpm *draft tube* 50% (DT5)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 46	DESCARTADA							47,29	0,16
Recipiente 47	645,18	58,90	99,58	16,67	51,96	27,95	47,45		
Recipiente 48	643,90	58,41	127,16	45,53	50,75	27,53	47,13		
Recipiente 49	641,68	55,91	128,91	49,50	50,10	26,60	47,58	47,52	0,32
Recipiente 50	639,30	55,18	130,22	53,19	48,23	26,38	47,81		
Recipiente 51	642,72	57,79	127,45	47,00	49,93	27,27	47,19		
Recipiente 52	637,03	51,02	132,24	57,48	47,56	23,82	46,69	46,49	0,48
Recipiente 53	640,87	54,88	133,68	55,08	49,13	25,41	46,30		
Recipiente 54	DESCARTADA								
Recipiente 55	DESCARTADA							47,46	0,62
Recipiente 56	629,50	44,27	131,42	64,19	44,21	21,25	48,00		
Recipiente 57	627,12	42,84	126,33	61,48	42,11	20,10	46,92		
Recipiente 58	DESCARTADA							47,15	0,80
Recipiente 59	626,92	40,85	120,24	55,59	43,06	19,26	47,15		
Recipiente 60	625,58	40,59	118,67	55,36	41,86	19,14	47,15		

Tabela B2.34 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 400 rpm *draft tube* 70% (DT7)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 16	DESCARTADA							47,28	0,16
Recipiente 17	651,30	63,43	124,38	35,35	55,58	29,98	47,26		
Recipiente 18	648,95	63,82	112,20	25,52	53,04	30,18	47,29		
Recipiente 19	DESCARTADA							47,62	0,32
Recipiente 20	639,88	55,71	123,99	46,38	48,28	26,38	47,35		
Recipiente 21	641,79	57,27	128,26	48,74	49,67	27,42	47,88		
Recipiente 22	635,94	52,17	111,41	37,74	46,69	25,19	48,28	48,24	0,48
Recipiente 23	DESCARTADA								
Recipiente 24	636,73	52,90	124,82	50,36	47,06	25,50	48,20		
Recipiente 25	633,58	49,24	119,65	48,34	45,50	23,43	47,58	47,18	0,62
Recipiente 26	DESCARTADA								
Recipiente 27	627,13	42,95	100,86	36,00	42,00	20,09	46,78		
Recipiente 28	631,79	40,70	111,60	42,08	47,19	18,37	45,14	44,30	0,80
Recipiente 29	633,76	42,47	104,30	32,81	47,48	18,46	43,47		
Recipiente 30	626,90	42,86	96,95	32,32	40,76	18,99	44,31		

Tabela B2.36 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 1.200 rpm *draft tube* 70% (DT7)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 46	DESCARTADA							46,80	0,16
Recipiente 47	665,10	78,82	137,44	34,61	61,70	37,69	47,82		
Recipiente 48	662,85	77,36	139,56	38,98	58,63	35,41	45,77		
Recipiente 49	DESCARTADA							46,62	0,32
Recipiente 50	653,02	68,90	123,15	32,40	54,12	32,27	46,84		
Recipiente 51	641,23	56,30	101,43	22,47	48,78	26,12	46,39		
Recipiente 52	653,07	67,06	112,57	21,77	55,15	31,41	46,84	46,58	0,48
Recipiente 53	DESCARTADA								
Recipiente 54	648,13	62,51	104,35	18,49	52,31	28,96	46,33		
Recipiente 55	639,70	54,10	91,62	14,19	47,77	24,44	45,18	45,34	0,62
Recipiente 56	645,35	60,12	108,93	25,85	50,67	27,71	46,09		
Recipiente 57	644,25	59,97	95,32	13,34	48,85	26,84	44,76		
Recipiente 58	640,48	55,47	109,46	31,25	47,56	24,82	44,74	44,65	0,80
Recipiente 59	643,07	57,00	109,66	28,86	49,59	25,79	45,25		
Recipiente 60	641,10	56,11	112,75	33,92	47,38	24,66	43,95		

Tabela B2.37 – Concentração no eixo axial - polpa a 50% p/p a 1.400 rpm *draft tube* 70% (DT7)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 61	653,78	68,60	118,99	27,48	53,48	30,57	44,56	44,19	0,16
Recipiente 62	644,40	59,36	103,14	21,01	48,78	26,01	43,82		
Recipiente 63	DESCARTADA								
Recipiente 64	641,95	56,66	106,31	26,63	48,92	25,90	45,71	45,65	0,32
Recipiente 65	641,70	56,48	100,01	20,58	48,70	25,75	45,59		
Recipiente 66	DESCARTADA								
Recipiente 67	640,62	54,64	97,88	19,53	48,08	24,37	44,60	44,78	0,48
Recipiente 68	636,88	51,98	92,90	18,29	46,00	23,37	44,96		
Recipiente 69	DESCARTADA								
Recipiente 70	DESCARTADA							46,02	0,62
Recipiente 71	633,24	48,45	92,85	21,88	44,91	22,39	46,21		
Recipiente 72	635,54	49,64	104,96	31,69	46,38	22,75	45,83		
Recipiente 73	629,40	46,43	99,39	32,26	42,00	21,30	45,88	45,54	0,80
Recipiente 74	DESCARTADA								
Recipiente 75	627,01	44,13	90,89	26,15	40,56	19,95	45,21		

Tabela B2.38 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 400 rpm sem *draft tube* (S1)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-		-			
Balde 4 L	-	-	-	-		-			
Recipiente 16	DESCARTADA							60,42	0,16
Recipiente 17	664,89	77,02	147,45	44,83	72,04	46,44	60,30		
Recipiente 18	661,92	76,79	147,99	48,34	69,35	46,49	60,54		
Recipiente 19	DESCARTADA							59,57	0,32
Recipiente 20	653,71	69,54	168,12	76,68	63,46	41,56	59,76		
Recipiente 21	657,09	72,57	148,29	53,47	65,34	43,09	59,38		
Recipiente 22	653,16	69,39	140,63	49,74	62,77	41,27	59,48	59,45	0,48
Recipiente 23	652,30	67,87	146,45	56,42	62,75	40,59	59,81		
Recipiente 24	648,76	64,93	142,76	56,27	59,91	38,35	59,06		
Recipiente 25	644,98	60,64	153,12	70,41	57,83	35,76	58,97	58,58	0,62
Recipiente 26	647,57	61,92	140,66	55,36	59,43	36,05	58,22		
Recipiente 27	645,33	61,15	145,24	62,18	57,71	35,80	58,54		
Recipiente 28	638,71	47,62	136,55	60,11	53,15	24,33	51,09	50,99	0,80
Recipiente 29	DESCARTADA								
Recipiente 30	641,44	57,40	133,98	54,81	50,98	29,21	50,89		

Tabela B2.39 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 800 rpm sem *draft tube* (S1)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-		
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-		
Recipiente 31	660,89	75,47	124,88	26,26	63,64	40,49	53,65	53,40	0,16
Recipiente 32	659,66	75,20	121,04	23,65	62,16	39,97	53,15		
Recipiente 33	DESCARTADA								
Recipiente 34	652,75	67,83	141,05	50,57	59,19	36,54	53,87	53,70	0,32
Recipiente 35	DESCARTADA								
Recipiente 36	650,92	67,00	134,85	46,20	57,52	35,87	53,54		
Recipiente 37	647,21	61,87	146,94	62,00	55,64	32,57	52,64	52,40	0,48
Recipiente 38	646,64	61,85	143,63	59,26	54,22	31,70	51,25		
Recipiente 39	649,26	64,68	152,44	65,45	56,79	34,48	53,31		
Recipiente 40	642,75	57,42	146,24	65,76	54,36	31,30	54,51	54,39	0,62
Recipiente 41	642,33	56,89	135,50	55,44	54,08	30,91	54,33		
Recipiente 42	641,65	56,72	154,66	75,28	53,47	30,81	54,32		
Recipiente 43	632,42	47,71	140,39	70,24	48,00	25,56	53,57	51,18	0,80
Recipiente 44	634,58	49,41	121,19	48,88	47,52	24,62	49,83		
Recipiente 45	634,25	49,13	142,37	70,39	47,49	24,64	50,15		

Tabela B2.41 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 1.400 rpm sem *draft tube* (S1)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-		-			
Balde 4 L	-	-	-	-		-			
Recipiente 61	656,91	71,73	122,14	27,50	63,44	40,53	56,50	56,28	0,16
Recipiente 62	655,48	70,44	128,37	35,16	62,26	39,49	56,06		
Recipiente 63	DESCARTADA								
Recipiente 64	643,49	58,20	125,38	44,16	56,02	33,00	56,70	55,71	0,32
Recipiente 65	641,45	56,23	131,91	52,73	53,86	30,91	54,97		
Recipiente 66	644,99	58,75	123,73	41,01	56,55	32,58	55,46		
Recipiente 67	640,40	54,42	103,32	25,19	53,46	29,75	54,67	54,56	0,48
Recipiente 68	640,27	55,37	100,05	22,05	52,78	30,15	54,45		
Recipiente 69	DESCARTADA								
Recipiente 70	DESCARTADA							52,22	0,62
Recipiente 71	636,97	52,18	89,97	15,27	49,66	27,14	52,01		
Recipiente 72	640,98	55,08	102,53	23,82	52,51	28,88	52,43		
Recipiente 73	631,78	48,81	92,23	22,72	45,39	24,69	50,58	50,53	0,80
Recipiente 74	634,42	49,95	109,87	37,72	47,94	25,74	51,53		
Recipiente 75	632,78	49,90	91,40	20,89	45,30	24,69	49,48		

