



UNICAMP

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
Faculdade de Engenharia Química

PAULO ROGERIO MENESES DE SOUSA

AMPLIAÇÃO DE ESCALA DE TANQUES CONDICIONADORES
UTILIZADOS NA FLOTAÇÃO DE APATITA

Campinas
2018

PAULO ROGERIO MENESES DE SOUSA

AMPLIAÇÃO DE ESCALA DE TANQUES CONDICIONADORES
UTILIZADOS NA FLOTAÇÃO DE APATITA

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Química.

Orientador: Prof.Dr. Elias Basile Tambourgi

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE À VERSÃO FINAL DA TESE DEFENDIDA PELO ALUNO PAULO ROGERIO MENESES DE SOUSA E ORIENTADA PELO PROF. DR. ELIAS BASILE TAMBOURGI

Campinas
2018

Agência(s) de fomento e nº(s) de processo(s): CAPES, 33003017034p8
ORCID: <https://orcid.org/0000-0003-0683-8704>

Ficha catalográfica
Universidade Estadual de Campinas
Biblioteca da Área de Engenharia e Arquitetura
Luciana Pietrosanto Milla - CRB 8/8129

Sousa, Paulo Rogerio Meneses de, 1985-
So85a Ampliação de escala de tanques condicionadores utilizados na flotação de apatita / Paulo Rogerio Meneses de Sousa. – Campinas, SP : [s.n.], 2018.

Orientador: Elias Basile Tambourgi.
Tese (doutorado) – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Apatita. 2. Flotação. 3. Tanques. 4. Minérios. 5. Hidrodinâmica. I. Tambourgi, Elias Basile, 1957-. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

Informações para Biblioteca Digital

Título em outro idioma: Scale-up of conditioning tanks used in the flotation of apatite

Palavras-chave em inglês:

Apatite

Flotation

Tanks

Real estate management

Hydrodynamics

Área de concentração: Engenharia Química

Titulação: Doutor em Engenharia Química

Banca examinadora:

Elias Basile Tambourgi [Orientador]

Deovaldo de Moraes Júnior

Aldo Ramos Santos

Carlos Alberto Amaral Moino

Vitor da Silva Rosa

Data de defesa: 28-02-2018

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Química

Tese de doutorado defendida por Paulo Rogerio Meneses de Sousa e aprovada em 28 de fevereiro pela banca examinadora constituída pelos doutores:

Prof. Dr. Elias Basile Tambourgi

Dr. Deovaldo de Moraes Júnior

Dr. Aldo Ramos Santos

Dr. Carlos Alberto Amaral Moino

Dr. Vitor da Silva Rosa

A Ata da defesa com as respectivas assinaturas dos membros da banca examinadora encontra-se no processo de vida acadêmica do aluno.

Eu sou o único responsável por minha trajetória de vida.

Independente das adversidades.

Paulo Rogerio

DEDICATÓRIA

Dedico:

Primeiramente a Deus por ter me dado força em todos
esses anos de dificuldades e conquistas.

Aos meus pais Antônio Freire e Maria Aparecida (*in
memoriam*) pelo exemplo de vida, amor, honestidade e
perseverança.

À minha avó Maria e avô José por terem me acolhido,
dando continuidade a educação, amor e apoio.

Ao meu irmão Mário Flávio e Tia Denise, pela parceria e
apoio de sempre.

AGRADECIMENTOS

Agradeço:

Ao Prof. Dr. Elias Basile Tambourgi, pela oportunidade em realizar este trabalho, pela orientação, compreensão, e apoio no decorrer desse projeto.

Ao Prof. Dr. Deovaldo de Moraes Júnior, persistente e amigo que, com diretrizes seguras e muita paciência colaborou muito para o desenvolvimento deste trabalho, e por estar sempre presente para esclarecimentos sobre o trabalho e outros assuntos ligados a Engenharia Química.

À Universidade Santa Cecília (Unisanta) por permitir o uso de seus equipamentos e instalações.

À CAPES, pela concessão da bolsa de estudos, em períodos distintos, durante a realização deste trabalho.

Aos técnicos da Unisanta do laboratório de Engenharia Química Gilmar Alcântara, Volnei de Lemos e Vitor Dias, e ao técnico da oficina de Engenharia Mecânica Irineu Penha pela disposição e contribuições prestadas.

Aos estagiários do laboratório de operações unitárias da Universidade Santa Cecília pela colaboração nos experimentos realizados.

À Marlene Silva de Moraes pelo apoio e amizade.

Aos meus familiares e amigos, pela dedicação, apoio, amizade e paciência durante a realização deste trabalho.

À Daniele Tavares (Dani), que esteve sempre ao meu lado durante o decorrer deste projeto, sempre me incentivando.

A todos que de uma maneira ou de outra colaboraram para a elaboração deste trabalho.

Obrigado!

RESUMO

O contato entre sólidos e líquidos em tanques com impulsores mecânicos está envolvido em cerca de 80% das operações em indústrias química e mineral, incluindo processos como a lixiviação e dissolução de reagentes para suspensão de catalisadores e produtos de reação, tais como precipitação e cristais. Não é conveniente conduzir os estudos de otimização das condições de suspensões nos tanques em escala industrial. O presente trabalho teve por objetivo verificar sete métodos de ampliação de escala em tanque com agitação mecânica, analisando o perfil de concentração de sólidos e a potência consumida no eixo do impelidor. As unidades experimentais foram compostas por dois tanques cilíndricos de geometria semelhante em acrílico transparente de $0,010\text{m}^3$ e $0,049\text{m}^3$ e partículas grossas (-48+65#) de minério de apatita. Utilizaram-se impulsores de duas e quatro pás inclinadas de 45° e turbina com 6 pás planas a 90° . Adotou-se como variável de controle a mínima rotação do impulsor (N_{js}), proposta por Zwietering, com um desvio padrão de no máximo $\pm 0,4\text{rps}$. Foi observada uma semelhança no perfil axial de concentração de sólidos através de coletas de amostras em cinco pontos igualmente espaçados em ambos os tanques estudados em condições isocinéticas de amostragem. Os valores encontrados do Número de potência ($N_p \pm 1,40$) para N_{js} com o impelidor de 4 pás de 45° são semelhantes aos reportados na literatura. Foi obtido para esse impulsor um valor de 0,75 para a relação entre a rotação (N) e o diâmetro do impulsor (D), denominado n, sendo $N_2=N_1.(D_1/D_2)^n$, de acordo com o indicado por Rautzen et al. (1976). Os menores desvios das técnicas de ampliação de escala para os demais impulsores foram: a) duas pás inclinadas a 45° , potência por volume constante (2% de desvio) com n de 0,67 e b) turbina com 6 pás planas 90° , também a potência por volume constante (8% de desvio) com o mesmo expoente n de 0,67.

Palavras-chave: ampliação de escala, tanques, suspensão de partículas, apatita.

ABSTRACT

The contact between solids and liquids in tanks with mechanical impellers are involved in about 80% of the operations in chemical and mineral industries, including processes ranging from leaching and complete dissolution of reagents to suspension of catalysts and reaction products, such as precipitates and crystals (KUZMANIC; RUSIC, 1999). It is not convenient to carry out the studies of optimized suspension at tanks in industrial scale. The present study was done to verify seven scale up methods of tanks with mechanical impellers, analyzing the axial profile of solids concentrations and axle power consumption. The experimental units are comprised of two acrylic cylindrical tanks of similar geometry, measuring 0,010m³ and 0,049m³ and coarse particles (-48+65#) of apatite ore. Turbine of 2 or 4 blades inclined at 45° and Rushton turbine were used. Proposed by Zwietering (1958) the impeller minimum rotation (N_{js}) was adopted. The control variable where the maximum standard deviation was ± 0,4 rps. It was observed that the axial profiles of solids (apatite ore) distribution were similar for the two tanks under study and the trials were carried out in isokinetic conditions. The values found for the power numbers (N_p ± 1,40) and for the N_{js} are close to the values reported in current literature. For the impeller an exponent value of n equal to 0,75 for the ratio between rotation (N) and impeller diameter (D) called n, where $N_2=N_1.(D_1/D_2)^n$, in agreement with recommendations by Rautzen et al (1976). The small deviations for techniques of other impellers were: a) 2 inclined blades at 45°, Power per Constant volume (2% deviation) with n of 0,67 e b) turbine with 6 flat blades 90°, (8% deviation) with the same exponent n de 0,67.

Key words: scale-up; stirred tanks; particle suspension; apatite.

LISTA DE FIGURAS

CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

- Figura 2. 1 - Partes do equipamento e relações geométricas fixadas inicialmente por Rushton, Costich e Everett (1950). 1: Tanque; 2: Nível do líquido; 3: Eixo do motor; 4: Chicanas ou defletores; 5: Impelidor tipo turbina de 4 pás inclinadas de 45°. $S_1 = D/T = C/T = 1/3$; $S_2 = C/D = 1$; $S_3 = L/D = 1/4$; $S_4 = W/D = 1/5$;26
- Figura 2. 2 - Esquema de tanques cilíndricos verticais com vários tipos de fundos (adaptada de JOAQUIM JR et al., 2007).27
- Figura 2. 3 - Tipos de impulsores (HEMRAJANI; TATTERSON, 2004): (a) hélice com três lâminas (axial); (b) turbina com seis pás retas (radial); (c) turbina com seis pás planas fixadas num disco (radial); (d) turbina com seis pás côncavas (misto); (e) turbina com quatro pás inclinadas (axial).29
- Figura 2. 4 - Padrões de escoamento em tanques com agitação mecânica. (a): rotor axial; (b): rotor radial (RUSHTON; OLDSHUE, 1953).30
- Figura 2. 5 - Esquema com agitação operando sem chicanas (RUSHTON; COSTICH; EVERETT, 1950).31
- Figura 2. 6 - Influência da distância entre impelidor e o fundo do tanque no padrão de 31
- Figura 2. 7 - Circulação de polpa em tanque com agitação (Adaptada de HEMRAJANI; TATTERSON, 2004).32
- Figura 2. 8 - Descarga de fluido na região rotor/estator (LIMA; LEAL FILHO; BARBOSA, 2006).....33
- Figura 2. 9 - Número de potência em função do número de Reynolds para vários impelidores do tipo radial com chicana 1/10 do diâmetro do tanque (adaptada de RUSHTON; COSTICH; EVERETT, 1950).....35
- Figura 2. 10 - Tanque dotado de impulsor radial e célula de carga para avaliação da potência consumida (GHOTHI et. al., 2013)37
- Figura 2. 11 - Níveis de suspensão.(a) parcial: há sólido no fundo do tanque; (b) completa: não há sólido no fundo; (c) uniforme: sólido bem disperso (HEMRAJANI; TATTERSON; 2004).39

Figura 2. 12 - Suspensão de sólidos com partículas sedimentadas (KNEULE,1985). ...	40
Figura 2. 13 - Concentração de sólidos em função da altura do tanque para turbina de pás inclinadas; (a) com variação da rotação do impulsor; (b) com variação do diâmetro da partícula (BARRESI; BALDI, 1987).	47
Figura 2. 14 - Perfil de concentração radial (eixo do impulsor no ponto 0) de sólidos com vários níveis de rotação para turbina de Rushton (BARRESI; BALDI, 1987).	47
Figura 2. 15 – Coleta de amostras em tanques. 1) Tanque; 2) Pontos de amostragem; 3) Bomba peristáltica; 4) Válvula de solenoide; 5) Amostrador; 6) Impulsor; 7) Chicanas; 8) Nível do líquido (adaptado de BARRESI; BALDI, 1987).	49
Figura 2. 16 – Ilustração da determinação do limite entre a zona turbulenta e a zona quiescente dentro de tanques com impulsores mecânicos; L (limite entre a zona quiescente e turbulenta). (LIMA, 2009).	51
Figura 2. 17 - Similaridade geométrica entre tanques de diferentes volumes (Adaptada de RAUTZEN; CORPSTEIN; DICKEY, 1976).	53

CAPÍTULO 3 – MATERIAL E MÉTODOS

Figura 3. 1 - Tanque de 0,010 m ³ com motor em balanço, em vista frontal e superior. 1) Tanque; 2) Base para o dinamômetro; 3) Dinamômetro; 4) Braço, para medição da força com escala gradual; 5) Motor em balanço; 6) Ventilador; 7) Moto-redutor; 8) Suporte para motor; 9) Guia; 10) Sistema com fuso para mover o conjunto na vertical; 11) Suporte com s espelho inclinado; 12) Trilho, para movimentação do suporte do dinamômetro; 13) Impelidor.....	64
Figura 3. 2 - Unidade experimental utilizada. Mesma montagem para o tanque de 0,049m ³ . 1: Tanque; 2: Dinamômetro, medidor de força; 3: Braço, para medida da potência com escala gradual; 4: Motor (2 HP) em balanço, ou seja, solto apoiado sobre rolamentos; 5: Rolamento para manter o motor em balanço; 6: Suporte do rolamento; 7: Chicanas, para quebra do vórtice; 8: Impelidor de 4 pás inclinadas de 45°; 9: Espelho inclinado, para visualização do fundo do tanque.	65
Figura 3. 3 - Motor de 1/2 HP sobre rolamentos utilizado no tanque de 0,010 m ³	66
Figura 3. 4 - Estrutura móvel sobre um trilho na base para o suporte do dinamômetro.	67

Figura 3. 5 - Braço de medição de força com distância entre os pontos de 25 mm (tanque de 0,010 m ³) e 50 mm (tanque de 0,049 m ³).	67
Figura 3. 6 - Vista geral da medição da força com motor em balanço. 1) braço, distância radial do centro do eixo até o ponto de acoplamento do dinamômetro; 2) dinamômetro, medidor de força.	68
Figura 3. 7 - (a) Base em aço carbono com tampa em acrílico para o tanque de 0,010m ³ ; (b) Base em aço carbono sobre rodas para o tanque de 0,049m ³	68
Figura 3. 8 - Esquema utilizado para visualização do fundo do tanque.	69
Figura 3. 9 - Sistema de amostragem: (1) Sistema com mola para abertura do tubo com obstrução na ponta ; (2) Pera automática BRAND.....	69
Figura 3. 10 - (a) Tacômetro DT-22365; (b) Dinamômetro KRATOS DDK2; (c) Balança Digital GEHAKA BG 2000.	70
Figura 3. 11 - Impelidores: (a) Turbina com 4 pás inclinadas a 45°; (b) Turbina com 2 pás inclinadas a 45°; (c) Turbina com 6 pás planas a 90° (Rushton).	71
Figura 3. 12 - Pilha alongada de apatita para homogeneização.	73
Figura 3. 13 - Aparato utilizado para medir a rotação crítica de suspensão.....	75
Figura 3. 14 - Aparato utilizado nos ensaios de perfil de concentração axial. 1: Tanque; 2: Espelho inclinado; 3: Suporte Universal; 4: Amostrador; 5: Pontos de coleta.	77

CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÕES

Figura 4. 1 – Número de Potência em função do número de Reynolds. Concentração total (X _T) de 40% em peso de apatita (d _p =254 μm); Tanque de 0,010 m ³	85
Figura 4. 2 - Número de Potência em função do número de Reynolds. Concentração total (X _T) de 40% em peso de apatita (d _p =254 μm); Tanque de 0,049 m ³	86
Figura 4. 3 - Potência consumida nos tanques de 0,010 e 0,049m ³ , com impelidores de diferentes desenhos (2 pás inclinadas a 45° x 4 pás inclinadas a 45° x turbina de Rushton de 6 pás planas) com concentração (X _T) total de 40% em peso de apatita. N _{js} de 100% é a rotação crítica de suspensão.	89
Figura 4. 4 - Número de Froude versus rotação dos impelidores de 2 e 4 pás inclinadas operando nos tanque de 0,010 e 0,049 m ³	91