Tabela B2.42 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 400 rpm *draft tube* 30% (DT3)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 16	DESCARTADA							56,73	0,16
Recipiente 17	669,99	82,12	159,96	52,24	72,22	46,62	56,77		
Recipiente 18	668,75	83,62	140,37	33,89	70,27	47,41	56,70		
Recipiente 19	660,92	76,66	141,42	42,77	64,46	42,47	55,40	55,59	0,32
Recipiente 20	658,37	74,20	132,47	36,37	63,29	41,39	55,78		
Recipiente 21	DESCARTADA								
Recipiente 22	DESCARTADA							54,89	0,48
Recipiente 23	654,83	70,40	118,27	25,71	61,24	39,08	55,51		
Recipiente 24	652,37	68,54	137,90	47,80	58,75	37,19	54,26		
Recipiente 25	641,66	57,32	119,39	40,00	54,62	32,55	56,79	56,47	0,62
Recipiente 26	644,14	58,49	126,88	45,01	56,23	32,85	56,16		
Recipiente 27	DESCARTADA								
Recipiente 28	644,50	53,41	152,86	70,63	57,28	28,46	53,29	53,61	0,80
Recipiente 29	644,14	52,85	144,92	63,05	57,41	28,39	53,72		
Recipiente 30	636,43	52,39	147,42	73,26	49,97	28,20	53,83		

Tabela B2.43 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 800 rpm *draft tube* 30% (DT3)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 31	DESCARTADA							56,52	0,16
Recipiente 32	664,24	79,78	147,30	45,33	67,45	45,26	56,73		
Recipiente 33	664,10	79,55	149,46	47,63	67,07	44,79	56,30		
Recipiente 34	653,01	68,09	144,64	53,90	60,72	38,07	55,91	55,57	0,32
Recipiente 35	DESCARTADA								
Recipiente 36	651,63	67,71	141,71	52,35	59,05	37,40	55,24		
Recipiente 37	651,59	66,25	147,00	57,68	60,01	36,94	55,76	55,33	0,48
Recipiente 38	646,75	61,96	132,36	47,88	56,60	34,08	55,00		
Recipiente 39	649,98	65,40	143,06	55,35	58,42	36,11	55,21		
Recipiente 40	643,90	58,57	131,30	49,67	55,14	32,08	54,77	54,48	0,62
Recipiente 41	644,97	59,53	131,60	48,90	55,38	32,21	54,11		
Recipiente 42	641,90	56,97	150,92	71,29	53,75	31,09	54,57		
Recipiente 43	DESCARTADA							54,96	0,80
Recipiente 44	633,28	48,11	121,91	50,90	49,43	26,53	55,14		
Recipiente 45	634,28	49,16	128,45	56,44	49,78	26,93	54,78		

Tabela B2.45 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 1.400 rpm *draft tube* 30% (DT3)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 61	DESCARTADA							52,21	0,16
Recipiente 62	658,65	73,61	141,54	45,16	61,28	38,51	52,32		
Recipiente 63	647,16	62,01	132,20	47,31	55,19	32,31	52,10		
Recipiente 64	DESCARTADA							51,37	0,32
Recipiente 65	647,76	62,54	132,55	47,06	55,27	32,32	51,68		
Recipiente 66	644,96	58,72	128,77	46,08	53,95	29,98	51,06		
Recipiente 67	DESCARTADA							49,22	0,48
Recipiente 68	645,23	60,33	136,76	53,80	52,13	29,50	48,90		
Recipiente 69	644,17	58,79	128,27	46,37	52,24	29,13	49,55		
Recipiente 70	645,76	60,10	134,09	50,60	54,49	31,10	51,75	51,40	0,62
Recipiente 71	DESCARTADA								
Recipiente 72	640,46	54,56	126,97	48,78	51,48	27,85	51,04		
Recipiente 73	629,80	46,83	117,34	49,81	43,29	22,59	48,24	48,40	0,80
Recipiente 74	630,45	45,98	114,65	46,47	43,70	21,50	46,76		
Recipiente 75	628,42	45,54	123,98	57,83	43,47	22,86	50,20		

Tabela B2.46 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 400 rpm *draft tube* 50% (DT5)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 16	662,72	78,77	140,77	40,32	66,15	44,47	56,46	56,49	0,16
Recipiente 17	667,44	79,57	158,81	53,64	70,31	44,71	56,19		
Recipiente 18	665,09	79,96	144,95	42,13	68,29	45,43	56,82		
Recipiente 19	655,95	71,69	128,93	35,25	62,97	40,98	57,16	56,35	0,32
Recipiente 20	654,16	69,99	129,06	37,17	61,25	39,35	56,22		
Recipiente 21	658,98	74,46	147,33	50,62	63,69	41,44	55,65		
Recipiente 22	649,88	66,11	124,10	36,49	57,82	36,32	54,94	54,65	0,48
Recipiente 23	DESCARTADA								
Recipiente 24	649,68	65,85	136,35	48,94	57,36	35,80	54,37		
Recipiente 25	648,67	64,33	135,44	49,04	57,09	35,02	54,44	54,51	0,62
Recipiente 26	645,54	59,89	141,06	57,79	56,07	32,69	54,58		
Recipiente 27	DESCARTADA								
Recipiente 28	642,11	51,02	132,95	53,11	56,56	27,74	54,37	54,34	0,80
Recipiente 29	DESCARTADA								
Recipiente 30	634,91	50,87	145,03	72,39	49,40	27,63	54,31		

Tabela B2.47 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 800 rpm *draft tube* 50% (DT5)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 31	DESCARTADA							53,35	0,16
Recipiente 32	657,74	73,28	142,46	46,99	61,19	39,00	53,22		
Recipiente 33	659,83	75,28	153,56	56,00	62,54	40,26	53,48		
Recipiente 34	650,46	65,54	135,35	47,16	58,17	35,52	54,20	54,24	0,32
Recipiente 35	654,17	70,14	133,52	41,62	59,83	38,07	54,28		
Recipiente 36	DESCARTADA								
Recipiente 37	656,01	70,67	136,88	43,14	60,99	37,92	53,66	53,45	0,48
Recipiente 38	DESCARTADA								
Recipiente 39	648,49	63,91	133,41	47,19	56,34	34,03	53,25		
Recipiente 40	DESCARTADA							53,76	0,62
Recipiente 41	644,18	58,74	122,07	40,16	54,66	31,49	53,61		
Recipiente 42	642,41	57,48	132,50	52,36	53,65	30,99	53,91		
Recipiente 43	DESCARTADA							51,21	0,80
Recipiente 44	636,94	51,77	122,59	47,92	49,34	26,44	51,07		
Recipiente 45	637,05	51,93	110,09	35,31	49,51	26,66	51,34		

Tabela B2.48 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 1.200 rpm *draft tube* 50% (DT5)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 46	660,05	75,08	111,33	13,55	65,50	42,80	57,01	56,89	0,16
Recipiente 47	DESCARTADA								
Recipiente 48	659,85	74,36	120,74	23,16	65,44	42,22	56,78		
Recipiente 49	658,02	72,25	124,76	29,01	64,22	40,72	56,36	56,43	0,32
Recipiente 50	654,02	69,90	120,98	29,23	61,34	39,49	56,49		
Recipiente 51	DESCARTADA								
Recipiente 52	650,89	64,88	112,73	24,11	59,42	35,68	54,99	54,78	0,48
Recipiente 53	651,89	65,90	112,27	22,65	59,77	36,05	54,70		
Recipiente 54	652,73	67,11	114,99	24,53	60,02	36,67	54,64		
Recipiente 55	646,22	60,62	108,40	24,45	56,96	33,63	55,48	55,71	0,62
Recipiente 56	646,22	60,99	106,20	22,25	57,08	34,12	55,94		
Recipiente 57	DESCARTADA								
Recipiente 58	DESCARTADA							53,07	0,80
Recipiente 59	636,91	50,84	91,62	16,98	50,60	26,80	52,71		
Recipiente 60	640,15	55,16	100,63	22,75	52,19	29,47	53,43		

Tabela B2.49 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 1.400 rpm *draft tube* 50% (DT5)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 61	DESCARTADA							54,35	0,16
Recipiente 62	659,12	74,08	123,18	26,33	62,79	40,02	54,02		
Recipiente 63	662,89	77,74	132,49	31,87	65,39	42,51	54,68		
Recipiente 64	DESCARTADA							53,25	0,32
Recipiente 65	652,59	67,37	118,86	28,54	58,72	35,77	53,09		
Recipiente 66	655,68	69,44	118,98	25,57	61,06	37,09	53,41		
Recipiente 67	DESCARTADA							51,30	0,48
Recipiente 68	647,55	62,65	107,45	22,17	54,89	32,26	51,49		
Recipiente 69	650,16	64,78	104,14	16,25	56,22	33,11	51,11		
Recipiente 70	646,49	60,83	107,29	23,07	55,12	31,73	52,16	52,43	0,62
Recipiente 71	644,93	60,14	103,63	20,97	54,21	31,69	52,69		
Recipiente 72	DESCARTADA								
Recipiente 73	DESCARTADA							48,08	0,80
Recipiente 74	638,57	54,10	95,37	19,07	48,14	25,94	47,95		
Recipiente 75	634,89	52,01	90,82	18,20	45,68	25,07	48,20		

Tabela B2.51 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 800 rpm *draft tube* 70% (DT7)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 31	663,09	77,67	146,67	45,85	66,16	43,01	55,38	54,96	0,16
Recipiente 32	DESCARTADA								
Recipiente 33	663,01	78,46	139,99	39,25	65,08	42,80	54,55		
Recipiente 34	655,07	70,15	137,23	44,43	63,53	40,88	58,28	54,11	0,32
Recipiente 35	657,92	73,89	148,98	53,33	61,16	39,40	53,32		
Recipiente 36	659,03	75,11	126,91	30,15	59,75	38,10	50,73		
Recipiente 37	651,64	66,30	134,07	44,70	58,98	35,91	54,16	53,97	0,48
Recipiente 38	653,73	68,94	136,29	44,83	59,60	37,08	53,79		
Recipiente 39	DESCARTADA								
Recipiente 40	644,83	59,50	136,00	53,44	55,11	32,05	53,87	53,57	0,62
Recipiente 41	DESCARTADA								
Recipiente 42	641,69	56,76	129,79	50,37	52,90	30,24	53,28		
Recipiente 43	DESCARTADA							53,46	0,80
Recipiente 44	636,68	51,51	114,13	39,72	50,43	27,53	53,45		
Recipiente 45	640,75	55,63	125,80	47,32	52,60	29,75	53,48		

Tabela B2.52 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 1.200 rpm *draft tube* 70% (DT7)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 46	669,84	84,87	135,65	28,08	71,40	48,70	57,38	57,43	0,16
Recipiente 47	DESCARTADA								
Recipiente 48	669,34	83,85	131,54	24,47	71,42	48,20	57,48		
Recipiente 49	DESCARTADA							56,92	0,32
Recipiente 50	655,00	70,88	121,54	28,81	61,98	40,13	56,62		
Recipiente 51	653,73	68,80	115,76	24,30	62,03	39,37	57,22		
Recipiente 52	655,03	69,02	111,92	19,16	63,30	39,56	57,32	56,05	0,48
Recipiente 53	654,46	68,47	113,63	21,44	61,96	38,24	55,85		
Recipiente 54	653,31	67,69	114,70	23,66	60,56	37,21	54,97		
Recipiente 55	650,06	64,46	109,63	21,84	59,89	36,56	56,72	56,31	0,62
Recipiente 56	DESCARTADA								
Recipiente 57	640,88	56,60	100,67	22,06	53,65	31,64	55,90		
Recipiente 58	642,26	57,25	97,67	17,68	54,64	31,90	55,72	55,83	0,80
Recipiente 59	643,68	57,61	98,65	17,24	56,00	32,20	55,89		
Recipiente 60	642,88	57,89	94,63	14,02	55,06	32,34	55,86		

Tabela B2.53 – Concentração no eixo axial - polpa a 60% p/p a 1.400 rpm *draft tube* 70% (DT7)

Recipiente	Massa total, (g)	Amostra (s+l) (g)	Massa 2 (recipiente + Amostra + água de lavagem) (g)	Água de lavagem (g)	Massa 3 (recipiente + amostra) (g)	Massa seca sólido (g)	Concentração mássica (p/p)%	Conc. Média %p/p	Altura, m
Amostrador	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Balde 4 L	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Recipiente 61	663,35	78,17	122,66	21,58	67,55	44,64	57,11	56,32	0,16
Recipiente 62	665,99	80,95	124,42	20,70	67,70	44,93	55,50		
Recipiente 63	666,70	81,55	136,63	32,20	68,83	45,95	56,35		
Recipiente 64	654,65	69,36	121,14	28,76	61,70	38,68	55,77	54,96	0,32
Recipiente 65	652,86	67,64	120,46	29,87	60,12	37,17	54,95		
Recipiente 66	655,05	68,81	108,68	15,90	61,23	37,26	54,15		
Recipiente 67	647,40	61,42	108,52	23,39	55,83	32,12	52,30	53,44	0,48
Recipiente 68	646,16	61,26	102,75	18,86	55,39	32,76	53,48		
Recipiente 69	646,30	60,92	104,99	20,96	56,34	33,23	54,55		
Recipiente 70	646,51	60,85	103,01	18,77	55,10	31,71	52,11	52,21	0,62
Recipiente 71	645,05	60,26	101,76	18,98	54,11	31,59	52,42		
Recipiente 72	644,56	58,66	100,30	18,01	54,19	30,56	52,10		
Recipiente 73	637,52	54,55	94,55	19,30	48,98	28,28	51,84	51,62	0,80
Recipiente 74	639,39	54,92	97,61	20,49	50,67	28,47	51,84		
Recipiente 75	639,02	56,14	93,52	16,77	49,35	28,74	51,19		