Figura 4. 5 - Perfil axial de concentração de sólidos nos tanques de 0,010m ³ versus 0,049m ³ , onde operavam impelidores de 2 pás inclinadas. Amostrador de 9mm. Concentração total (X _T) de 40% (linha tracejada). H nível do líquido; h ponto de coleta a partir da base dos tanques; P é a potência no eixo por motor em balanço.	93
Figura 4. 6 - Perfil axial de concentração de sólidos em tanques de 0,010m ³ versus 0,049m ³ , onde operavam impelidores de 4 pás inclinadas. Amostrador de 9mm. Concentração total (X _T) de 40% (linha tracejada). H nível do líquido; h ponto de coleta a partir da base; P é a potência no eixo por motor em balanço.....	94
Figura 4. 7 - Perfil axial de concentração de sólidos em tanques de 0,010m ³ versus 0,049m ³ , onde operavam impelidores de 6 pás planas. Amostrador de 9mm. Concentração total (X _T) de 40% (linha tracejada). H nível do líquido; h ponto de coleta a partir da base; P é a potência no eixo por motor em balanço.....	95
Figura 4. 8 - Perfil axial de concentração de sólidos em tanques de 0,010m ³ versus 0,049m ³ , onde operavam impelidores de 4 pás inclinadas. Amostrador de 16mm. Concentração total (X _T) de 40% (linha tracejada). H nível do líquido; h ponto de coleta a partir da base; P é a potência no eixo por motor em balanço.....	96
Figura 4. 9 - Distribuição hipotética da % de sólidos (X) versus altura relativa de amostragem (h/H) com distribuição simétrica em torno da reta vertical X=40%.	97
Figura 4. 10 - Aplicação do modelo de sedimentação-dispersão aos dados de suspensão em tanques de 0,010m ³ versus 0,049m ³ que operam com impelidores de 2 pás inclinadas. Concentração total (X _T) de 40% em peso de apatita. Rotação de trabalho igual a 100% de N _{js}	99
Figura 4. 11 - Aplicação do modelo de sedimentação-dispersão aos dados de suspensão em tanques de 0,010m ³ versus 0,049m ³ que operam com impelidores de 4 pás inclinadas. Concentração total (X _T) de 40% em peso de apatita. Rotação de trabalho igual a 100% de N _{js}	99
Figura 4. 12 - Aplicação do modelo de sedimentação-dispersão aos dados de suspensão em tanques de 0,010m ³ versus 0,049m ³ que operam com impelidores de 6 pás planas. Concentração total (X _T) de 40% em peso de apatita. Rotação de trabalho igual a 100% de N _{js}	100

LISTA DE TABELAS

CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Tabela 2. 1 – Valores de número de bombeamento (N_Q) encontrados na literatura.	34
Tabela 2. 2 – Valores de número de potência (N_p) mencionados na literatura.	36
Tabela 2. 3 - Parâmetros b_1 e n de acordo com o critério K (McCABE; SMITH; HARRIOT, 1993).....	39

CAPÍTULO 3 – MATERIAL E MÉTODOS

Tabela 3. 1 - Características principais e relações geométricas dos tanques.	71
Tabela 3. 2 - Composição química do minério de apatita.	73
Tabela 3. 3 - Caracterização das fases envolvidas.	74
Tabela 3. 4 - Valores medidos da rotação do impelidor de 4 pás inclinadas e cálculo da média aritmética acompanhada do respectivo desvio-padrão.	76
Tabela 3. 5 - Alturas para determinação do perfil de concentração axial de sólidos	78
Tabela 3. 6 - Velocidade de coleta de polpa em várias alturas dos tanques de $0,010\text{m}^3$ e $0,049\text{m}^3$ que operavam com impelidor de 4 pás inclinadas em 45°	80
Tabela 3. 7 - Estimativa da velocidade de ascensão da polpa nos tanques.	81
Tabela 3. 8 - Verificação das condições isocinéticas de amostragem dentro do tanque de $0,049\text{m}^3$ e impulsor de 4 pás inclinadas em 45°	82

CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÃO

Tabela 4. 1 - Magnitude de N_{js} determinada para os tanques de 10 e 49dm^3 com impelidores de diferentes desenhos.....	84
Tabela 4. 2 - Previsão da rotação do tanque de $0,049\text{m}^3$ com base no tanque de $0,010\text{m}^3$, utilizando-se parâmetros de escalonamento que são baseados em análise dimensional.....	103

Tabela 4. 3 - Resultados obtidos pelo método de Rautzen, Corpstein e Dickey (1976)	105
Tabela 4. 4 - Resultados obtidos pelo método de Zwietering (1958).	106
Tabela 4. 5 - Resultados obtidos pelo modelo proposto por esta tese.	107
Tabela 4. 6 - Escalonamento de tanques com impelidores de 2 pás inclinadas em 45°.	108
Tabela 4. 7 - Escalonamento de tanques com impelidores de 4 pás inclinadas em 45°.	109
Tabela 4. 8 - Escalonamento de tanques com turbina de Rushton.	110
Tabela 4. 9 - Seleção de Métodos de Escalonamento mais Adequados para Suspensão de Partículas de Apatita em Tanques Condicionadores de Reagentes de Flotação.	111

LISTA DE SÍMBOLOS

Nomenclatura e terminologia padrão para agitação e mistura

Geometria

A	área da seção transversal do tanque [M ²]
B	relação entre a massa de sólido pela massa de líquido, [-]
C	distância do impelidor ao fundo do tanque, [L]
D	diâmetro do impelidor, [L]
$D_{\#}$	abertura da peneira, [L]
D_p	diâmetro da partícula, [L]
d_p	diâmetro médio da partícula sólida, [L]
H	altura do nível do fluido, [L]
J	largura da chicana, [M]
L	largura das pás do impelidor, [L]
S	parâmetro usado na equação de Zwietering, [-]
T	diâmetro do tanque, [L]
V_t	volume total de polpa, [L ³]
W	altura das pás do impelidor, [L]

Números adimensionais

N_p	número de potência, [-]
N_{Pe^*}	número de Peclet modificado, [-]
N_Q	número de bombeamento, [-]
N_{Re}	número de Reynolds, [-]

Propriedades do fluido e do sólido

M	massa de polpa, [M]
X	concentração mássica dos sólidos, [-]
ρ	massa específica, [ML ³]
M	viscosidade dinâmica, [ML ⁻¹ T ⁻¹]
ν	viscosidade cinemática, [L ² T ⁻¹]

Dinâmica

C _D	coeficiente de arraste, [-]
D _S	coeficiente de difusão turbulenta dos sólidos, [L ² T ⁻¹]
F	força, [MLT ⁻²]
A	aceleração da gravidade, [LT ⁻²]
K	constante relacionada com a capacidade do impelidor promover a suspensão de sólidos, [-]
N	rotação do impelidor, [T ⁻¹]
N _{js}	rotação crítica do impelidor para se atingir o Critério – 1s, [T ⁻¹]
N _Z	rotação crítica de Zwietering, [T ⁻¹]
P	potência consumida, [ML ² T ⁻³]

Cinemática

Q _b	vazão volumétrica de bombeamento, [L ³ T ⁻¹]
T	tempo, [T]
v _t	velocidade de sedimentação terminal do sólido, [LT ⁻¹]
Ω	velocidade angular, [T ⁻¹]
v _c	velocidade de coleta da polpa no amostrador [M.T ⁻¹]

Subscritos

Js	condição mínima de suspensão dos sólidos
L	Líquido
P	Partícula
S	Sólido
T	Tanque

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO	22
1.1 Generalidades	22
1.2 Objetivos	23
1.2.1 Objetivo geral	23
1.2.2 Objetivos específicos	23
CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	25
2.1 Tanques com impulsores mecânicos para suspensão de sólidos	25
2.2 Equipamentos para agitação e mistura	26
2.2.1 Tanques	26
2.2.2 Tipos de impelidores	28
2.3 Padrões de fluxo	29
2.4 Capacidade de bombeamento do impelidor	32
2.5 Potência consumida em tanque com impulsor mecânico	34
2.5.1 Previsão da potência consumida	34
2.5.2 Determinação experimental da potência consumida com motor ou tanque em balanço	35
2.6 Suspensão de sólidos em tanques com agitação	37
2.6.1 Estado de suspensão	39
2.6.1.1 Suspensão incompleta	40
2.6.1.2 Suspensão completa	40
2.6.1.3 Suspensão homogênea	41
2.6.2 Critérios para rotação crítica de suspensão	41
2.6.3 Distribuição de sólidos em tanques com agitação	46
2.6.3.1 Modelo de sedimentação-dispersão de sólidos em tanques com agitação mecânica	50
2.7 Ampliação de escala em tanques com agitação	52
2.7.1 Critérios globais para ampliação de escala	54
2.7.1.1 Constância da potência por unidade de volume (P/V)	55
2.7.1.2 Constância da velocidade na extremidade do impulsor (v_p)	57
2.7.1.3 Constância do tempo de mistura (t_m)	58
2.7.1.4 Constância da capacidade de bombeamento do impelidor (Q_b/V)	59
2.7.1.5 Constância do número de Reynolds (N_{Re})	60
2.8 Apatita	61
CAPÍTULO 3 - MATERIAL E MÉTODOS	63
3.1 Material	63
3.2 Minério utilizado	72
3.2.1 Obtenção e preparação das amostras	72
3.3 Avaliação do estado de suspensão dos sólidos	74
3.3.1 Critério para suspensão de sólidos	74
3.4 Determinação do perfil de concentração de sólidos	76

3.4.1 Medidas de concentração de sólidos em escala de bancada	76
3.5 Potência consumida em tanques com impulsores mecânicos	79
3.5.1 Determinação experimental da potência consumida com motor ou tanque em balanço.....	79
3.6 Avaliação do sistema de amostragem	80
3.6.1 Cálculo da velocidade de coleta.....	80
3.7 Correlações para Ampliação de Escala	83
CAPÍTULO 4 - RESULTADOS E DISCUSSÃO	84
4.1 Caracterização hidrodinâmica dos tanques	85
4.2 Perfil Axial de Concentração de Sólidos em Tanques de Condicionamento	92
4.2.1 Aplicação do modelo Sedimentação-Dispersão	98
4.3 Validação experimental dos métodos de ampliação de escala.....	101
4.3.1 Métodos de ampliação de escala	101
4.3.2 Aplicação dos métodos empíricos.....	104
4.3.2.1 Método de Rautzen e colaboradores	104
4.3.2.2 Método de Zwietering.....	105
4.3.2.3 Método proposto a partir dos resultados desta tese.....	106
4.3.3 Comparação dos métodos de ampliação de escala.....	107
CAPÍTULO 5 – CONCLUSÃO	112
REFERÊNCIAS.....	115

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

1.1 Generalidades

O contato entre sólidos e líquidos em tanques com impelidores mecânicos é fundamental nas operações unitárias de cristalização, lixiviação, separação de sólidos, adsorção, dispersão de sólidos, dentre outras (KUZMANIC; RUSIC, 1999, JOAQUIM Jr. et al., 2007). As principais vantagens são a possibilidade de se obter homogeneidade de temperatura e concentração por todo o tanque, a alta taxa de reação devido à grande área interfacial e a vigorosa turbulência entre as fases (líquido/líquido, líquido/sólido, líquido/sólido/gás) envolvidas no sistema (YAMAZAKI; TOJO; MYANAMI, 1986).

As partículas sólidas devem, em geral, estar completamente suspensas com o intuito de atingir a máxima área interfacial entre a fase líquida e a sólida e evitar o depósito de sólido em alguma parte do tanque (KUZMANIC; RUSIC, 1999). Esse estado de suspensão completa ou rotação crítica de suspensão (N_{js}), segundo Zwietering (1958), é aquele em que nenhum sólido permanece na base do tanque por mais de 1 ou 2 segundos, também chamado de critério 1-s.

Às vezes, um alto grau de homogeneidade é requerido, como no tanque de condicionamento de polpa (sólido/água), que alimenta continuamente uma célula de flotação, para a concentração de minerais em meio aquoso na presença de bolhas de ar. Nestes tanques condicionadores que trabalham com baixa diluição de polpa, em torno de 50% em massa (condição carente de trabalhos científicos), somente o conhecimento da rotação crítica de suspensão não é o suficiente, a distribuição dos sólidos dentro do tanque ou célula também deve ser conhecida (BARRESI; BALDI, 1987). Rotações elevadas para garantir a homogeneidade da suspensão geram desperdício de energia. A otimização da rotação é fundamental (LEAL FILHO, 2000).

Não é conveniente conduzir os estudos de otimização das condições de suspensões nos tanques em escala industrial. A prática usual é realizar estudos em

tanques em escala de laboratório ou piloto e usar os dados como base para ampliação de escala “scale-up”, apesar da não concordância, nem sempre desprezível, entre as técnicas para prever na unidade industrial a potência, a distribuição dos sólidos na seção axial e a rotação crítica.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo geral

O presente trabalho teve por objetivo geral testar a validade de técnicas de ampliação de escala de tanques condicionadores de partículas grossas utilizados na flotação de apatita.

1.2.2 Objetivos específicos

O estudo objetivou empregar tanques de 0,010 e 0,049 m³, com relações geométricas fixadas inicialmente por Rushton, três tipos de impelidores, nomeados de turbina com 6 pás planas a 90° e turbina com 2 e 4 pás inclinadas a 45°, e alta concentração de minério de apatita (40% em peso) visando:

- a) Determinar experimentalmente a distribuição axial dos sólidos e a potência consumida para a rotação crítica;
- b) Verificar a homogeneidade do sistema provocada pelo movimento dos impelidores nas condições isocinéticas;

- c) Medir as rotações críticas e comparar com as previstas para o tanque de maior escala ($0,049\text{m}^3$) a partir dos dados obtidos no tanque de $0,010\text{m}^3$ pelas técnicas da constância:
1. Da potência por unidade de volume;
 2. Da velocidade na ponta do impulsor;
 3. Do tempo de mistura;
 4. Da capacidade de bombeamento do impulsor;
 5. Do número de Reynolds;
- d) Além dessas técnicas clássicas (item C), utilizaram-se também algumas correlações empíricas, como a desenvolvida por Rautzen, Corpstein e Dickey (1976), além da correlação clássica de Zwietering (1958);
- e) Propor equações para se prever a rotação crítica no tanque de maior escala.

CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Tanques com impulsores mecânicos para suspensão de sólidos

São várias as aplicações da suspensão de sólidos em líquidos através de tanques com impulsores mecânicos como dissolução, lixiviação, dispersão de sólidos, formação de sólidos (cristalização, precipitação e polimerização), adsorção, dessorção ou manter as partículas sólidas em suspensão para manter a homogeneidade do sistema (JOAQUIM Jr. et al., 2007).

O grau de suspensão varia de acordo com a necessidade do processo. Quando o intuito é apenas dissolver o sólido, um razoável nível de agitação já é o suficiente para um bom resultado, mas quando se requer um alto grau de homogeneização, como por exemplo, em tanques utilizados como misturador ou condicionadores de polpa, no qual a suspensão deve ser adicionada continuamente a um reator ou em células de flotação uma rotação elevada é requerida (ZWIETERING, 1958; GATES; MORTON; FONDY, 1976; HIMMELSBACH et al., 2006).

Suspensão de sólidos é uma operação amplamente utilizada no campo da Engenharia Mineral, no processo de flotação, onde ocorre a separação das partículas sólidas, explorando as diferenças nas propriedades de superfície apresentadas pelas várias espécies minerais presentes na polpa (líquido/sólido). Para que este processo seja realizado com sucesso, as partículas sólidas devem ser adicionadas na célula com um alto grau de homogeneidade, operação esta, que antecede à flotação é denominado de condicionamento de polpa, que tem por objetivo efetuar a adsorção do coletor, ativador ou depressor, que são reagentes químicos utilizados para modificar devidamente a superfície dos minerais, para que haja a separação seletiva das partículas hidrofílicas e hidrofóbicas no processo de flotação.

2.2 Equipamentos para agitação e mistura

Um sistema padrão para a realização de agitação e mistura consiste normalmente em um vaso (pressurizado) ou tanque sem pressão manométrica, motor, eixo, rotor e usualmente chicanas.

Apresenta-se na Figura 2.1 uma ilustração de um tanque com agitação convencional, juntamente com as relações geométricas normalmente utilizadas.