APÊNDICE C

C.1- Curvas da distribuição da concentração no eixo axial

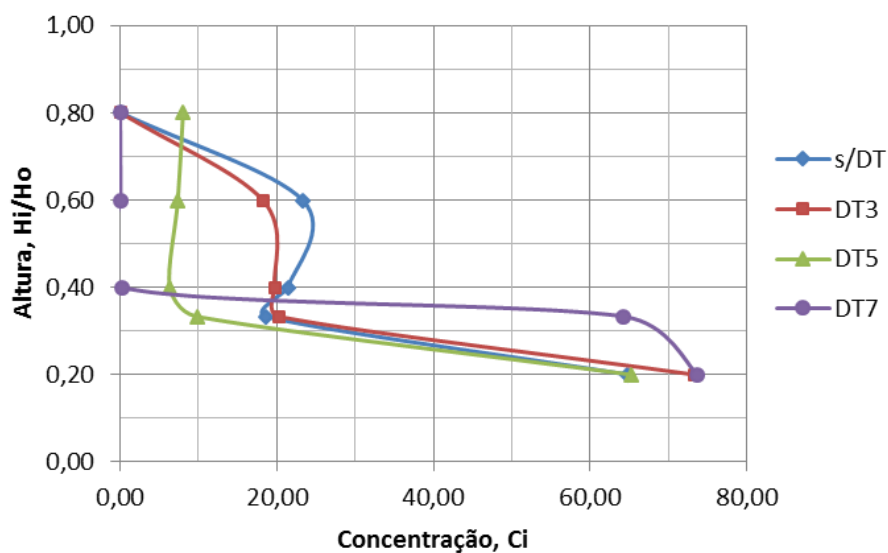


Figura C1.1 – Concentração no eixo axial com polpa a 40% p/p a 120 rpm

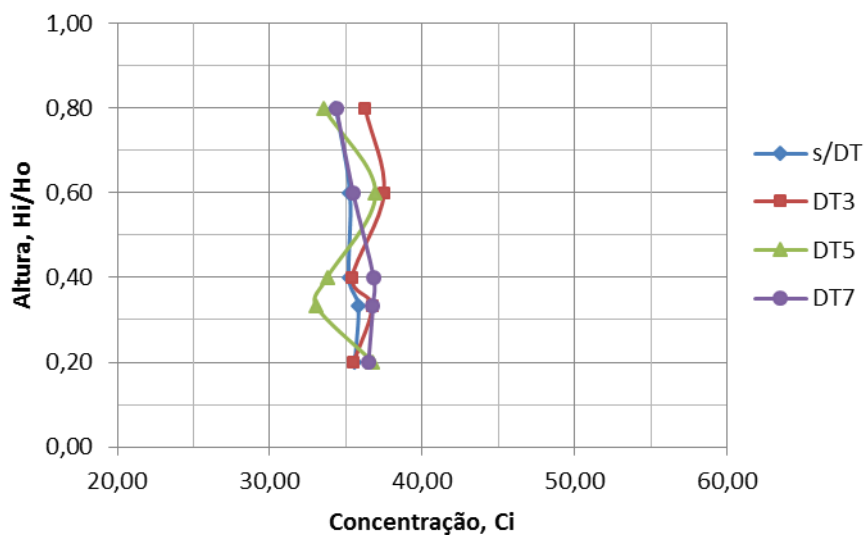


Figura C1.2 – Concentração no eixo axial com polpa a 40% p/p a 400 rpm

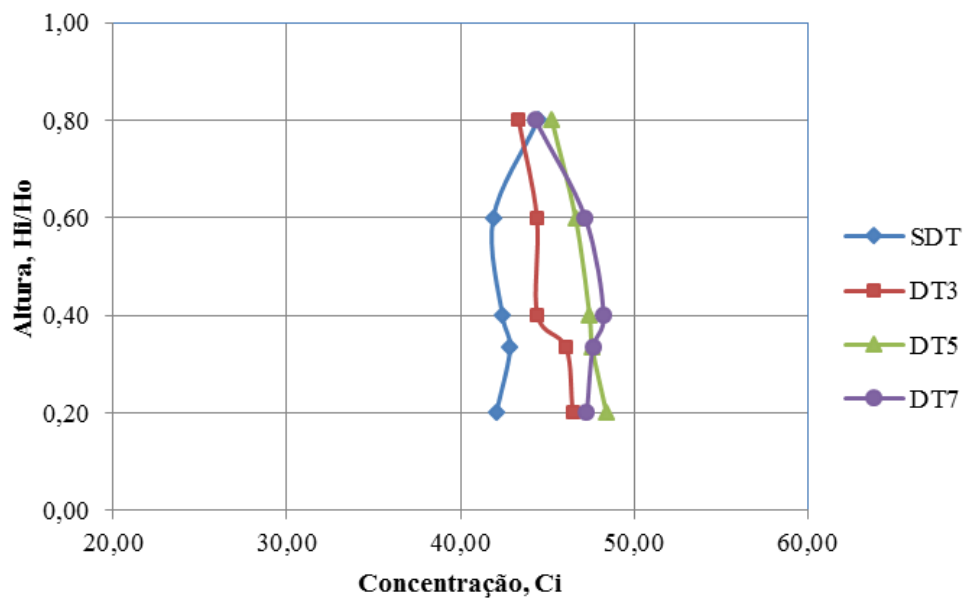


Figura C1.3 – Concentração no eixo axial com polpa a 50% p/p a 400 rpm

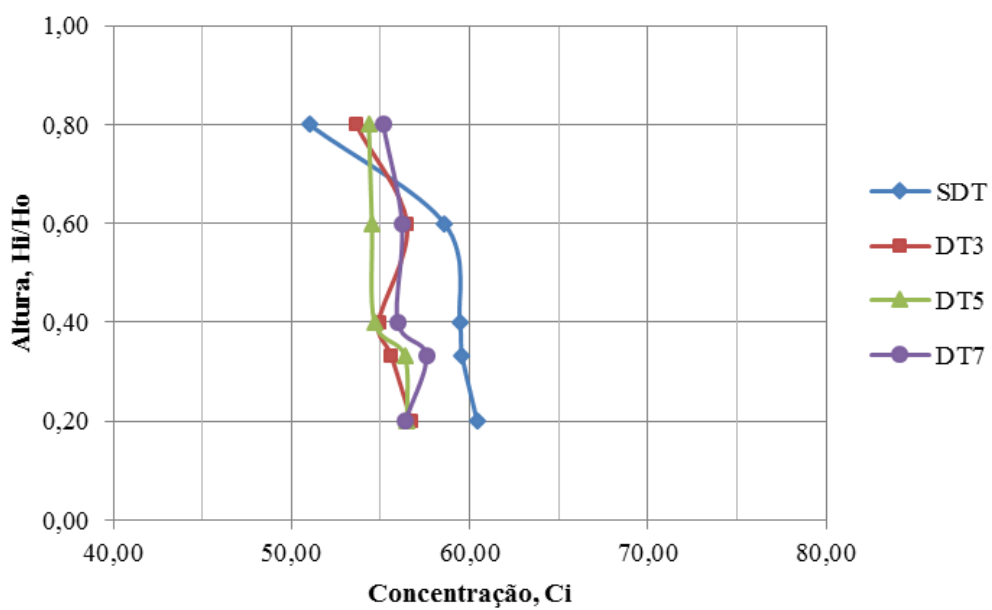


Figura C1.4 – Concentração no eixo axial com polpa a 60% p/p a 400 rpm

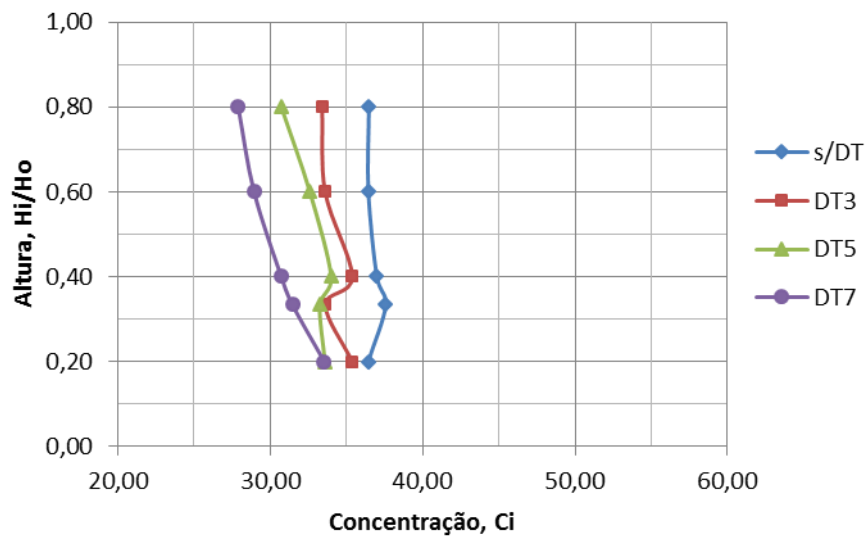


Figura C1.5 – Concentração no eixo axial com polpa a 40% p/p a 800 rpm

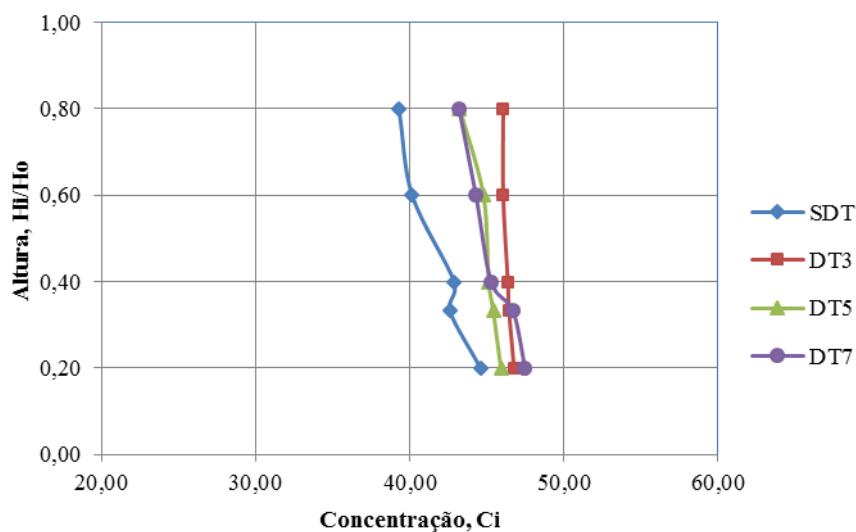


Figura C1.6 – Concentração no eixo axial com polpa a 50% p/p a 800 rpm

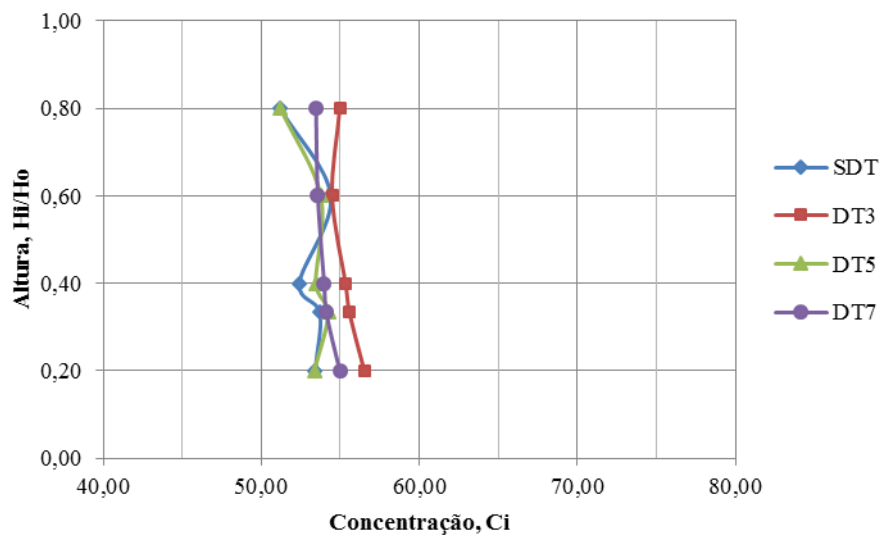


Figura C1.7 – Concentração no eixo axial com polpa a 60% p/p a 800 rpm

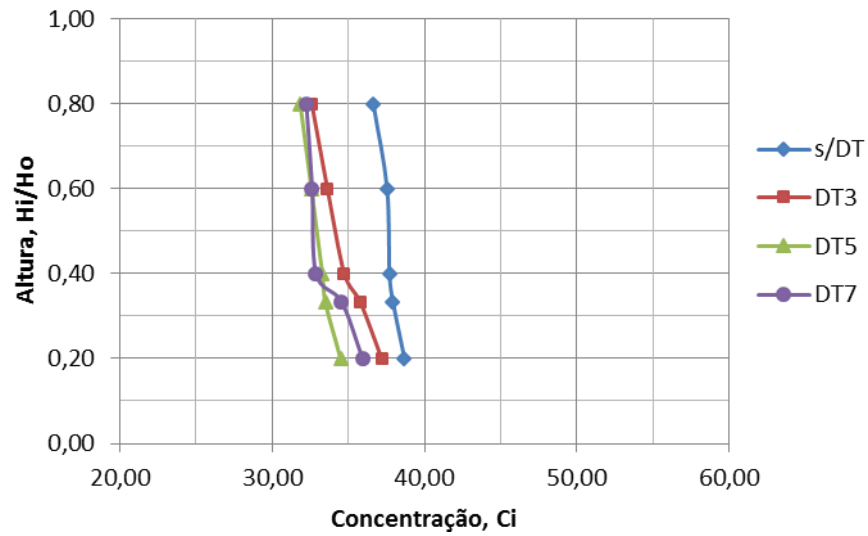


Figura C1.8 – Concentração no eixo axial com polpa a 40% p/p a 1.200 rpm

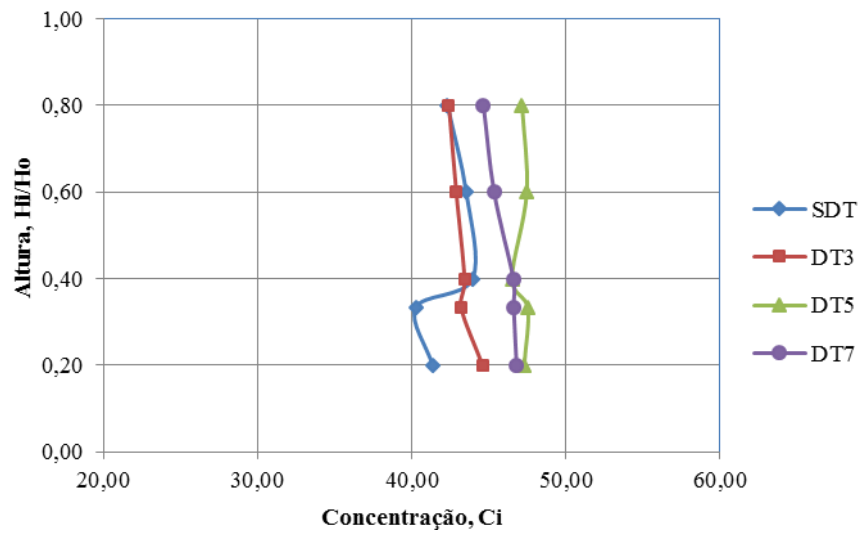


Figura C1.9 – Concentração no eixo axial com polpa a 50% p/p a 1.200 rpm

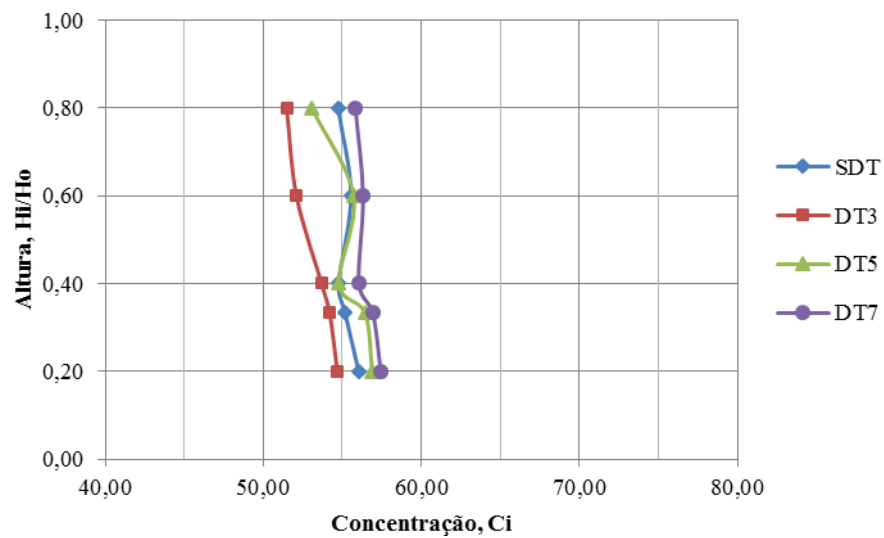


Figura C1.10 – Concentração no eixo axial com polpa a 60% p/p a 1.200 rpm

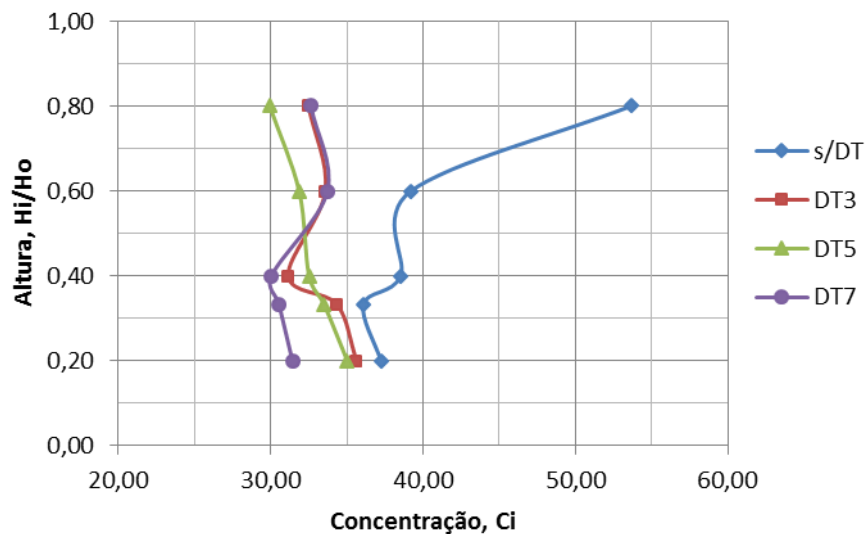