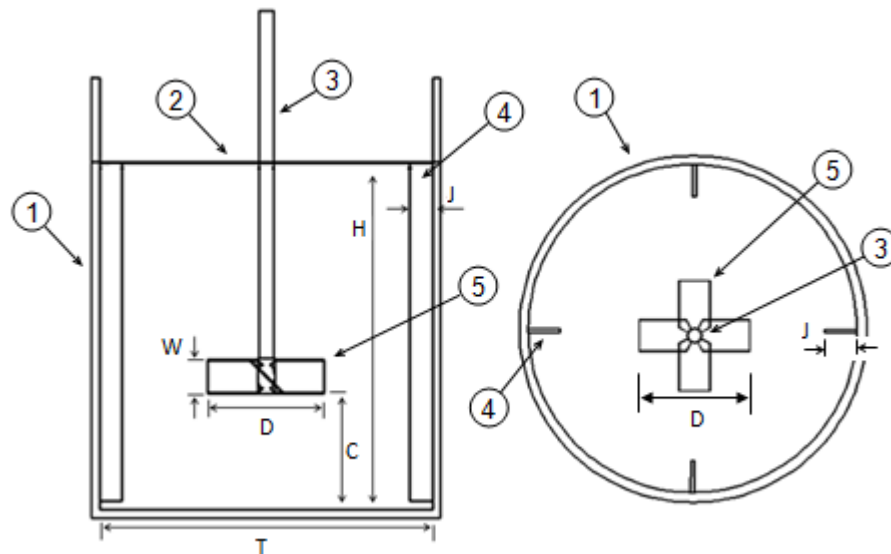


Figura 2. 1 - Partes do equipamento e relações geométricas fixadas inicialmente por Rushton, Costich e Everett (1950). 1: Tanque; 2: Nível do líquido; 3: Eixo do motor; 4: Chicanas ou defletores; 5: Impelidor tipo turbina de 4 pás inclinadas de 45°. $S_1 = D/T = C/T = 1/3$; $S_2 = C/D = 1$; $S_3 = L/D = 1/4$; $S_4 = W/D = 1/5$; $S_5 = J/T = 0,1$; $S_6 = H/T = 1$. (Adaptado de MORAES Jr.D; MORAES, M.S.,2011).

2.2.1 Tanques

Tanques cilíndricos verticais com fundo plano ou arredondado são os geralmente utilizados em sistemas de agitação. Os tipos cônicos e com filetes ilustrados Figura 2.2c e 2.2g, especificamente para serem empregados em sistemas que se pretende suspender sólidos foi estudado por Chudacek (1984). Na Figura 2.2 estão

apresentados alguns tipos de fundos para tanques cilíndricos. A escolha do tipo de tampo inferior depende da aplicação a ser realizada.

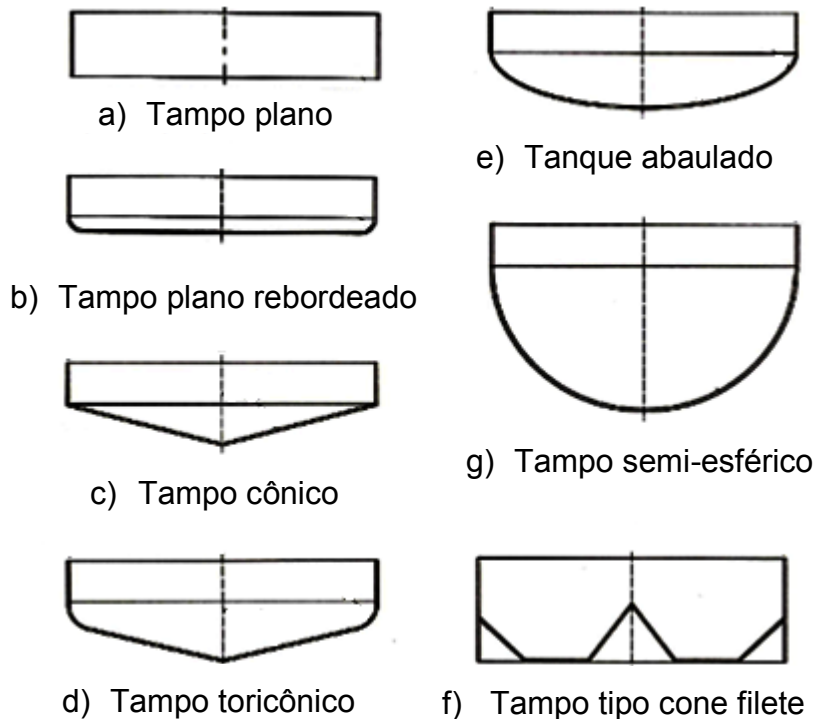


Figura 2. 2 - Esquema de tanques cilíndricos verticais com vários tipos de fundos (adaptada de JOAQUIM JR et al., 2007).

Os tanques com fundos planos ilustrados na Figura 2.2a e 2.2b são ineficientes quando o propósito é realizar a suspensão de sólidos, já que propiciam o acúmulo dos mesmos na periferia, junto às bordas do tanque (CHUDACEK, 1984).

De acordo com Chudacek (1984), um fundo cônico com um ângulo central entre as geratrizes de 45° é o menos indicado para suspender sólidos devido à necessidade de se girar o fluxo gerado pelo impelidor ao entrar em contato com o fundo em 135° , promovendo perda de grande parte de sua energia. Porém, é vantajoso para remoção de produto do tanque (MUSIL; VLK, 1978)

Tanque abaulados e semi-esféricos (Figura 2.2e e 2.2f, respectivamente) são muito utilizados por sua excelente resistência mecânica, geralmente em vasos submetidos a pressões negativas ou positivas.

Normalmente o formato das bases dos tanques utilizados nas pesquisas são os de Fundo plano (RAUTZEN et al., 1976; BOURNE; SHARMA, 1974; NIENOW, 1968; BALDI et al, 1978; RIEGER; DITL, 1994, dentre outros). Alguns autores (CHUDACEK, 1984; 1985; MUSIL; VLK, 1978) pesquisaram fundos alternativos para casos específicos. O fundo tipo cone-filete (Figura 2.2g) pesquisado por Chudacek (1984), é de formato apropriado para sólidos de difícil suspensão devido ao relevante papel do cone central na distribuição homogênea do fluxo gerado pelo impulsor, tendo em alguns casos uma economia de energia de mais de 50% em relação ao consumo gasto em um tanque com fundo de formato plano.

2.2.2 Tipos de impelidores

Os impulsores, também denominados de impelidores ou rotores normalmente são divididos em duas classes, aqueles que promovem corrente paralela com o eixo na saída da pá chamados de impelidores de fluxo axial e os que geram corrente na direção do raio ou perpendicular ao eixo na saída da pá, nomeados de rotores de fluxo radial. Apresenta-se na Figura 2.3 apresenta alguns tipos de impelidores.

Os tipos de impelidores normalmente utilizados em escoamento turbulento são o tipo naval (Figura 2.3a), tipo turbina com pás retas ou inclinadas (Figura 2.3c e 2.3e, respectivamente). Existem outros impulsores, mas os citados fazem parte de mais de 80% das aplicações industriais (JOAQUIM Jr. et al., 2007). A escolha de um, em detrimento de outros, está condicionada ao desempenho desejado.

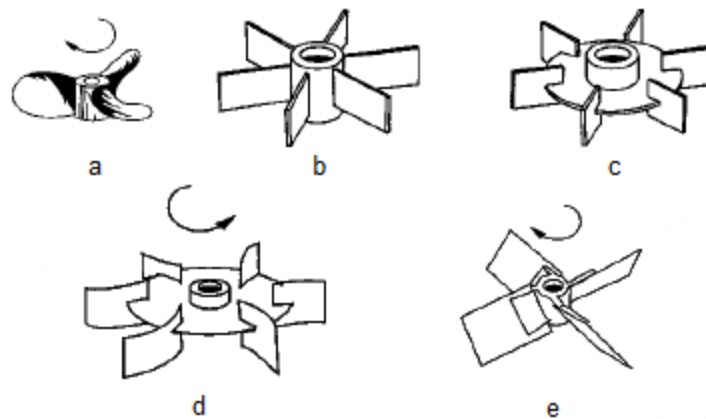


Figura 2. 3 - Tipos de impulsionadores (HEMRAJANI; TATTERSON, 2004): (a) hélice com três lâminas (axial); (b) turbina com seis pás retas (radial); (c) turbina com seis pás planas fixadas num disco (radial); (d) turbina com seis pás côncavas (misto); (e) turbina com quatro pás inclinadas (axial).

Os impelidores tipo naval (Figura 2.3a) são de fluxos axial e normalmente utilizados para líquidos de baixa viscosidade. Impulsionadores tipo turbina (Figura 2.3c e 2.3d) são utilizados em processos que necessitam de tensões de cisalhamento como em transferência de massa entre uma fase gasosa e uma fase líquida, e geram componentes de velocidades radiais e tangenciais.

2.3 Padrões de fluxo

O movimento do fluido durante a mistura depende do tamanho e geometria do tanque, do impelidor e chicanas, das propriedades físicas do fluido, principalmente da viscosidade (RUSHTON; COSTICH; EVERETT, 1950; McCABE; SMITH; HARRIOT, 2001).

Em geral existem dois padrões de escoamento em tanques com agitação mecânica, aquele que promove um fluxo axial na saída do impelidor (Figura 2.4a) e aquele que gera um fluxo radial na saída do rotor (Figura 2.4b). Padrões de fluxos gerados somente quando operados com chicanas (condição teórica). Ao se colocar as

chicanas, a hidrodinâmica fica caótica, sendo quase impossível observar um padrão axial e radial conforme observado na Figura 2.4.

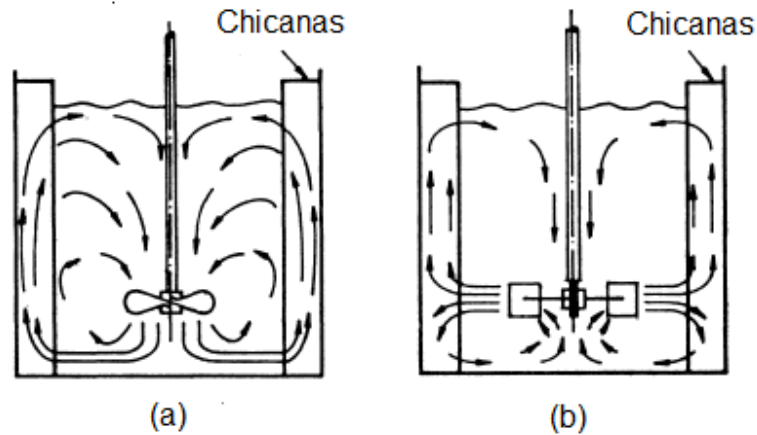


Figura 2. 4 - Padrões de escoamento em tanques com agitação mecânica. (a): rotor axial; (b): rotor radial (RUSHTON; OLDSHUE, 1953).

As chicanas (defletores) são acessórios muito utilizados na prática industrial, geralmente em número de quatro, arranjadas radialmente e a intervalos de 90°, em volta das paredes do tanque. O uso de chicanas tem por objetivo minimizar a criação de vórtices e melhorar a estabilidade mecânica do sistema (JOAQUIM Jr et al., 2007).

Na ausência de chicanas no tanque, ocorre um fluxo tangencial gerado pela ação do impulsor, ou seja, um movimento ao redor do eixo, criando um vórtice no líquido, como mostra a Figura 2.5 com um impelidor tipo axial. O mesmo padrão de fluxo é observado quando se utiliza um impelidor do tipo radial.

A relação entre o rotor e o fundo do tanque (C/T) influencia nos padrões de escoamento e com o resultado do processo (HEMRAJANI; TATTERSON, 2004), como visto na Figura 2.6.

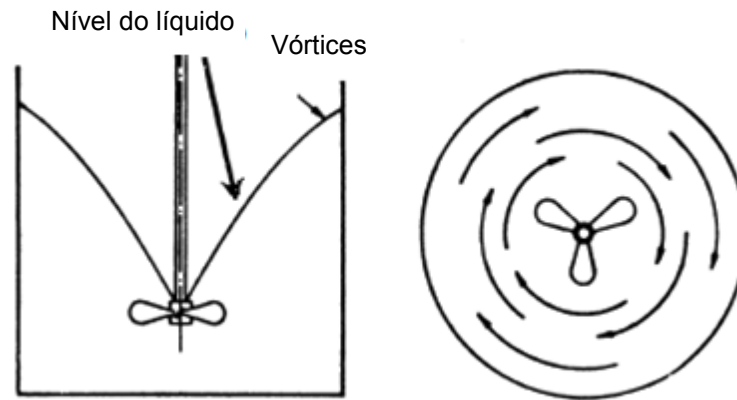


Figura 2. 5 - Esquema com agitação operando sem chicanas (RUSHTON; COSTICH; EVERETT, 1950).

Segundo Tatterson (1994), um impulsor do tipo axial operando muito próximo da base do tanque gera uma descarga radial quando operado com um impelidor do tipo axial com descarga descendente nas mesmas condições posicionado bem próximo do fundo do tanque, o mesmo irá promover um padrão de fluxo similar ao do impelidor radial, podendo resultar na redução da capacidade de bombeamento e aumento da taxa de cisalhamento (HEMRAJANI; TATTERSON, 2004). Estas condições não são favoráveis quando o objetivo do processo for manter sólidos em suspensão, já que o padrão de fluxo promovido pelo impulsor axial para esta operação é mais adequado do que o padrão de escoamento gerado pelo impulsor radial (ARMENANTE; NAGAMINE, 1998; SHARMA; SHAIKH, 2003; CHUDACEK, 1984).

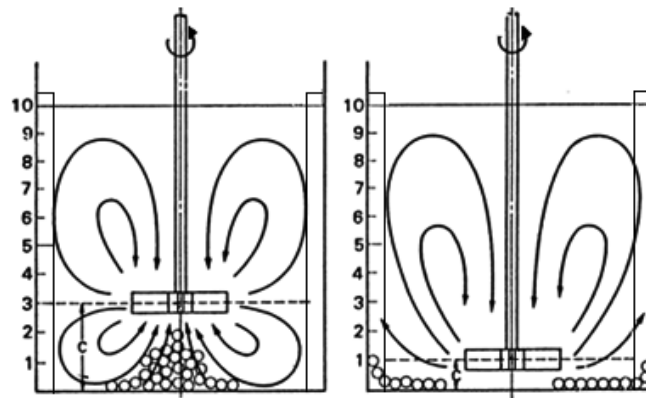


Figura 2. 6 - Influência da distância entre impelidor e o fundo do tanque no padrão de fluxo e suspensão de sólidos.

2.4 Capacidade de bombeamento do impelidor

Para que ocorra suspensão dos sólidos, a ação mecânica do impelidor atuante no meio deve promover um fluxo ascendente de polpa suficiente para vencer a tendência natural de sedimentação dos sólidos devido ao campo gravitacional da Terra, como ilustrado na Figura 2.7.

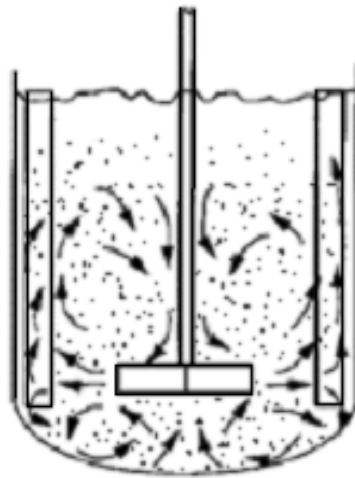


Figura 2. 7 - Circulação de polpa em tanque com agitação (Adaptada de HEMRAJANI; TATTERSON, 2004).

Dependendo do propósito do processo, é necessário priorizar o bombeamento ou o cisalhamento. Cerca de 80% das aplicações em agitação envolvem bombeamento, incluindo processos de mistura e suspensão de sólidos, como por exemplo, o condicionamento de polpa no processamento mineral. Porém, 20% das aplicações que envolvem cisalhamento são extremamente importantes, como nos processos de tratamento de efluentes, nas células de atrição e células de flotação onde se deseja dispersar bolhas de ar pelo volume da célula.