Figura C1.11 – Concentração no eixo axial com polpa a 40% p/p a 1.400 rpm

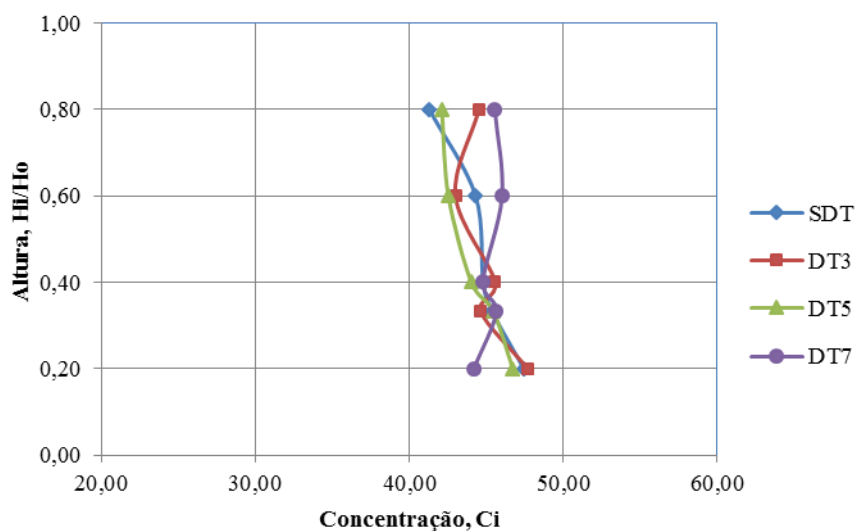


Figura C1.12 – Concentração no eixo axial com polpa a 50% p/p a 1.400 rpm

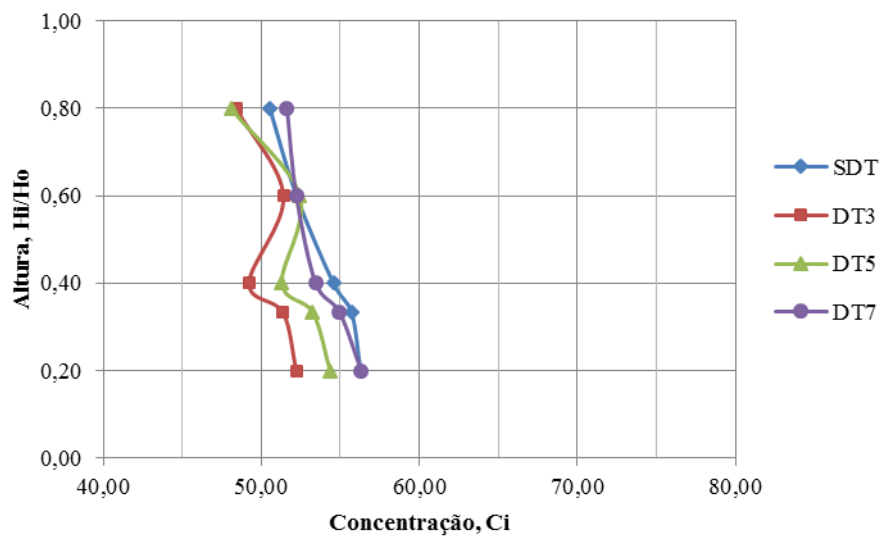
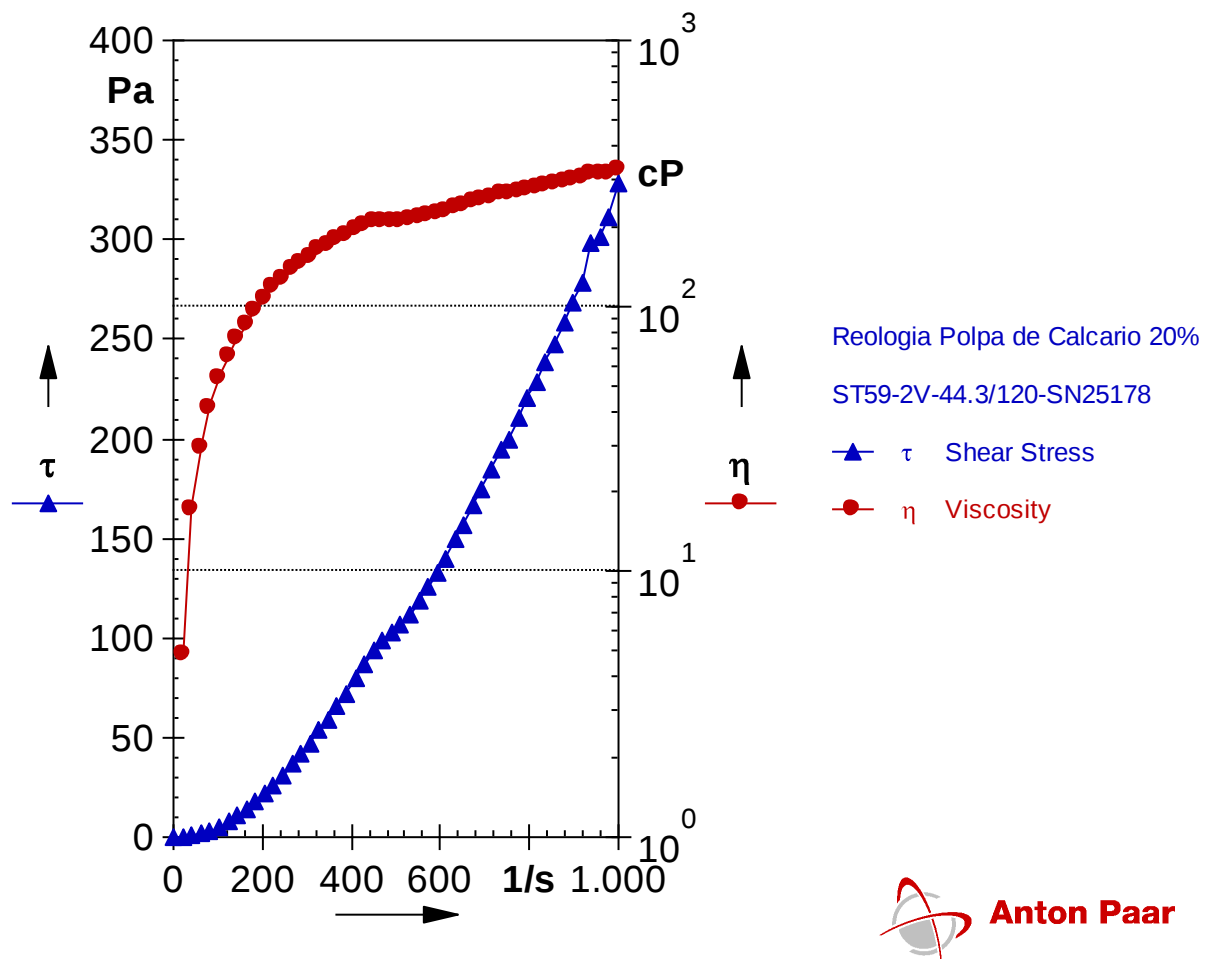


Figura C1.13 – Concentração no eixo axial com polpa a 60% p/p a 1.400 rpm

APÊNDICE D

D- Curvas de fluxo

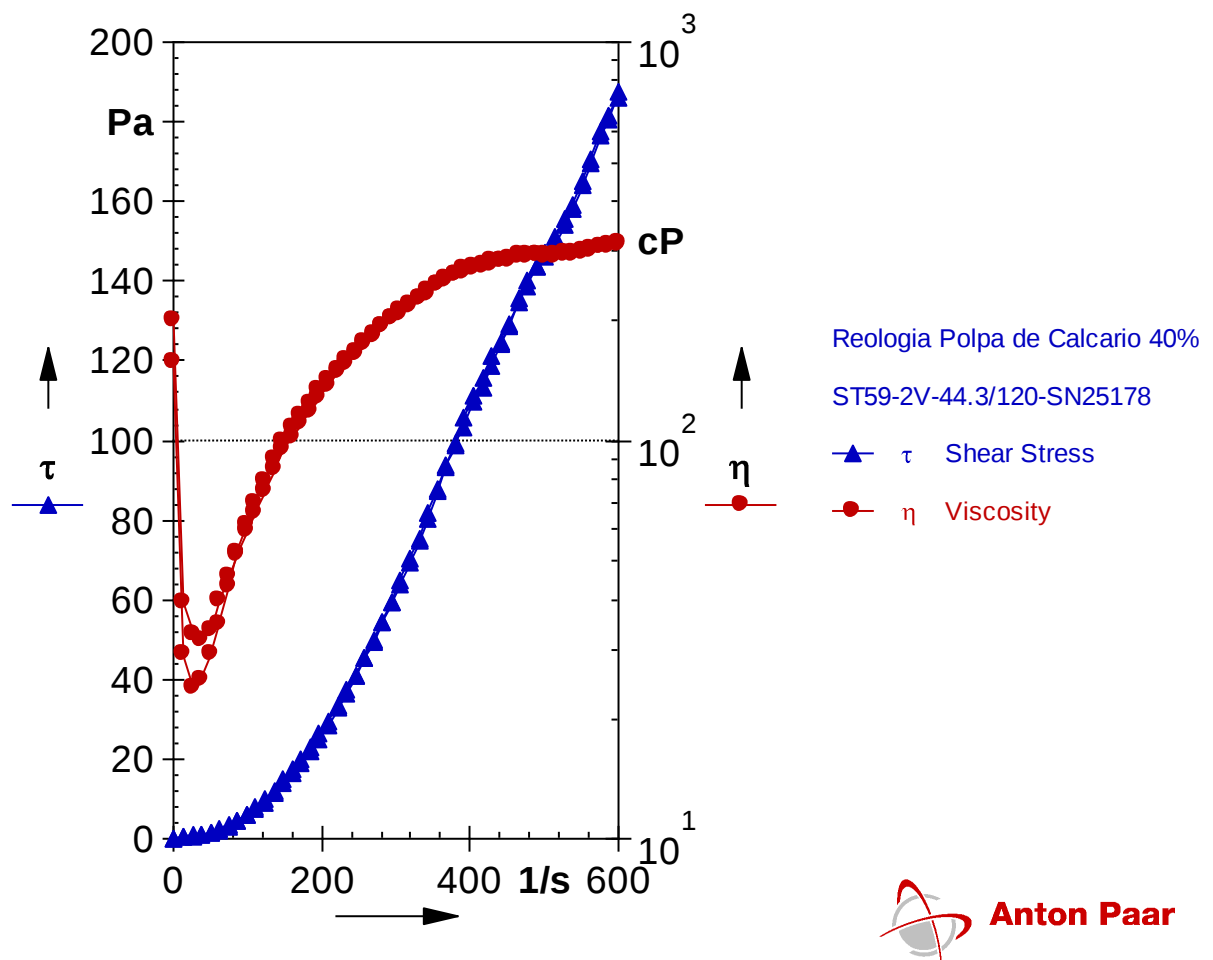
D.1 – Curva de fluxo para a polpa de calcário a 20% em peso



Anton Paar GmbH

Figura D.1 – Curva de fluxo da polpa a 20% p/p

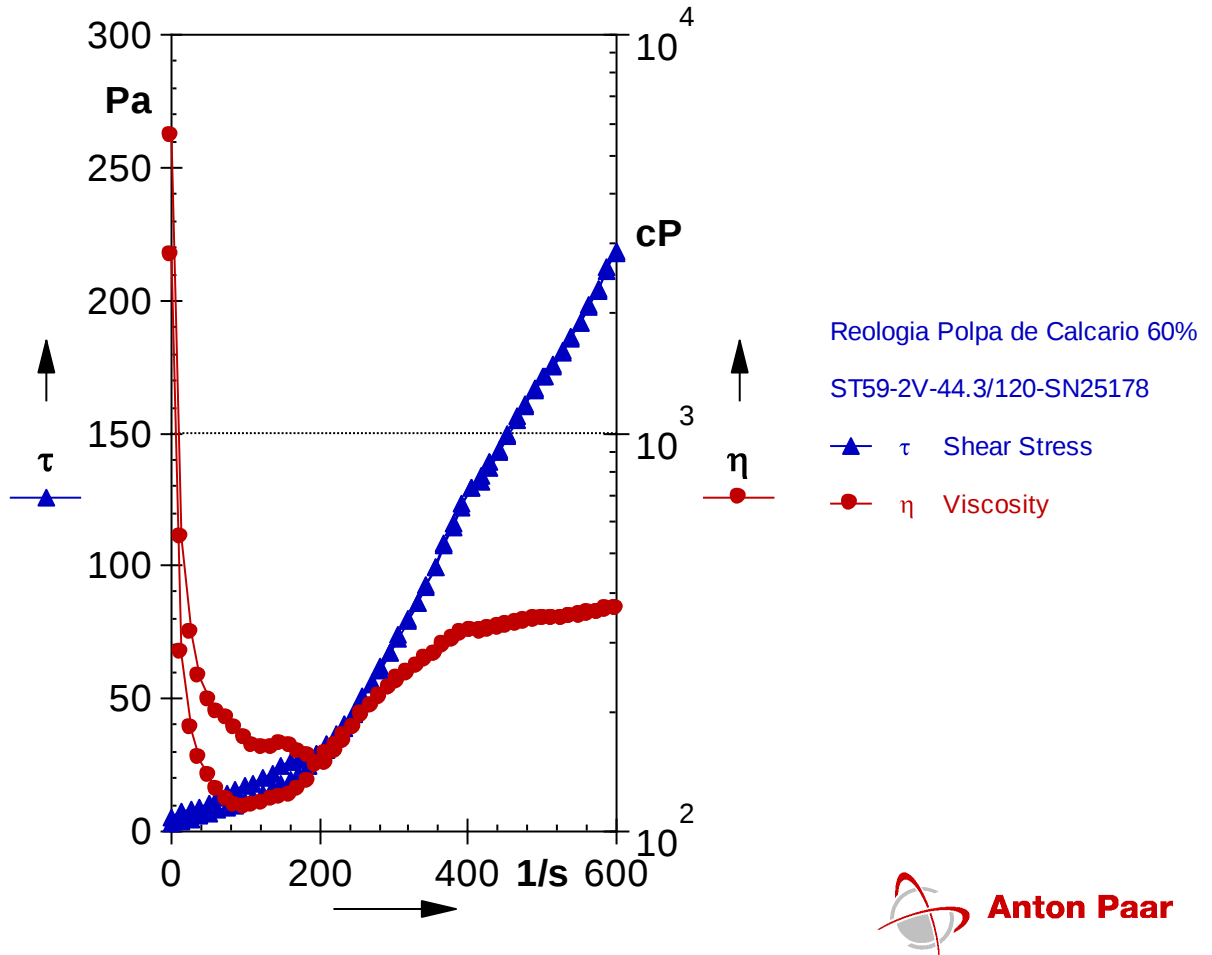
Apêndice D.2 – Curva de fluxo para a polpa a 40% em peso



Anton Paar GmbH

Figura D.2 – Curva de fluxo da polpa a 40% p/p

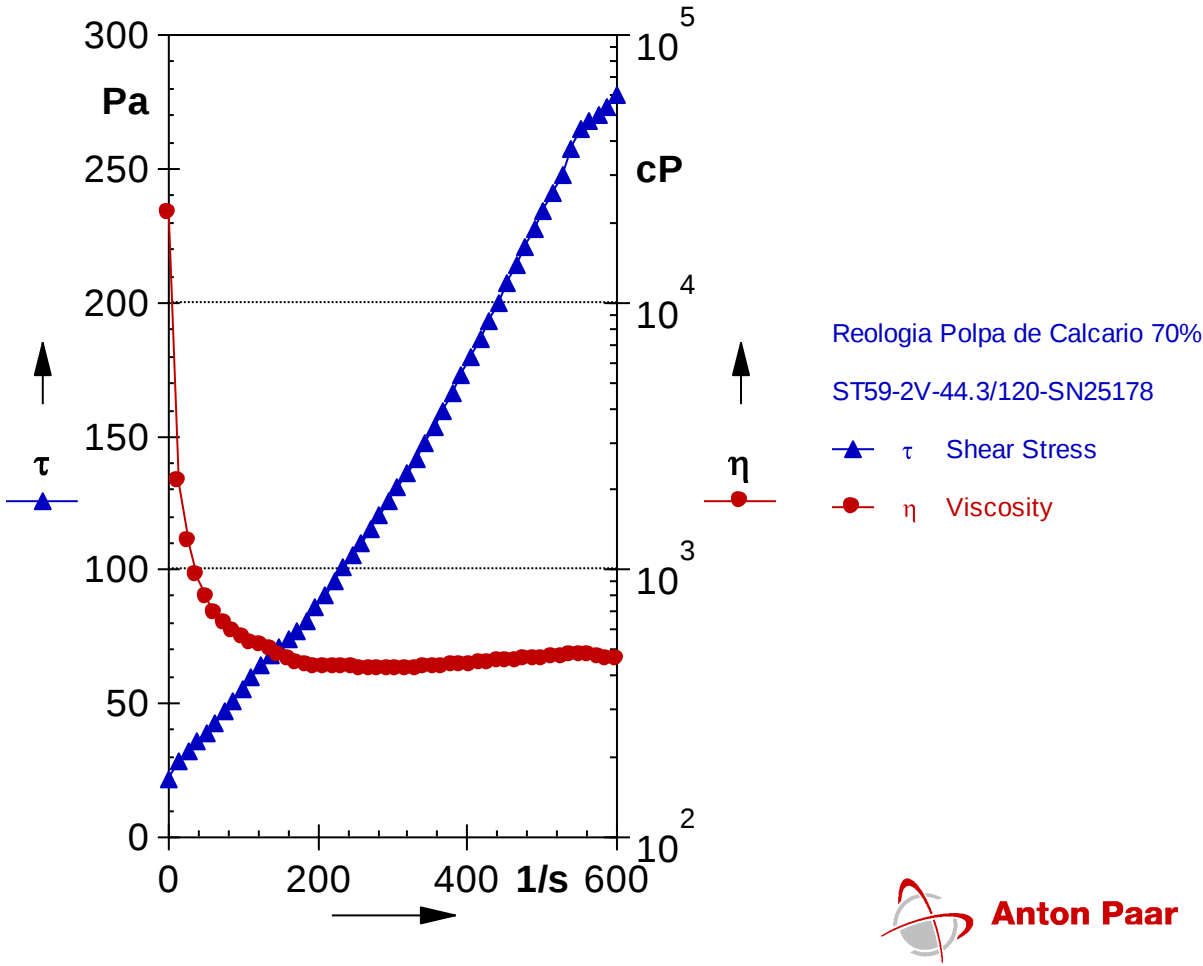
Apêndice D.3 – Curva de fluxo para a polpa a 60% em peso



Anton Paar GmbH

Figura D.3 – Curva de fluxo da polpa a 60% p/p

Apêndice D.4 – Curva de fluxo para a polpa a 70% em peso



Anton Paar GmbH

Figura D.4 – Curva de fluxo da polpa a 70% p/p

ANEXO I

Anexo I – Caracterização físico-química do carbonato de cálcio

I.1- Caracterização química do carbonato de cálcio



RESULTADOS DE ANÁLISE QUÍMICA

CERTIFICADO: AQ 563-13

REQ: 547-13

DATA: 29/05/13

CLIENTE: LAURINDO LEAL FILHO

1. MÉTODO: Os teores apresentados foram determinados por análise quantitativa em amostra fundida com tetraborato de lítio anidro, por comparação com materiais certificados de referência na calibração Calcários TBL, em espectrômetro por fluorescência de raios X Axios Advanced, marca PANalytical. Perda ao fogo (PF) efetuada a 1.050°C por 1h.

2. RESULTADOS: Análise quantitativa, valores expressos em %.

Nº LCT	4014/13
Amostra	011364
CaO	54,5
MgO	0,46
SiO ₂	0,79
Al ₂ O ₃	0,13
Fe ₂ O ₃	0,10
P ₂ O ₅	0,10
MnO	<0,10
PF	43,7

Prof. Dr. Henrique Kahn
Coordenador do LCT Poli/USP

Dra. Giuliana Ratti
Pesquisadora do LCT Poli/USP
Química - CRQ 04105009-4^ªR

Freud S. Campbell
Pesquisador do LCT Poli/USP
Químico - CRQ 04200380-4^ªR

Figura I.1 – Resultado de análise química do calcário

I.2- Identificação das fases cristalinas da amostra de calcário

	Escola Politécnica da Universidade de São Paulo Departamento de Engenharia de Minas e de Petróleo Laboratório de Caracterização Tecnológica Av. Prof. Mello Moraes, 2373 CEP 05508-030 São Paulo - SP www.lct.pol.usp.br Tel: 11 3091-5151 Fax: 11 3091-6037 e-mail: lct@lct.pol.usp.br	
---	--	---

RESULTADO DE IDENTIFICAÇÃO DE FASES POR DIFRATOMETRIA DE RAIOS X

CERTIFICADO: DRX 206-13

DATA: 11/06/13

CLIENTE: LAURINDO LEAL FILHO

AMOSTRA: 011363

IDENT. LCT: 176-0814.HPF

1. MÉTODO

O estudo foi efetuado através do método do pó, mediante o emprego de difratômetro de raios X, marca PANalytical, modelo X'Pert PRO com detector X'Celerator.

A identificação das fases cristalinas, abaixo discriminadas, foi obtida por comparação do difratograma da amostra com os bancos de dados PDF2 do ICDD - International Centre for Diffraction Data (2003) e PAN-ICSD – PANalytical Inorganic Crystal Structure Database (2007).

2. RESULTADOS

Os resultados obtidos estão listados na tabela abaixo:

ICDD	Nome do composto	Fórmula Química	Mineral	Obs
01-085-1108	Carbonato de cálcio	CaCO_3		
00-010-0495	Flogopita	$\text{KMg}_3(\text{Si}_3\text{Al})\text{O}_{10}(\text{OH})_2$	Flogopita	

Nota: pp = possível presença

O difratograma obtido (cor vermelha), onde são assinaladas as linhas de difração correspondente(s) à(s) fase(s) identificada(s) (cada fase em uma cor distinta) é apresentado anexo.