O bombeamento nas operações com tanques pode ser definido como a vazão de fluido deslocado por um impelidor rotativo (Figura 2.8).

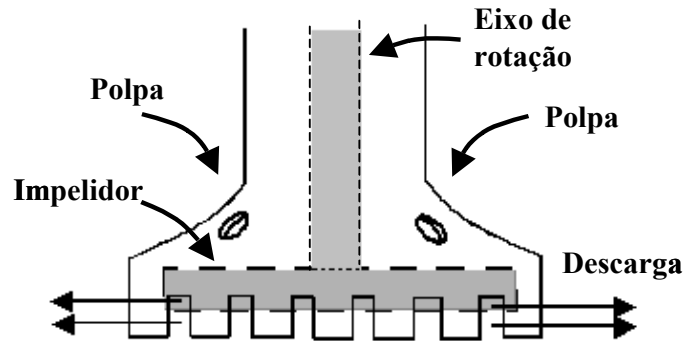


Figura 2. 8 - Descarga de fluido na região rotor/estator (LIMA; LEAL FILHO; BARBOSA, 2006)

A vazão volumétrica (Q_b) gerada pelo impelidor é proporcional à velocidade de rotação (N) e ao cubo do diâmetro do impelidor (D). Relação definida como número de bombeamento (N_Q) de acordo com a Equação 2.1.

$$N_Q = \frac{Q_b}{ND^3} \quad (2.1)$$

Em valores de Reynolds maiores que 10^4 o número de bombeamento é constante (KRESTA; WOOD, 1993). Quanto mais alta for a magnitude de N_Q apresentada pelo impelidor, maior será a capacidade de bombeamento da polpa dentro do tanque. Segundo Geisler, Buurman e Mersmann (1993), na maioria dos casos em que é requerido suspender sólidos o movimento do fluido é altamente turbulento ($Re > 10^4$), pois, abaixo desse escoamento ($Re < 10^4$) não há turbulência suficiente para suspender as partículas.

De acordo com Zlokarnik (2001), cada impelidor proporciona uma vazão de descarga, que é função da geometria, tamanho e rotação do impelidor.

Na literatura existe uma ampla faixa de valores de N_Q para diferentes tipos de impelidores em tanques com agitação mecânica. Alguns valores de número de bombeamento são mostrados na Tabela 2.1.

Tabela 2. 1 – Valores de número de bombeamento (N_Q) encontrados na literatura.

Tipos de impelidores	Magnitude de N_Q (adimensional)					
	Geisler, Buurman e Mersmann (1993)	Zlokarnik (2001)	McCabe, Smith e Harriott (2001)	Hemrajani e Tatterson (2004)	Dickey (2004)	Kumaresan e Joshi (2006)
Turbina de Rushton	-	-	1,30	0,72	-	0,75
Turbina- pás inclinadas (4 a 45°)	-	0,75	0,87	0,79	0,74	0,88
Hélice- tipo naval	0,50	-	0,50	0,40 - 0,60	-	-

2.5 Potência consumida em tanque com impulsor mecânico

Uma consideração importante no projeto de tanque com agitação é a potência transferida do impelidor para o fluido. Estimar a potência consumida (P) no eixo pode ser realizada a partir da relação advinda da análise adimensional, a partir do conhecido, Teorema Pi de Buckingham (BENNETT; MYERS, 1978), e também por medidas experimentais de torque com sistemas em balanço.

2.5.1 Previsão da potência consumida

A potência consumida em tanques com agitação mecânica pode ser estimada a partir da Equação 2.2, semi empírica.

$$N_p = \frac{P}{D^5 \cdot N^3 \cdot \rho} \quad (2.2)$$

Em que: N_p é o número de potência, adimensional; P é a potência consumida; N é a rotação em rps; D é o diâmetro do impulsor mecânico em metros; ρ é a massa específica do fluido em kg/m^3 .

O adimensional (N_p) denominado de número de potência é obtido em geral como função do número de Reynolds (Figura 2.9). Tal curva obtida em laboratório ou em planta piloto é muito utilizada para a estimativa da potência em tanques industriais. Curvas de N_p em função do N_{Re} encontradas na literatura para diferentes impelidores são aplicáveis a líquidos newtonianos para a geometria do tanque em que foi testada.

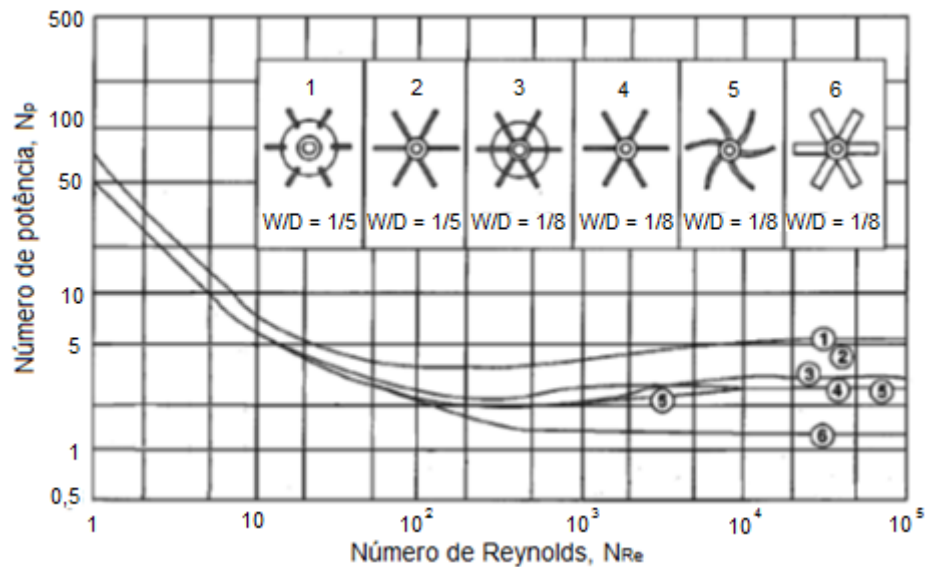


Figura 2. 9 - Número de potência em função do número de Reynolds para vários impelidores do tipo radial com chicana 1/10 do diâmetro do tanque (adaptada de RUSHTON; COSTICH; EVERETT, 1950).

Na tabela 2.2 podem ser vistos alguns valores encontrados na literatura para o número de potência (N_p), e N_{Re} acima de 10^4 .

2.5.2 Determinação experimental da potência consumida com motor ou tanque em balanço

A determinação experimental da potência consumida no eixo do impelidor pode ser realizada por medida de torque, com o motor ou tanque em balanço (solto, apoiado sobre rolamentos), e calculada através da Equação 2.3.

Tabela 2. 2 – Valores de número de potência (N_p) mencionados na literatura.

Tipos de impelidores	Magnitude de N _p (adimensional)							
	Rushton, Costich e Everett (1950)	Barresi e Baldi (1987)	Raghava Rao e Joshi (1988)	Geisler, Buurman e Mersmann (1993)	McCabe, Smith e Harriott (2001)	Hemrajani e Tatterson (2004)	Dickey (2004)	Kumaresan e Joshi (2006)
Turbina de Rushton	6-6,30	4,80	4,92	-	5,80	-	5,46	
Turbina- pás inclinadas (4 a 45°)	-	1,20	-	-	1,27	1,27	1,37	1,30
Hélice- tipo naval	0,32	-	-	0,50	0,50	-	-	-

$$P = F \cdot b \cdot \frac{2 \cdot \pi \cdot N}{60} \quad (2.3)$$

Sendo: P a potência em Watts; F a força em N (medida por um dinamômetro); N a rotação em rpm; b o braço, distância radial do centro do eixo até o ponto de acoplamento do dinamômetro, ou peso de massa conhecida.

A força pode ser medida por um dinamômetro acoplado a um braço no tanque ou motor em balanço.

No trabalho de Ghothi e colaboradores (2013) a potência consumida é avaliada por uma célula de carga. Quando uma força é aplicada a ela, a mesma produz um sinal que é relativo a força aplicada. O esquema do conjunto experimental utilizado e detalhes da célula de carga podem ser observados na Figura 2.10.

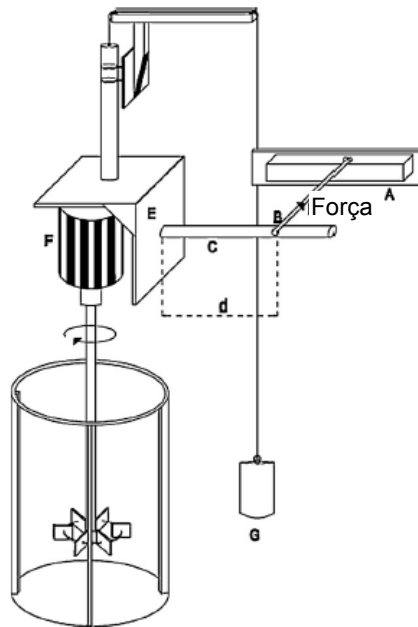


Figura 2. 10 - Tanque dotado de impulsor radial e célula de carga para avaliação da potência consumida (GHOTHI et. al., 2013)

2.6 Suspensão de sólidos em tanques com agitação

Independentemente do objetivo, quando se trabalha com suspensão de sólidos, as variáveis físicas do sólido e do líquido que mais influenciam no desempenho do processo, são a massa específica, a distribuição granulométrica, a forma do sólido, a concentração da fase sólida, a massa específica e a viscosidade das fases envolvidas (JOAQUIM Jr. et al., 2007). Um importante efeito da adição de partículas sólidas em fluido é a influência da viscosidade do sistema (WASP et al., 1979), e devido à carência de informações relativas ao comportamento reológico de polpas com granulometria típica de operações unitárias de processamento mineral, a estimativa da viscosidade da polpa é obtida, a partir de equações válidas para esferas rígidas, e não propriamente para outros tipos de formas de partículas. A equação 2.4 sugerida por Roscoe (1952) pode ser utilizada para estimar a viscosidade de polpas minerais.

$$\mu^0 = \mu \cdot (1 - \phi)^{-2,5} \quad (2.4)$$

Em que μ° é a viscosidade dinâmica da polpa; μ a viscosidade da água na temperatura em que a polpa se encontra e Φ a fração volumétrica ocupada pelo sólido na polpa ($0 \leq \Phi \leq 0,3$).

E para que haja a suspensão, a movimentação ascendente de sólidos causada pelo impelidor deve sobrepujar a força descendente causada pela tendência natural dos sólidos à sedimentação. Para isso, é necessário o conhecimento da velocidade terminal de sedimentação do sólido, sendo esta a velocidade constante atingida pela partícula quando lançada num fluido inicialmente em repouso (MASSARANI 2002). O cálculo da velocidade terminal de sedimentação é realizado através da Equação 2.5, independentemente do regime de escoamento (McCABE; SMITH; HARRIOT, 2001).

$$V_t = \left[\frac{4 \cdot g \cdot d_p^{1+n} (\rho_s - \rho_L)}{3 \cdot b_1 \mu^n \rho_L^{1-n}} \right]^{\frac{1}{2-n}} \quad (2.5)$$

Sendo b_1 e n parâmetros que caracterizam o regime de escoamento; g a aceleração da gravidade; d_p o diâmetro da partícula; ρ_s e ρ_L as massas específicas do sólido e do líquido, respectivamente; μ a viscosidade dinâmica do líquido, e; v_t a velocidade terminal da partícula. Os parâmetros b_1 e n podem ser obtidos a partir do cálculo do parâmetro K , expresso na Equação 2.6.

$$K = d_p \left[\frac{g \cdot \rho_L (\rho_s - \rho_L)}{\mu^2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (2.6)$$

Conhecendo o valor de K , consulta-se a Tabela 2.3 para se determinar b_1 e n , levando-os na Equação 2.5.

Tabela 2. 3 - Parâmetros b_1 e n de acordo com o critério K (McCABE; SMITH; HARRIOT, 1993)

Valores de K	Re_p	Regime de Escoamento	b_1	n
$K < 3,3$	$Re_p < 1,9$	Regime laminar (Stokes)	24	1
$3,3 < K < 44$	$1,9 < Re_p < 500$	Regime de transição	18,5	0,6
$44 < K < 2360$	$500 < Re_p < 2 \times 10^5$	Regime turbulento (Newton)	0,44	0

2.6.1 Estado de suspensão

Há vários objetivos quando se trabalha com sólidos em suspensão em tanques com impulsores mecânicos (McCABE; SMITH; HARRIOT, 2001; HIMMELSBACH et al., 2006). Em processos de lavagem ou dissolução de sólidos o estado de suspensão completa pode ser suficiente. Já em processos com operações contínuas ou vários tanques em série a homogeneidade do sistema é requerida.

Com o aumento da rotação do impelidor um melhor grau de homogeneidade é alcançado (HIMMELSBACH et al., 2006) como mostrado na Figura 2.11.

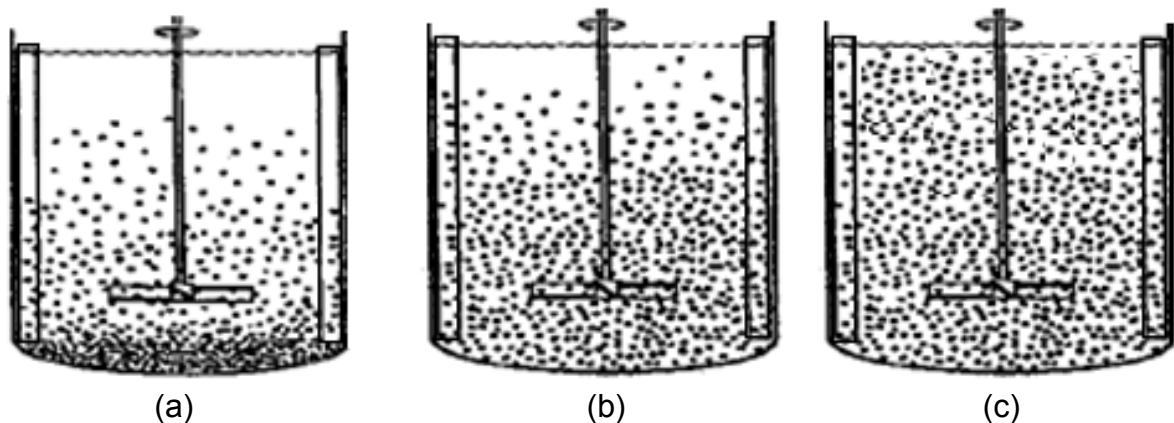


Figura 2. 11 - Níveis de suspensão. (a) parcial: há sólido no fundo do tanque; (b) completa: não há sólido no fundo; (c) uniforme: sólido bem disperso (HEMRAJANI; TATTERSON; 2004).

2.6.1.1 Suspensão incompleta

No caso de suspensão incompleta, parte da fase sólida permanece depositada no fundo do tanque ou desliza pela superfície do mesmo. Uma pequena quantidade de filetes estacionários de sólidos fica na base do tanque ou sua periferia como ilustrado a Figura 2.12, onde somente um fluxo de fluido estagnado existe. Essa condição, porém, é suficiente para a dissolução de sólidos altamente solúveis.

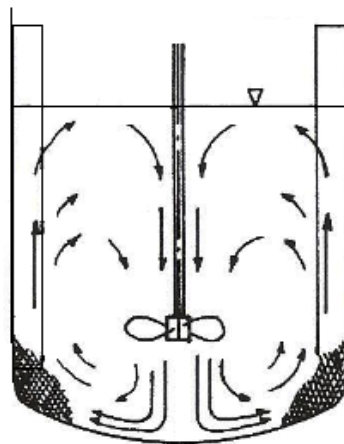


Figura 2. 12 - Suspensão de sólidos com partículas sedimentadas (KNEULE,1985).

2.6.1.2 Suspensão completa

A suspensão é definida como completa quando nenhuma partícula sólida permanece no fundo do tanque por mais do que um ou dois segundos (ZWIETERING, 1958), critério conhecido como rotação crítica de suspensão ou “Critério 1-s”, que constitui uma situação desejável para se obter suspensão completa. Nível desejável na maior parte dos sistemas líquido-sólido. Quando esta condição é alcançada, geralmente há gradientes de concentração de sólidos na direção axial do tanque, havendo uma região de líquido claro na parte superior do tanque. Esse gradiente terá pouca influência

no desempenho do processo quando se tratar de dissolução de sólidos ou reação química e o coeficiente de transferência de massa não aumentará muito com aumentos adicionais da velocidade do impelidor (McCABE; SMITH; HARRIOT, 2001).