Prof. Dr. Henrique Kahn
Coordenador do LCT Poli/USP

Dra. Maria Manuela Lé Tassinari
Pesquisadora do LCT Poli/USP

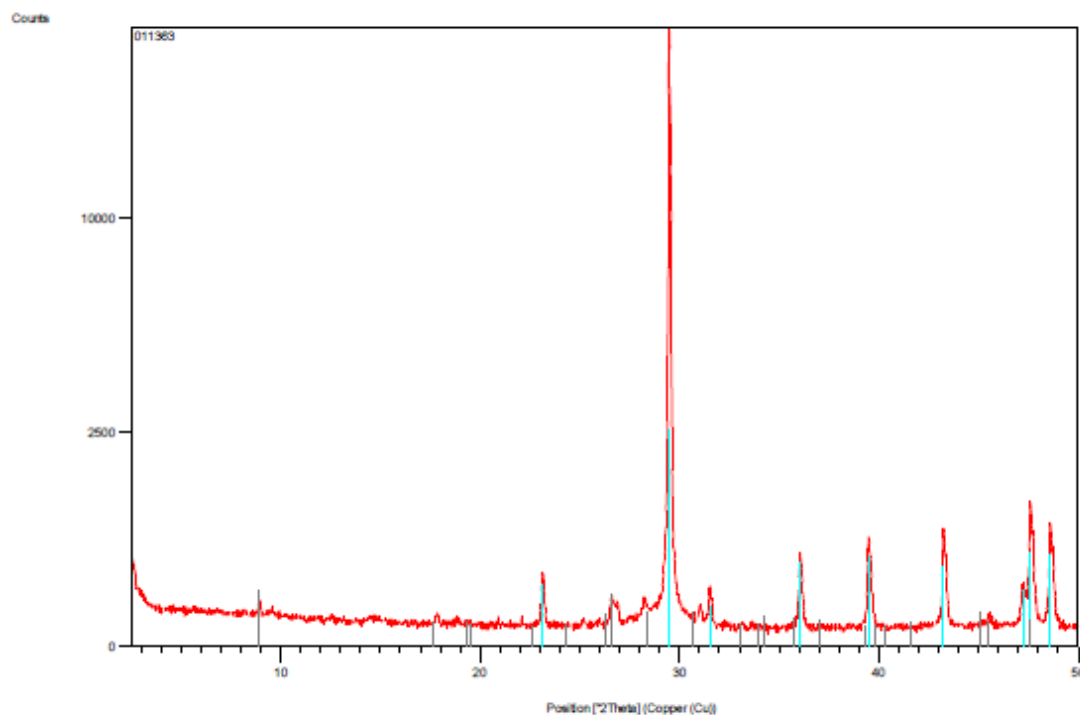
M.Sc. Juliana Lívi Antoniassi
Pesquisadora do LCT Poli/USP



Escola Politécnica da Universidade de São Paulo
Departamento de Engenharia de Minas e de Petróleo
Laboratório de Caracterização Tecnológica
 Av. Prof. Mello Moraes, 2373 CEP 05508-030 São Paulo - SP www.lct.pol.usp.br
 Tel: 11 3091-5151 Fax: 11 3091-6037 e-mail: lct@lct.pol.usp.br



DIFRATOGRAMA DE RAIOS X



FASES IDENTIFICADAS

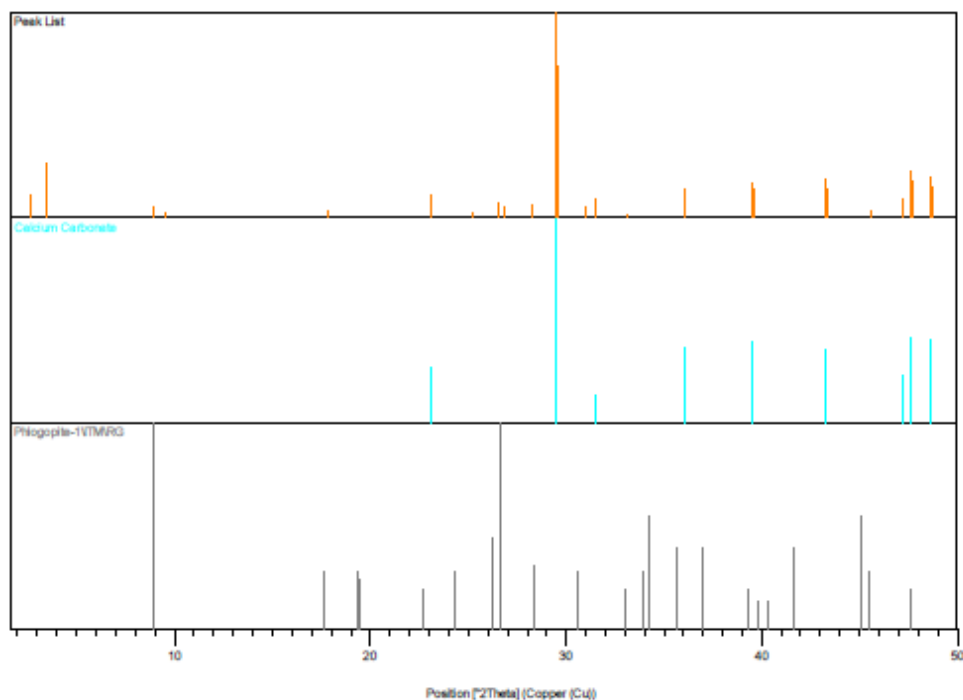


Figura I.2 – Resultado da Identificação das fases cristalinas na amostra de calcário

I.3- Resultados de distribuição de tamanho de partículas

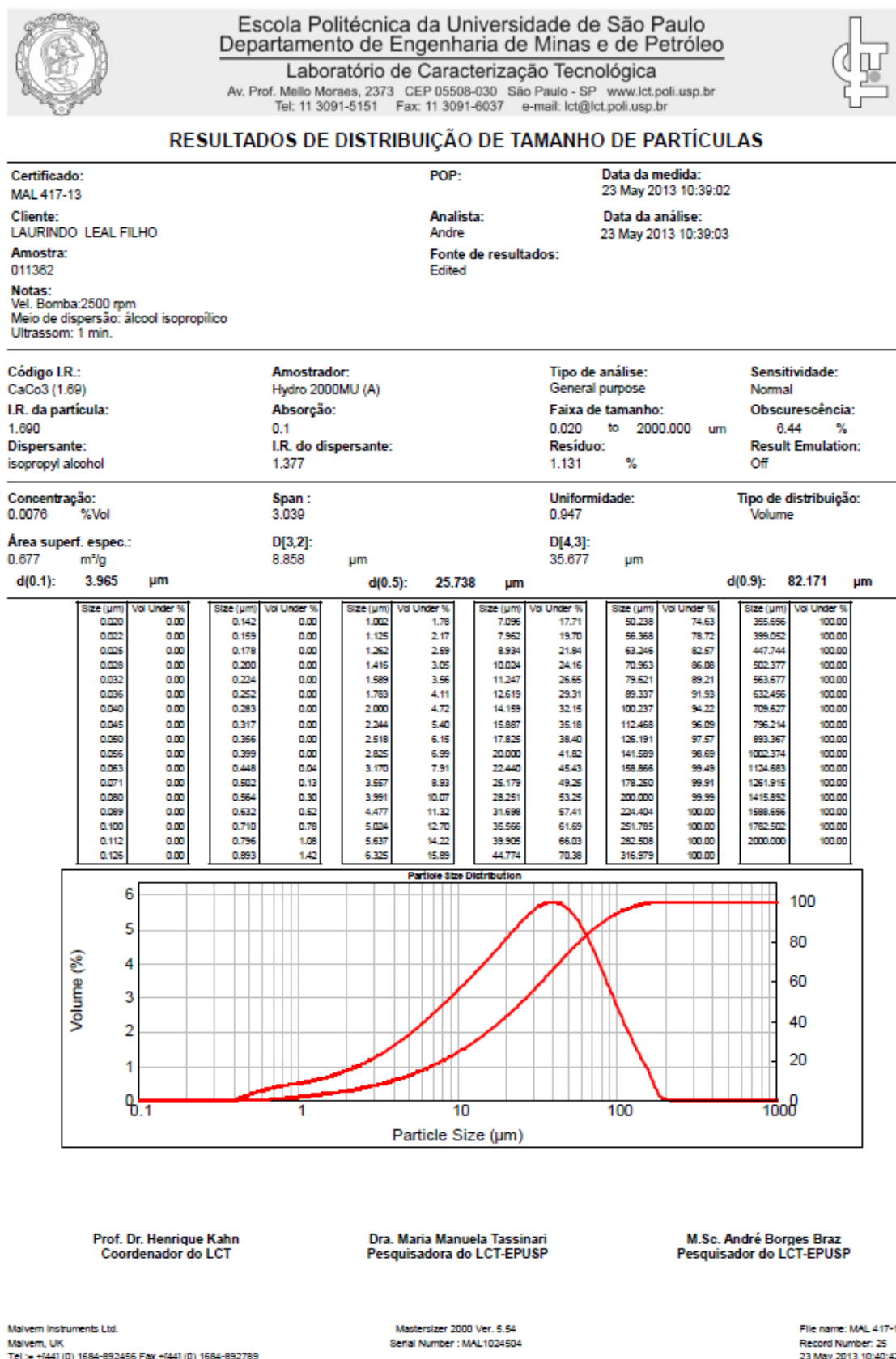


Figura I.3 – Resultado da distribuição do tamanho de partículas na amostra de calcário