2.6.1.3 Suspensão homogênea

Para obter certo grau de homogeneidade em um tanque com agitação, não basta que as partículas sólidas estejam suspensas, elas devem estar distribuídas uniformemente por todo o volume de líquido do tanque (BUURMAN; RESOORT; PLASCHKES, 1986). Esta condição é particularmente desejável quando um fluxo contínuo e representativo de sólidos do sistema é necessário, por exemplo, quando tanque com agitação for utilizado para alimentar continuamente um reator químico.

Para que um alto grau de homogeneidade da suspensão seja alcançado, é necessário uma rotação em torno de 50% da rotação crítica de acordo com Van der Westhuizen e Deglon (2007), conseqüentemente uma maior potência consumida (GEISLER; BUURMAN; MERSMANN, 1993).

2.6.2 Critérios para rotação crítica de suspensão

Um importante aspecto no projeto de aparatos para trabalhar com suspensão de sólidos é a determinação do estado em que todas as partículas estarão adequadamente suspensas.

A determinação da rotação crítica de suspensão é de grande valia, pois antes dessa condição ser alcançada a área superficial total das partículas não está sendo eficientemente utilizada, e acima dessa velocidade o resultado em processos como dissolução e troca iônica aumenta lentamente, ocasionando desperdício de energia (NIENOW, 1968).

Zwietering (1958) desenvolveu uma das primeiras compreensíveis correlações de N_{js} (VAN DER WESTHUIZEN; DEGLON, 2007). O autor desenvolveu uma correlação para sistema não aerado para determinar a rotação crítica do impelidor para diversas condições do sistema, objetivando o estudo de ampliação de escala, variando o tamanho do tanque, geometria do rotor, concentração, densidade e diâmetro da partícula sólida, e densidade e viscosidade do líquido, como expresso na Equação 2.7.

$$N_Z = \frac{Sv^{0,1}d_p^{0,2}B^{0,13}\left[g\left(\frac{\rho_s-\rho_L}{\rho_L}\right)\right]^{0,45}}{D^{0,85}} \quad (2.7)$$

Em que S é um parâmetro geométrico adimensional, função de variáveis geométricas (D/T, C/T, tipo de impelidor); ν é a viscosidade cinemática; d_p é o diâmetro da partícula sólida; B é a razão entre a massa de sólidos e a massa de água, em percentagem; g é a aceleração da gravidade; ρ_s e ρ_L são respectivamente, as massas específicas do sólido e do líquido, e; D é o diâmetro do impulsor.

A partir do estudo realizado por Zwietering, muito tem sido investigado no assunto. Alguns estenderam os estudos com a correlação de Zwietering em termos de variáveis ou tipos de impelidores, considerando o efeito de cada variável independente da outra (NIENOW, 1968; RAGHAVA RAO; REWATKAR; JOSHI, 1988). Expressões empíricas similares à de Zwietering, mas com os dados experimentais correlacionados por regressão não-linear múltipla foram sugeridas por Chudacek (1986). Modelos semi-teóricos gerais também foram propostos (NARAYANAN et al., 1969; MUSIL; VLK, 1978; GATES; MORTON; FONDY, 1976; BALDI; CONTI; ALARIA, 1978; BUURMAN; RESOORT; PLASCHKES, 1986; MOLERUS; LATZEL, 1987a,b; WICHTERLE, 1988; RIEGER; DITL, 1992).

Nienow (1968) pesquisou a influência da distância entre o impulsor e o fundo do tanque utilizando rotor tipo turbina de seis pás planas, usando como base a correlação de Zwietering. O autor constatou que a suspensão é alcançada de maneira mais eficiente com impelidores posicionados com altura relativa à base do tanque (Figura 2.1) pequena (C/T= 1/7). Porém, atenção deve ser tomada quando se aumenta

o tamanho do rotor já que no cálculo da potência consumida o diâmetro do impulsor é elevado à quinta potência (Equação 2.2).

Narayanan e colaboradores (1969) propuseram uma expressão teórica para a rotação crítica (N_{js}), derivada de um balanço das forças verticais atuantes na partícula, sendo que a força descendente é causada pelo campo gravitacional da terra e a força ascendente devido ao arraste provocado pelo componente vertical da velocidade do fluido.

Gates, Morton e Fondy (1976) criaram uma escala para diversos níveis de agitação, e estabeleceram relações capazes de calcular a rotação do impelidor gerando o nível de agitação desejado nos tanques.

Baldi, Conti e Alaria (1978) concluíram que a suspensão dos sólidos ocorre devido às perturbações turbulentas, e não ao campo de velocidade médio existente próximo a base do tanque. Assumindo que existem turbilhões de determinado tamanho crítico que são capazes de arrancar as partículas que estão em repouso. Turbilhões com escala menor que o tamanho crítico não possui energia suficiente para mover as partículas sólidas do fundo do tanque, turbilhões maiores que o crítico possuem menor frequência, tendo menor probabilidade de colidir e suspender as partículas.

Utilizando balanços de energia cinética, Musil e Vlk (1978) analisaram o efeito da altura do impelidor em relação à base do tanque para rotor do tipo axial em tanques com fundo tipo cônico. Eles identificaram duas diferentes regiões: uma em que a distância entre o rotor e o fundo do tanque (C/T) não teve efeito sobre a rotação crítica, e outra em que uma dependência linear da rotação crítica sobre a relação C/T foi observada. Mais tarde, Musil, Vlk e Jiroudková (1984) estenderam este trabalho para um tanque com fundo cônico truncado, ou seja, com se um cone fosse cortado pela metade na direção horizontal. Entretanto, a relação C/T foi afetada pelo formato do fundo devido à recirculação forçada, gerando filetes (CHUDACEK, 1985).

Conti, Sicardia e Specchia (1981) propuseram correlações empíricas baseadas no estudo de Baldi et al. (1978), em que a rotação crítica pode ser encontrada como uma função quadrática complexa da relação (C/T), para turbinas de disco com oito pás.

Molerus e Latzel (1987a) definiram um critério denominado de estado de suspensão suficiente, estado alcançado quando não se encontram traços de partículas sólidas se movendo na base do tanque. Em seus estudos foram utilizadas células de condutividade postas no fundo do tanque com o intuito de monitorar a concentração de sólidos. Os autores empregaram equações matemáticas para prever a suspensão de partículas finas, critério este baseado na camada limite.

Os mesmos autores (MOLERUS; LATZEL, 1987b) propuseram um modelo para suspensão de partículas grossas, tomando como princípio equações da teoria de fluidização.

Em um extensivo estudo de suspensão de sólidos usando turbinas com pás inclinadas (RAGHAVA RAO; REWATKAR; JOSHI, 1988), uma correlação foi proposta em que o efeito de variáveis físicas e geométricas foram incluídas, mas a relação (C/T) não foi inclusa. Tal parâmetro é de grande importância, devido à relação com os padrões de fluxo gerados e economia de energia (NAGATA, 1975; NIENOW, 1968; BALDI; CONTI; ALARIA, 1978; TATTERSON, 1994; CONTI; SICARDIA; SPECCHIA, 1981).

Wichterle (1988) propôs um modelo para estimar a rotação crítica de suspensão de sólidos baseado na comparação da velocidade terminal de sedimentação com a velocidade característica atuante na partícula no fundo do tanque. Modelo segundo o próprio autor (Wichterle), simples e com resultados satisfatórios em comparação com dados da literatura.

Rieger e Ditzl (1994) desenvolveram um modelo semi-empírico para descrever a suspensão de sólidos, baseando-se nas equações da continuidade e em diferentes regimes de escoamento (transição e turbulento).

Armenante e Nagamine (1998) propuseram equações para a rotação crítica (N_{js}) em que um número de variáveis, especialmente a relação C/T e o diâmetro do impulsor, foram incluídas. Tal investigação teve como foco a determinação da rotação crítica de suspensão e potência dissipada requerida para impelidores operando com distâncias relativamente pequenas ($0,021 \leq C/T \leq 0,25$). As equações de regressão que incorporadas à dependência exponencial da rotação crítica na relação (C/T), obtiveram melhores ajustes quando comparadas com a dependência linear.

Armenante, Nagamine e Susanto (1998) deram seqüência ao trabalho de Armenante e Nagamine (1998), porém, utilizando distâncias relativamente maiores do impulsor em relação ao fundo do tanque ($0,13 < C/T < 0,40$), comparando o efeito do parâmetro geométrico S definido sem auxílio de gráficos via regressão com aqueles obtidos empiricamente por Nienow (1968) e Zwietering (1958), obtiveram bons resultados em comparação com a literatura.

O modelo utilizado por Kraume e Zehner (2002) procede de um estado de suspensão de sólidos homogênea. Estado alcançado quando os sólidos em suspensão chegassem a 90% do nível total do líquido. A descrição física dessas condições é baseada no balanço de energia mecânica para as duas fases envolvidas.

Sharma e Shaikh (2003) desenvolveram correlações para a rotação crítica e potência crítica de suspensão de sólidos incorporando o efeito da distância entre o rotor e o fundo do tanque. Eles analisaram três regiões e propuseram duas equações, já que a terceira região ($C/T > 0,35$) não foi considerada importante industrialmente pelos autores. Na primeira região ($D/T < 0,35$, $C/T < 0,1$) a rotação e a potência crítica permaneceram constantes, já na segunda região ($0,35 > C/T > 0,1$) houve um aumento na rotação e na potência com o aumento da altura do impelidor. Segundo os próprios autores, com o aumento da distância do impelidor em relação ao fundo do tanque, a energia disponível para suspender as partículas do fundo diminui, com isso compromete o rendimento do impulsor.

Van der Westhuizen e Deglon (2008) e Lima, Deglon e Leal Filho (2009) investigaram a rotação crítica de suspensão de sólidos em sistema trifásico (células de flotação), em estudos baseados no critério de Zwietering, foi adicionado à correlação um parâmetro relacionado à aeração do sistema. Os dados experimentais de Lima, Deglon e Leal Filho (2009) da rotação crítica de suspensão nas células em escala de bancada também foram comparados com os resultados de uma célula mecânica de flotação em escala piloto.

Recentemente, simulações foram realizadas, utilizando modelo computacional de fluidodinâmica (CFD) para prever a rotação crítica de suspensão em tanques com agitação, obtendo bons resultados quando comparados com dados da

literatura (SAHU et al., 1999; CEKINSKI apud JOAQUIM Jr et al., 2007; MURTHY; GHADGE; JOSHI, 2007).

2.6.3 Distribuição de sólidos em tanques com agitação

Em algumas operações contínuas, além da rotação crítica de suspensão (N_{js}), é necessário o conhecimento da distribuição das partículas sólidas, sendo normalmente necessário que essas partículas estejam uniformemente dispersas por todo o volume de líquido do tanque (YAMAZAKI; TOJO e MIYANAMI, 1986). Em alguns casos as características do produto dependem da qualidade da suspensão. O excesso de turbulência, causado pela alta rotação do impelidor, e a imperfeição na suspensão de sólidos, podem provocar um baixo rendimento no processo, além do consumo excessivo de energia.

Uma maneira de avaliar o “*status*” de suspensão dentro de tanques com impulsores mecânicos é através de medidas de concentração de sólidos em varias alturas na direção axial e radial, gerando um perfil de concentração de sólidos. Desta maneira, um gráfico da concentração de sólidos em função da altura do tanque, permite a visualização da distribuição de sólidos ao longo das direções axial e radial dentro do tanque. A Figura 2.13 ilustra um exemplo de perfil de concentração axial de sólidos.

Normalmente os estudos são realizados na direção axial, negligenciando a direção radial por não haver variação significativa (YAMAZAKI; TOJO; MYANAMI, 1986; BARRESI; BALDI, 1987; KUZMANIC; RUSIC, 1999). No perfil radial, Barresi e Baldi (1987) observaram um gradiente de concentração de sólidos elevado na zona abaixo do impelidor, porém na parte superior um bom grau de homogeneidade foi encontrado, como ilustrado na Figura 2.14.

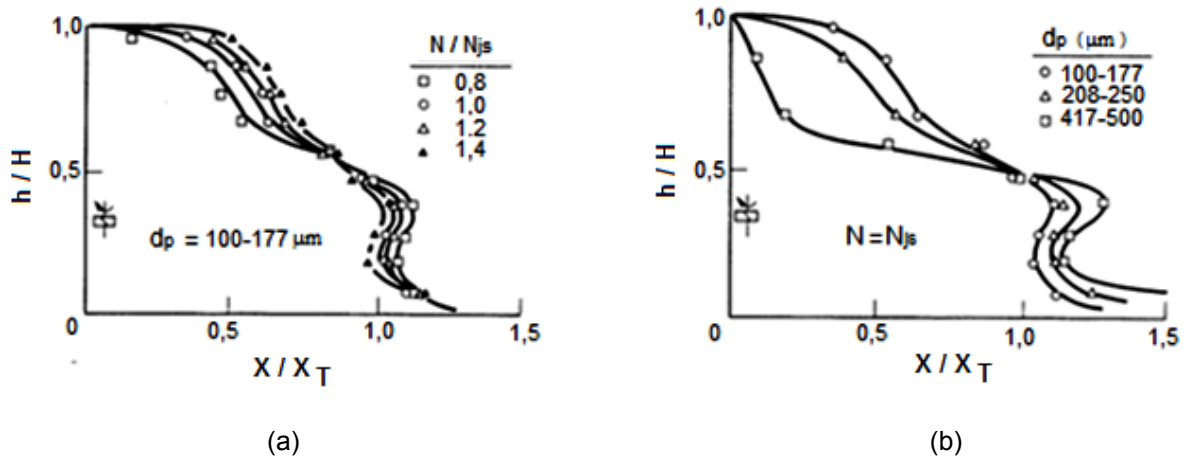


Figura 2. 13 - Concentração de sólidos em função da altura do tanque para turbina de pás inclinadas; (a) com variação da rotação do impulsor; (b) com variação do diâmetro da partícula (BARRESI; BALDI, 1987).

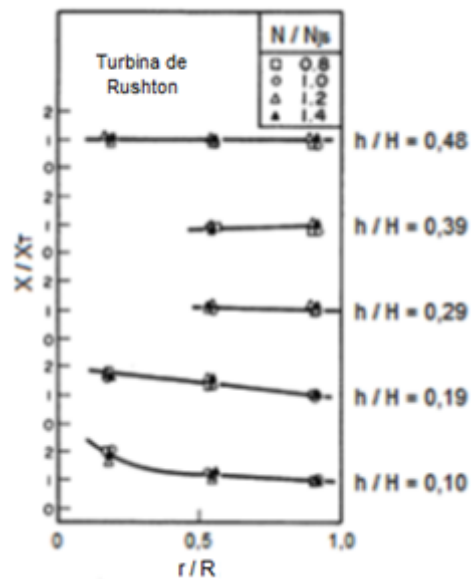


Figura 2. 14 - Perfil de concentração radial (eixo do impulsor no ponto 0) de sólidos com vários níveis de rotação para turbina de Rushton (BARRESI; BALDI, 1987).

A medida da concentração de sólidos é normalmente realizada através da remoção de pequenas amostras do sistema. O objetivo de tal amostragem é obter uma quantidade de amostra significativa ou idêntica em relação ao sistema, em cada ponto coletado (NASR-EL-DIN; MacTAGGART; MASLIYAN, 1996). Rushton apud Barresi e Baldi (1987), sugeriu que o perfil de concentração de sólidos deve ser calculado perto

da parede lateral do tanque, cerca de 5% do diâmetro do tanque, devido ao efeito de parede. E a medida que se aproxima do eixo do rotor há um aumento da concentração de sólidos, principalmente na parte inferior do tanque (BARRESI; BALDI, 1987).

A relação entre a concentração de sólidos no tanque e a que está no tubo de retirada de amostra, depende da posição e formato do amostrador, além da velocidade de amostragem (NASR-EL-DIN; MacTAGGART; MASLIYAH, 1996; KUZMANIC; RUSIC, 1999).

Entretanto, amostragem representativa é extremamente difícil de ser obtida em tanques com agitação (Nienow, 1985) devido à diferença de inércia entre o fluido e partículas de diferentes tamanhos e densidades (NASR-EL-DIN, 1987).

De acordo com Nienow (1985), tal retirada de amostra deve ser realizada em condições isocinéticas, ou seja, a amostragem deve ser feita numa região onde o fluido e as partículas se movimentam em uma velocidade de mesma magnitude e direção, e a velocidade de amostragem também deve ser desta mesma magnitude e direção.

Mesmo com essas sérias deficiências, a retirada de amostras de tanques para determinar a concentração de sólidos é um método muito utilizado (BALDI; CONTI; GIANETTO, 1981; BUURMAN; RESOORT; PLASCHKES, 1986; BARRESI; BALDI, 1987 a,b; MacTAGGART; NASR-EL-DIN; MASLIYAH, 1993; NASR-EL-DIN; MacTAGGART; MASLIYAH, 1996; KUZMANIC; RUSIC, 1999).

Normalmente ensaios de coleta de amostras são realizados com auxílio de um tubo posicionado na parede lateral do tanque acoplado a uma bomba peristáltica (Figura 2.15), tornando o aparato com um custo elevado, além de necessitar grande quantidade de amostra (BARRESI; BALDI, 1987 a,b; NASR-EL-DIN; MacTAGGART; MASLIYAH, 1996; KUZMANIC; RUSIC, 1999) ou métodos óticos (YAMAZAKI; TOJO; MYANAMI, 1986; SHAMLOU; KOUTASAKOS, 1989) não usuais em tanques de condicionamento, já que são restritos a concentrações volumétricas relativamente baixas, menores que 1 ou 2%.

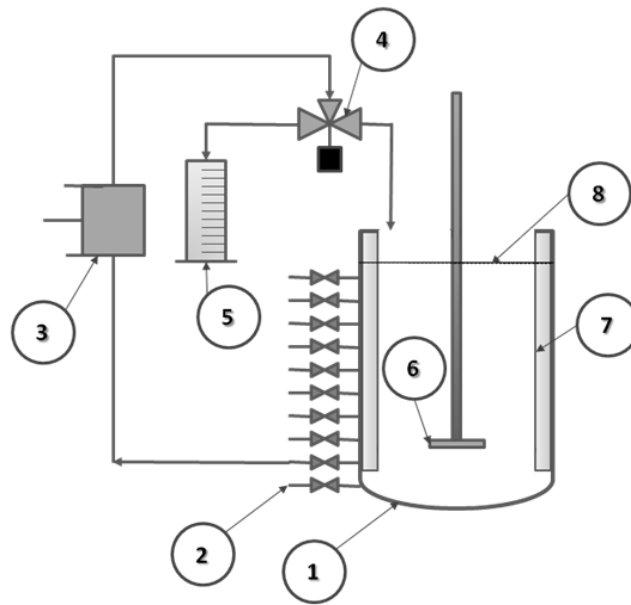


Figura 2. 15 – Coleta de amostras em tanques. 1) Tanque; 2) Pontos de amostragem; 3) Bomba peristáltica; 4) Válvula de solenoide; 5) Amostrador; 6) Impulsor; 7) Chicanas; 8) Nível do líquido (adaptado de BARRESI; BALDI, 1987).

Nasr-El-Din, MacTaggart e Masliyah (1996) realizaram comparações entre testes realizados com sonda de condutividade e o método tradicional de retirada de amostras com diferentes formatos de sondas de coleta. Esta técnica foi utilizada para avaliar os erros associados com as varias técnicas para coleta de amostras, além de medir o perfil de concentração de sólidos em tanques com agitação com alta concentração de quartzo (30% em volume). Os autores encontraram bons resultados, porém, alertando que muito cuidado deve ser tomado quando o método de condutividade for utilizado, devido à variação de resistência ao se utilizar um sólido não condutor com líquido condutor (água de torneira, por exemplo).

2.6.3.1 Modelo de sedimentação-dispersão de sólidos em tanques com agitação mecânica

Barresi e Baldi (1987) propuseram um modelo matemático, denominado de Modelo de Sedimentação-Dispersão de Sólidos que parte de algumas hipóteses simplificadoras como:

- A) não há gradiente de concentração radial dentro do tanque;
- B) a turbulência é homogênea e isotrópica;
- C) à fase sólida é válida a mecânica do contínuo.

Com as hipóteses simplificadoras e partindo da equação da continuidade escrita na forma de um gradiente na coordenada axial, realizando um balanço de massa entre as forças ascendentes e descendentes atuantes na partícula obtiveram a Equação 2.8, que a partir de um tratamento matemático simples tem-se a Equação 2.9, permitindo descrever a distribuição axial de sólidos no interior do tanque.

$$v_t - X_h + D_s \left(\frac{dX_h}{dh} \right) = 0 \quad (2.8)$$

$$\frac{d \ln X_h}{dh} = \frac{-v_t}{D_s} \quad (2.9)$$

Em que v_t é a velocidade terminal do sólido; X_h é a percentagem de sólidos a uma determinada altura; D_s representa o coeficiente de difusão turbulenta dos sólidos. Analisando a Equação 2.9, mostra que a partir do perfil de concentração de sólidos em várias alturas medido no tanque com agitação (tanque de condicionamento), é possível construir um gráfico que ilustra a variação do logaritmo da concentração em função da altura, onde a inclinação da curva será a velocidade de sedimentação (v_t) em função do coeficiente de difusão turbulenta.

Tal modelo possibilita a identificação dos limites das zonas turbulentas (zona turbulenta) e calmas (quiescentes) dentro de um tanque com impulsor mecânico, como demonstrado na Figura 2.16.

Para calcular o grau de homogeneidade do sistema, utiliza-se normalmente o parâmetro denominado qualidade de suspensão, definido como a relação entre o desvio padrão e a média do perfil de concentração, como proposto por Bohnet e Niesmak apud Chudacek (1986), expresso pela eq. 2.10.

$$\sigma_{\text{rel}} = \sqrt{\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left(\frac{X}{\bar{X}} - 1 \right)^2} \quad (2.10)$$

Em que n representa o número de pontos de amostragem; X é a concentração em cada cota; \bar{X} é a concentração média em cada perfil.

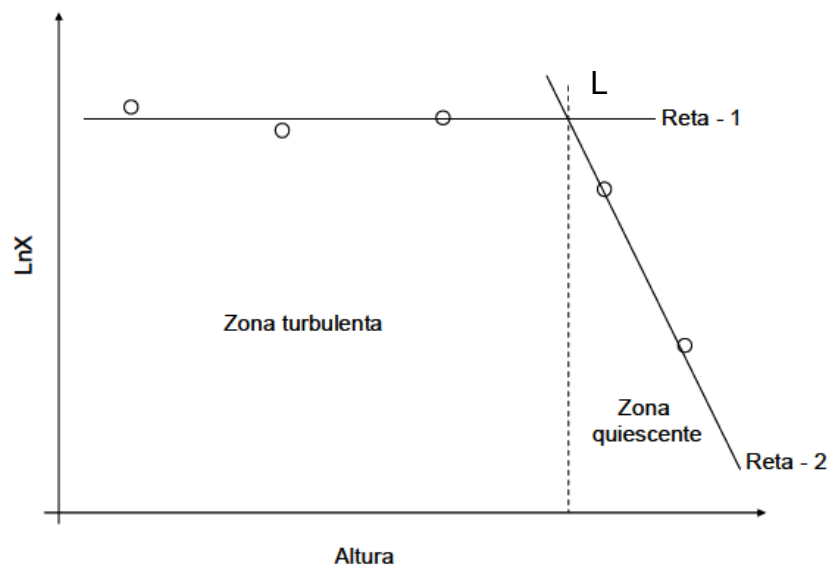


Figura 2. 16 – Ilustração da determinação do limite entre a zona turbulenta e a zona quiescente dentro de tanques com impulsores mecânicos; L (limite entre a zona quiescente e turbulenta). (LIMA, 2009).

Schubert (1999), em sua discussão sobre o modelo de sedimentação-dispersão, utilizou o número de Peclet modificado (N_{pe^*}), expresso na Equação 2.11,

para definir três diferentes tipos de distribuição vertical de sólidos em tanques com agitação:

- 1) Alta v_t e baixo D_s ($N_{pe^*} > 100$) levam ao aterramento do tanque;
- 2) Baixa v_t e alto D_s ($N_{pe^*} < 0,1$) levam a uma distribuição homogênea ao longo do volume do tanque;
- 3) Situações entre esses dois extremos levam a uma queda exponencial da concentração de sólidos do topo para o fundo do tanque.

$$N_{Pe^*} = T \cdot \frac{v_t}{D_s} \quad (2.11)$$

Sendo: T o diâmetro do tanque; v_t a velocidade de sedimentação das partículas e D_s o coeficiente de difusão turbulenta.

2.7 Ampliação de escala em tanques com agitação

Um dos maiores problemas em lidar com suspensões de sólidos é a determinação de um projeto confiável de ampliação de escala de tanque em tamanho de laboratório ou piloto para um tanque industrial (GEISLER, 1993), possivelmente devido à dificuldade de se manter constantes todas as relações de fluxo e cisalhamento no processo de “scale-up”. Sendo os principais parâmetros os geométricos, dinâmicos e cinemáticos (COULSON; RICHARDSON, 2004; JOAQUIM Jr. et al., 2007). Realizar ampliação de escala geralmente é um processo difícil e de alto custo, sendo em alguns casos praticamente impossível (COUPER et al., 2005). Normalmente se utilizam recursos como a semelhança geométrica entre os equipamentos como mostrado na Figura 2.16, no qual todas as relações entre as dimensões importantes do tanque menor como o diâmetro do impelidor e do tanque, altura do nível do líquido, entre outras, são mantidas constantes no tanque maior (RAUTZEN; CORPSTEIN; DICKEY, 1976; JOAQUIM Jr. et al., 2007).

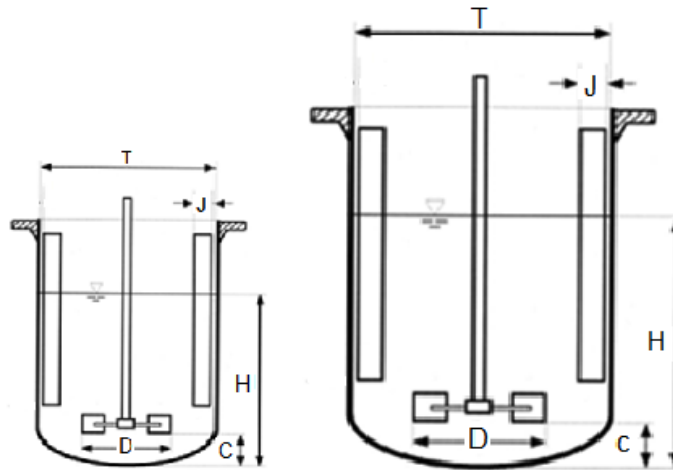


Figura 2. 17 - Similaridade geométrica entre tanques de diferentes volumes (Adaptada de RAUTZEN; CORPSTEIN; DICKEY, 1976).

Parâmetros globais de ampliação de escala baseados em análise adimensional, são apresentados na literatura por Nagata (1975), como a constância do número de Reynolds, da capacidade de bombeamento do impelidor, da relação potência por volume, e também reportados por outros autores (CONNOLLY; WINTER, 1969; WERNERSSON; TRAGARDH, 1999; BADINO Jr; SCHMIDELL, 2001; dentre outros), e há também correlações empíricas como a proposta por Rautzen, Corpstein e Dickey (1976), aplicadas a sistemas geometricamente similares, que para suspensão de sólidos, foi encontrado um expoente de $\frac{3}{4}$ para a relação da rotação em função do diâmetro do impelidor, como mostrado na Equação 2.12.

$$N_2 = N_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^{3/4} \quad (2.12)$$

Normalmente manter a potência no sistema por unidade de volume constante é o método mais utilizado, porém a escolha do critério depende do tipo de processo em questão (WERNERSSON; TRAGARDH, 1999; BADINO Jr; SCHMIDELL, 2001).

Para se obter bons resultados na ampliação de escala de tanque com agitação mecânica, alguns passos devem ser seguidos, de acordo com Leng (1991):

- 1) Definir a necessidade do processo;
- 2) Identificar todos os parâmetros operacionais;
- 3) Rever o histórico do processo;
- 4) Selecionar os parâmetros importantes do processo;
- 5) Definir a geometria do tanque inicial – formato do tanque e impelidor, posição do impelidor, chicanas, dentre outros.

Um dos métodos em que ainda muitas investigações são baseadas, é o critério de Zwietering, um dos primeiros autores a introduzir uma equação de ampliação de escala empírica baseando-se em análise adimensional. Porém, segundo Zlokarnik (1998) embora o critério 1-s seja simples de ser realizado, não é um método muito exato devido à sua sensibilidade, por lidar com uma unidade dimensional e, portanto, não ser conveniente para ampliação de escala.

2.7.1 Critérios globais para ampliação de escala

De acordo com Wernersson e Tragardh (1999) e Badino Jr e Schmidell (2001), os seguintes parâmetros globais para ampliação de escala em tanques com impulsores mecânicos com a finalidade de suspender sólidos podem ser destacados:

- 1) Constância da potência no sistema não aerado por unidade de volume do meio (P/V);
- 2) Constância da velocidade na extremidade do impelidor (v_p);
- 3) Constância do tempo de mistura (t_m);
- 4) Constância da capacidade de bombeamento do impulsor (Q_b/V);
- 5) Constância do número de Reynolds (N_{Re}).

2.7.1.1 Constância da potência por unidade de volume (P/V)

Para efetuar o aumento de um tanque com impulsor mecânico operando com sólidos em suspensão, diversos autores propõem correlações baseadas na relação potência/volume como função do diâmetro do impelidor (WASP; KENNY; GANDHI, 1979; CONNOLLY; WINTER, 1969; McCABE; SMITH; HARRIOT, 2001).

Esse critério ainda é um dos mais utilizados para ampliação de escala (BADINO JR, 2001).

Em tanques cilíndricos com chicanas, em regimes de escoamentos laminar e de transição, tem-se que (Equação 2.13):

$$N_p = f \left(\frac{1}{N_{Re}} \right) \quad (2.13)$$

Sendo:

N_p o número de potência ($P/N^3 \cdot D^5 \cdot \rho$) (adimensional);

N_{Re} o número de Reynolds ($N \cdot D^2 \cdot \rho / \mu$) (adimensional);

P a potência transmitida na agitação (W);

N a frequência de rotação (rps);

ρ a massa específica do fluido (kg/m^3);

μ a viscosidade do fluido ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$);

D o diâmetro do impulsor (m).

Logo (Equação 2.14),

$$\frac{P}{N^3 D^5 \rho} \propto \frac{\mu}{\rho N D^2} \quad (2.14)$$

Como as propriedades físicas, massa específica e viscosidade (ρ e μ , respectivamente) se mantêm constantes no aumento de escala têm-se (Equação 2.15):

$$P \propto \frac{N^3 D^5}{ND^2} \text{ ou } P \propto N^2 D^3 \quad (2.15)$$

No regime turbulento ($N_{Re} > 10^4$), N_p é constante (RUSHTON; COSTICH; EVERETT, 1950), logo (Equação 2.16):

$$N_p = \frac{P}{N^3 D_i^5 \rho} = \text{constante} \quad (2.16)$$

Portanto (Equação 2.17),

$$P \propto N^3 D^5 \quad (2.17)$$

O volume do tanque (V) é dado por (Equação 2.18):

$$V = \pi \frac{T^2}{4} H \quad (2.18)$$

Em que:

D é o diâmetro do tanque (m);

H é a altura da coluna de líquido (m);

Como se pretende, na ampliação de escala, manter semelhança geométrica, e sabendo-se que (Equação 2.19):

$$T \propto D \text{ e } H \propto D \quad (2.19)$$

Logo (Equação 2.20):

$$V \propto D^3 \quad (2.20)$$

Dividindo-se as Equações 2.15 e 2.17 pela Equação 2.20, tem-se (Equação 2.21 e 2.22, respectivamente):

$$\frac{P}{V} \propto N^2 \rightarrow \text{Regime laminar/transição} \quad (2.21)$$

$$\frac{P}{V} \propto N^3 D^2 \rightarrow \text{Regime turbulento} \quad (2.22)$$

Na ampliação de uma escala 1 para uma escala 2, mantendo-se como critério P/V constante, tem-se, para o regime turbulento de agitação (Equação 2.23):

$$\left(\frac{P}{V}\right)_1 = \left(\frac{P}{V}\right)_2 \quad (2.23)$$

E, portanto (Equação 2.24):

$$N_1^3 \cdot D_1^2 = N_2^3 \cdot D_2^2 \quad \text{ou} \quad N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{2/3} \quad (2.24)$$

2.7.1.2 Constância da velocidade na extremidade do impulsor (v_p)

Outro critério muito importante na ampliação de escala é a velocidade na extremidade do impelidor, que se relaciona com a freqüência de rotação (N) e com o diâmetro do impelidor (D), de acordo com a Equação 2.25.

$$V_p = \pi \cdot D \cdot N \quad (2.25)$$

Ou seja (Equação 2.26),

$$V_p \propto N.D \quad (2.26)$$

No procedimento de ampliação de escala 1 para escala 2, mantendo-se constante v_p , tem-se (Equação 2.27):

$$(V_p)_1 = (V_p)_2 \quad (2.27)$$

Portanto (Equação 2.28),

$$N_1 \cdot D_1 = N_2 \cdot D_2 \quad \text{ou} \quad N_2 = N_1 \quad (2.28)$$

2.7.1.3 Constância do tempo de mistura (t_m)

Uma característica comum visualizada, quando se aplica o estudo de variação de escala é que fluidos agitados em fermentadores de grandes dimensões exibem características não uniformes. O contrário observado em pequenos fermentadores, já que a mistura é praticamente instantânea, tanto em processo contínuo quanto em batelada.

Norwood e Metzner (1960) propuseram uma relação entre o fator tempo de mistura (θ) e o número de Reynolds (N_{Re}) para sistemas com agitação dotados de impulsores tipo radial, sendo a grandeza θ definida de acordo com a Equação 2.29.

$$\theta = \frac{t_m \cdot (ND)^{2/3} \cdot g^{1/6} \cdot D^{1/2}}{H^{1/2} \cdot T^{3/2}} \quad (2.29)$$

Sendo:

θ o fator tempo de mistura (adimensional);

t_m o tempo de mistura (s);

N a frequência de rotação (rps);

- D o diâmetro do impelidor (m);
- g a aceleração da gravidade (m.s^{-2});
- H a altura de coluna de fluido (m);
- T o diâmetro do tanque (m);

Para valores de $N_{Re} > 10^5$, e sabendo-se que H e T são proporcionais a D, tem-se (Equação 2.30):

$$t_m \propto \frac{D^{1/6}}{N^{2/3}} \quad \text{ou} \quad t_m = \alpha \left(\frac{D}{N^4}\right)^{1/6} t_m \propto \frac{D^{1/6}}{N^{2/3}} \quad (2.30)$$

Na ampliação de escala 1 para escala 2, mantendo-se t_m constante, tem-se (Equação 2.31 e 2.32):

$$(t_m)_1 = (t_m)_2 \quad (2.31)$$

$$\left(\frac{D_1}{N_1^4}\right)^{1/6} = \left(\frac{D_2}{N_2^4}\right)^{1/6} \quad \text{ou} \quad N_2 = N_1 \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^{1/4} \quad (2.32)$$

2.7.1.4 Constância da capacidade de bombeamento do impelidor (Q_b/V)

No interior de um tanque com agitação, onde existe um bom grau de mistura, existe também um tempo de circulação característico (t_c). A capacidade de bombeamento (Q_b/V) dada pela relação entre a vazão de circulação do fluido no interior do tanque e o volume de líquido, expressa esse tempo de circulação ($t_c = 1/Q_b$):

Sendo (Equação.2.33),

$$Q_b \propto ND^3 \quad (2.33)$$

E, sabendo-se que $V \propto T^3$ e $T \propto D$, logo (Equação 2.34):

$$\frac{Q_b}{V} \propto \frac{ND^3}{D^3} \quad (2.34)$$

E, portanto (Equação 2.35):

$$\frac{Q_b}{V} \propto N \quad (2.35)$$

Na translação de uma escala 1 para uma escala 2, matendo-se a relação Q_b/V constante, tem-se que (Equação 2.36):

$$\left(\frac{Q_b}{V}\right)_1 = \left(\frac{Q_b}{V}\right)_2 \quad (2.36)$$

Logo (Equação 2.37),

$$N_1 = N_2 \quad (2.37)$$

2.7.1.5 Constância do número de Reynolds (N_{Re})

Outro critério de ampliação de escala ligado diretamente ao grau de agitação dentro de tanques com agitação é o número de Reynolds (N_{Re}).

O número de Reynolds esta expresso na Equação 2.38.

$$N_{Re} = \frac{\rho ND^2}{\mu} \quad (2.38)$$

Devido à similaridade das propriedades físicas, ρ e μ permanecem constantes na variação de escala, tem-se (Equação 2.39):

$$N_{Re} \propto ND^2 \quad (2.39)$$

Mantendo-se o número de Reynolds constante no processo de scale-up (Equação 2.40):

$$(N_{Re})_1 = (N_{Re})_2 \quad (2.40)$$

E, portanto (Equação 2.41):

$$N_1 D_1^2 = N_2 D_2^2 \quad \text{ou} \quad N_2 = N_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^2 \quad (2.41)$$

Quando da utilização dos critérios globais expostos nesta seção, as equações obtidas, apresentam relações entre frequência de rotação (N) e dimensões (D) para as duas escalas em estudo.

2.8 Apatita

Embora o Brasil seja um grande produtor de alimentos, grande parte da terra arável demanda uso intensivo de fertilizantes para se atingir padrões internacionais de produtividade. Neste contexto, destaca-se a importância dos minérios de fosfato, que constituem matéria-prima para a produção de fertilizantes. Tais minérios, da maneira como ocorrem no Brasil, apresentam baixo teor de P_2O_5 (5-20%) e, para serem utilizados como matéria-prima para a manufatura de fertilizantes, é necessário separar o mineral de minério (apatita) dos minerais de ganga (carbonatos, óxidos e silicatos), produzindo-se concentrados com teor de P_2O_5 superior a 30% (LEAL FILHO, 2010).

Apatita é um mineral portador de fósforo e cálcio, exibindo ainda outros importantes componentes que variam em função de sua gênese, tais como os ânions

flúor, carbonato, cloro ou hidroxila, além dos cátions magnésio e alumínio, dentre outros (KANAZAWA, 1989).

Dentre as operações unitárias comumente utilizadas para separar os minerais presentes em um minério de fosfato, no Brasil, destaca-se o processo de flotação. No âmbito da tecnologia mineral, flotação é um processo de separação de minerais que é conduzido em meio aquoso e na presença de bolhas de ar. Partículas hidrofóbicas aderem às bolhas e flutuam, enquanto que as hidrofílicas não aderem às bolhas e afundam. Desta maneira, é obtida a separação em escala industrial (LEAL FILHO, 2000).

É um dos poucos minerais a serem produzidos e utilizados por sistemas biológicos. A hidroxiapatita é o principal componente do esmalte dentário, e tem considerável participação no material ósseo. A fluorapatita tem alta resistência e utilizada no creme dental e a cloroapatita atua na regulação do equilíbrio ácido-base do corpo.

CAPÍTULO 3 - MATERIAL E MÉTODOS

3.1 Material

As unidades experimentais em escalas de bancada utilizadas nos ensaios de suspensão de partículas sólidas de apatita são apresentadas nas Figuras 3.1 e 3.2. Os dois tanques cilíndricos verticais foram construídos em acrílico transparente, com volume de 0,010 e 0,049 m³ com as relações geométricas fixadas por Rushton (1950), para que as técnicas de ampliação de escala possam ser aplicadas. Possuíam um motor em balanço, para a medida da potência consumida no eixo do impelidor.



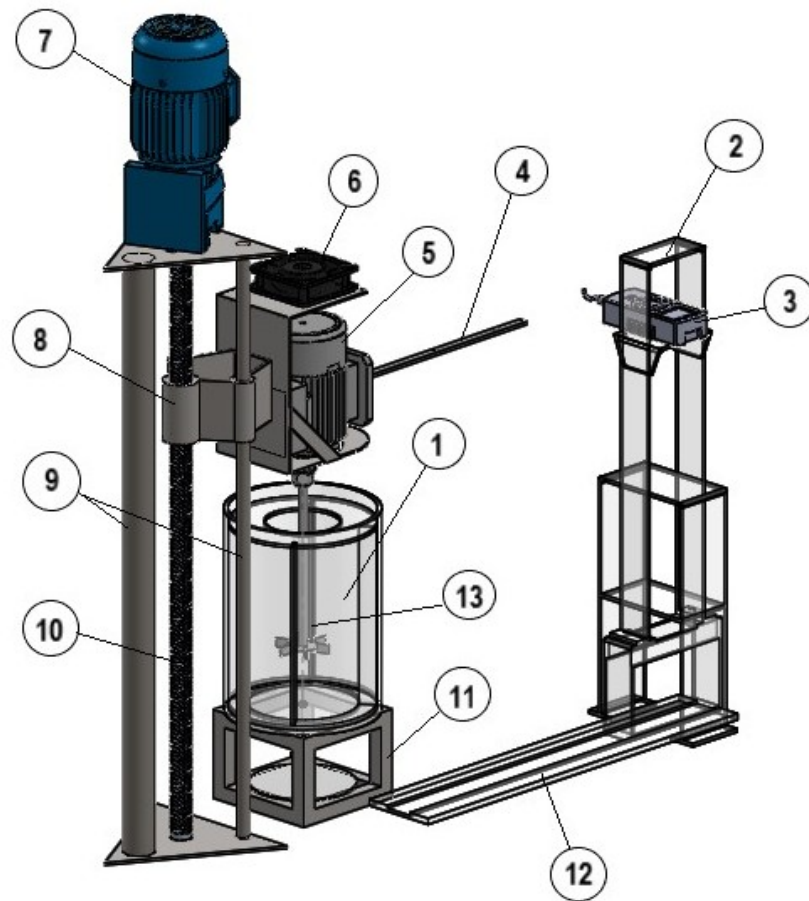


Figura 3. 1 - Tanque de 0,010 m³ com motor em balanço, em vista frontal e superior. 1) Tanque; 2) Base para o dinamômetro; 3) Dinamômetro; 4) Braço, para medição da força com escala gradual; 5) Motor em balanço; 6) Ventilador; 7) Moto-redutor; 8) Suporte para motor; 9) Guia; 10) Sistema com fuso para mover o conjunto na vertical; 11) Suporte com s espelho inclinado; 12) Trilho, para movimentação do suporte do dinamômetro; 13) Impelidor.

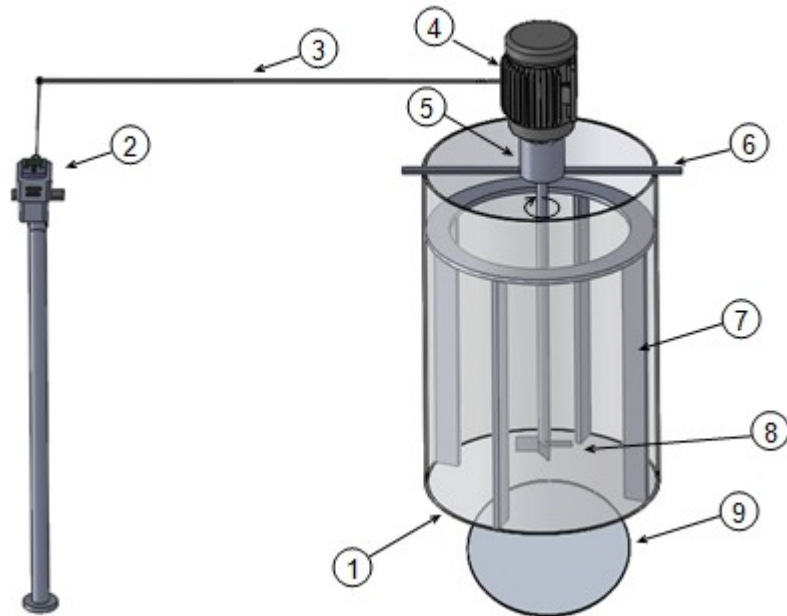


Figura 3. 2 - Unidade experimental utilizada. Mesma montagem para o tanque de $0,049\text{m}^3$. 1: Tanque; 2: Dinamômetro, medidor de força; 3: Braço, para medida da potência com escala gradual; 4: Motor (2 HP) em balanço, ou seja, solto apoiado sobre rolamentos; 5: Rolamento para manter o motor em balanço; 6: Suporte do rolamento; 7: Chicanas, para quebra do vórtice; 8: Impelidor de 4 pás inclinadas de 45° ; 9: Espelho inclinado, para visualização do fundo do tanque.

É apresentado na Figura 3.3 uma visão detalhada do motor sobre rolamentos, adaptado para se obter a potência consumida no eixo.

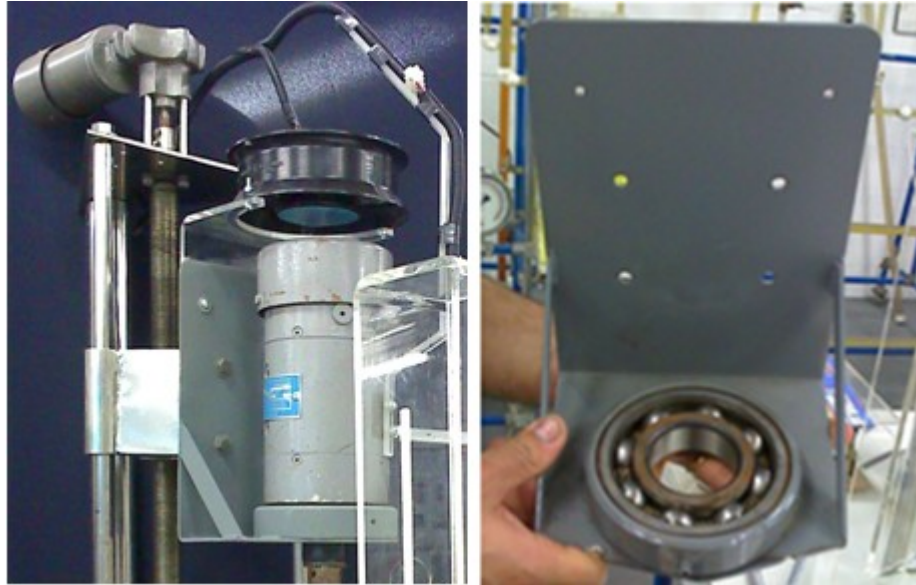


Figura 3. 3 - Motor de 1/2 HP sobre rolamentos utilizado no tanque de 0,010 m³.

Confeccionou-se uma estrutura móvel sobre um trilho na base da bancada para o suporte do dinamômetro em acrílico (Figura 3.4), visando obter a força em vários pontos do braço (Figura 3.5).

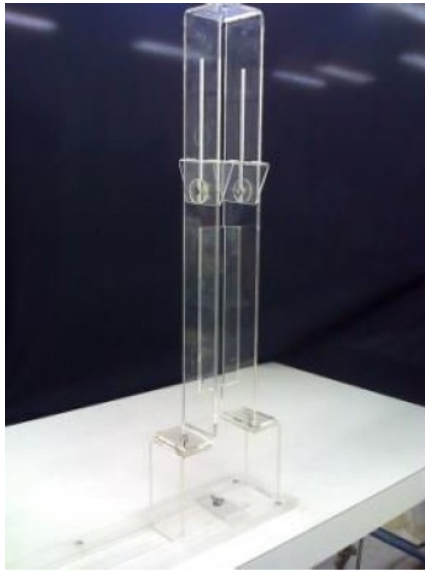


Figura 3. 4 - Estrutura móvel sobre um trilho na base para o suporte do dinamômetro.

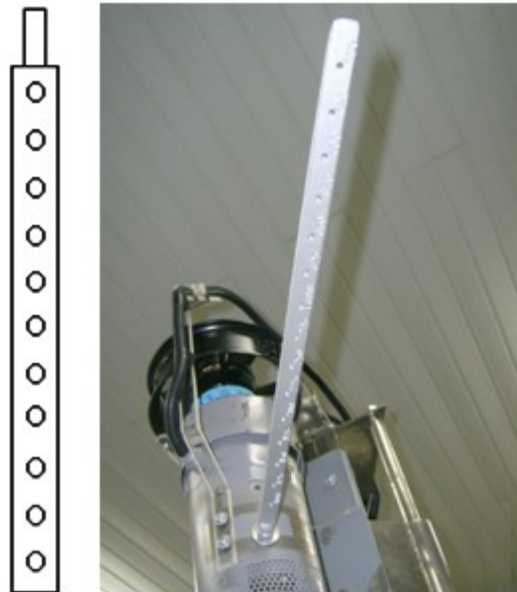


Figura 3. 5 - Braço de medição de força com distância entre os pontos de 25 mm (tanque de 0,010 m³) e 50 mm (tanque de 0,049 m³).

É ilustrado na Figura 3.6 uma vista geral da medição da força através do braço acoplado no motor em balanço.

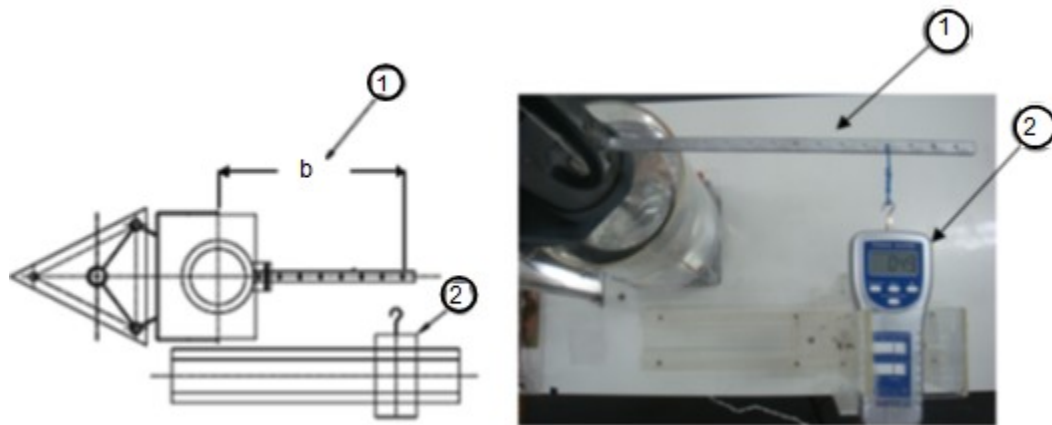


Figura 3. 6 - Vista geral da medição da força com motor em balanço. 1) braço, distância radial do centro do eixo até o ponto de acoplamento do dinamômetro; 2) dinamômetro, medidor de força.

Foi construída uma base em aço carbono com tampa em acrílico, para o tanque menor ($0,010\text{m}^3$) e uma base de aço carbono sobre rodas para melhor mobilidade, para análise da suspensão de sólidos no fundo do tanque (Figura 3.7). E para visualização do fundo do tanque empregou-se um espelho inclinado como mostrado na Figura 3.8.

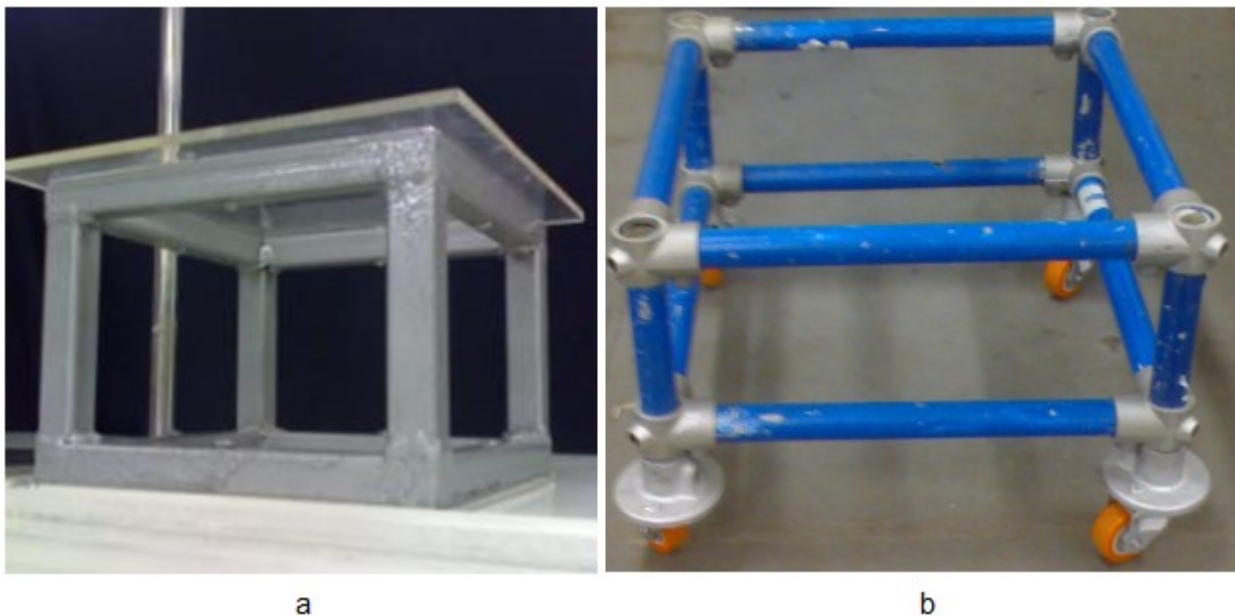


Figura 3. 7 - (a) Base em aço carbono com tampa em acrílico para o tanque de $0,010\text{m}^3$; (b) Base em aço carbono sobre rodas para o tanque de $0,049\text{m}^3$.



Figura 3. 8 - Esquema utilizado para visualização do fundo do tanque.

Desenvolveu-se um sistema de amostragem para que não houvesse perda de partículas sólidas no momento da retirada da amostra do tanque. O sistema foi constituído de uma mola em aço inoxidável com restrição na ponta e um tubo de acrílico (com 9 e 16mm de diâmetro interno, para estudo da amostragem isocinética) responsável por acomodar a amostra durante a coleta como mostrado na Figura 3.9.

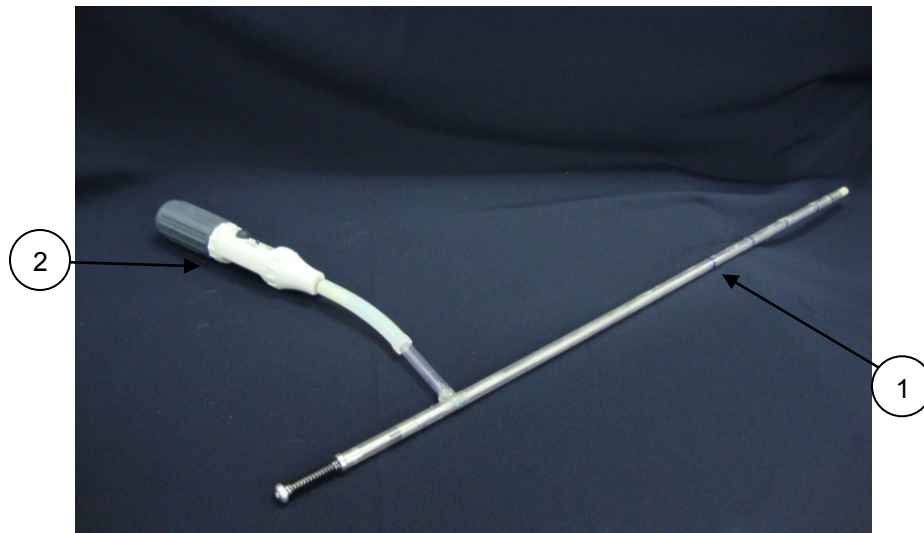


Figura 3. 9 - Sistema de amostragem: (1) Sistema com mola para abertura do tubo com obstrução na ponta ; (2) Pera automática BRAND.

No topo do sistema de amostragem acoplou-se uma pera automática (Figura 3.10) de marca BRAND, para realizar a sucção da amostra retirada do tanque com velocidade 0,05 m/s (valor estimado a partir de cálculos do espaço coletado no amostrador por tempo de coleta).

Empregaram-se nos ensaios: tacômetro modelo DT-22365; dinamômetro KRATOS modelo DDK2; balança digital GEHAKA BG 2000, mostrados na Figura 3.11, e potes de alumínio de 180mL para secagem das amostras em uma estufa Quimis modelo 317B242.

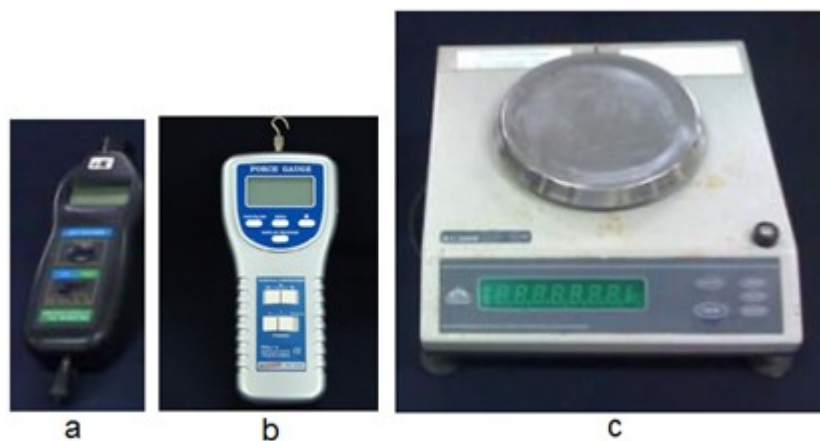


Figura 3. 10 - (a) Tacômetro DT-22365; (b) Dinamômetro KRATOS DDK2; (c) Balança Digital GEHAKA BG 2000.

Na Figura 3.11 podem ser visto os tipos de impelidores utilizados no presente trabalho, sendo que os impelidores tipo turbina com 4 e 2 pás inclinadas a 45° (Figura 3.11a e 3.11b, respectivamente) promovem um fluxo predominantemente axial, ou seja, na direção paralela ao eixo na saída do impelidor e, a turbina com 6 pás planas a 90° fixadas a um disco, conhecida como turbinas de Rushton (Figura 3.11c), promove um fluxo perpendicular ao eixo na saída do impelidor.

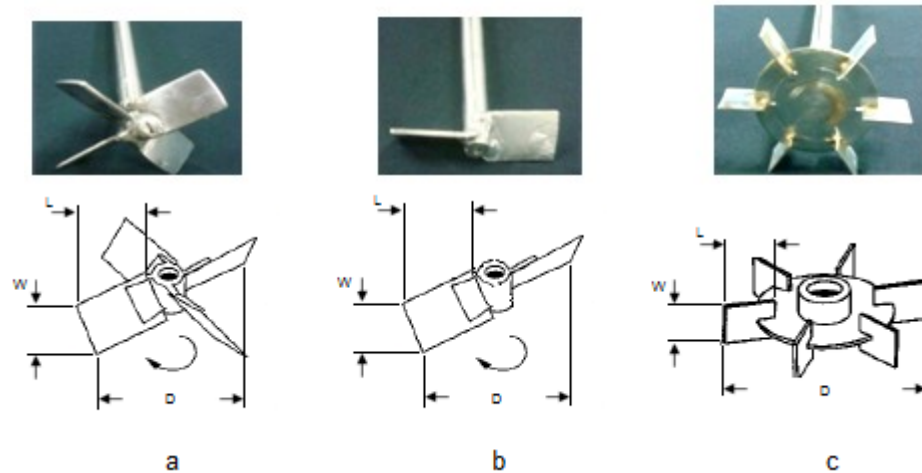


Figura 3. 11 - Impelidores: (a) Turbina com 4 pás inclinadas a 45°; (b) Turbina com 2 pás inclinadas a 45°; (c) Turbina com 6 pás planas a 90° (Rushton).

As características dos equipamentos utilizados estão especificadas na Tabela 3.1.

Tabela 3. 1 - Características principais e relações geométricas dos tanques.

Características	Tanque 1	Tanque 2
Diâmetro do tanque-T (m)	0,2344	0,3966
Volume do tanque- V_T (m ³)	0,010	0,049
Diâmetro do impelidor-D (m)	0,078	0,132
Altura do impelidor em relação a base-C (m)	0,078	0,132
Altura da pá do impelidor-W (m)	0,0156	0,0264
Largura da pá do impelidor-L (m)	0,0195	0,033
Largura das chicanas-J (m)	0,0234	0,0396
Altura do nível do líquido-H (m)	0,234	0,396
Tipos de impelidores	Axial com 2 e 4 pás inclinadas (45°); Radial com 6 pás planas fixadas num disco(90°).	
Relações geométricas	$S_1 = D/T = C/T = 1/3$; $S_2 = C/D = 1$; $S_3 = L/D = 1/4$; $S_4 = W/D = 1/5$; $S_5 = J/T = 0,1$; $S_6 = H/D = 1$. Fixadas de acordo com Rushton; Costich e Everett (1950).	

3.2 Minério utilizado

3.2.1 Obtenção e preparação das amostras

Amostra de concentrado de apatita, que foi produzido a partir de minério oriundo da jazida do Morro da Mina (Cajati-SP), foi fornecida pela Bunge Fertilizantes, classificada por peneiramento a úmido em peneiras vibratórias nas aberturas de 297 μ m (48 mesh Tyler) e 210 μ m (65 mesh Tyler), respectivamente. Após o peneiramento foi realizado a homogeneização da amostra por pilha alongada como ilustrado na Figura 3.12, e em seguida separadas as alíquotas para os ensaios experimentais. O diâmetro médio das partículas sólidas foi calculado através da relação entre as aberturas de duas peneiras consecutivas, como demonstra a Equação 3.1. A composição química do minério de apatita foi testada por análise química, como ilustrada na Tabela 3.2.

$$d_p = \frac{D_{\#1}}{D_{\#2}} \quad (3.1)$$

Em que d_p é o diâmetro médio da partícula sólida e; $D_{\#1}$ e $D_{\#2}$ as aberturas das peneiras. Após homogeneização, uma alíquota do material foi enviada para análises químicas por fluorescência de raios-X, obtendo-se os resultados ilustrados na Tabela 3.6. Uma contra-amostra foi submetida a uma determinação de massa específica por picnometria na temperatura de 20°C, resultando no valor de 3146 kg/m³.



Figura 3. 12 - Pilha alongada de apatita para homogeneização.

Tabela 3. 2 - Composição química do minério de apatita.

Elemento/Espécie	Teor (%)	Elemento/Espécie	Teor (%)
P ₂ O ₅	40,0	MgO	0,42
CaO	54,6	FeO ₃	0,28
SiO ₂	0,51	Na ₂ O	0,14
F	1,50	Relação CaO/ P ₂ O ₅	1,37

A massa utilizada em cada ensaio foi calculada a partir da Eq. 3.2.

$$m_s = \frac{V_T \cdot \rho_s}{\left[\frac{(1-X_T) \cdot \rho_s}{X_T \cdot \rho_L} + 1 \right]} \quad (3.2)$$

Sendo V_T é o volume total da polpa; ρ_s e ρ_L as massas específicas do sólido e do líquido, respectivamente; X_T é a concentração global ou total de sólidos, e; m_s é a massa seca de sólido. A massa específica do sólido foi obtida por teste de picnometria.

Na Tabela 3.3 pode ser visualizada a faixa granulométrica do sólido, massas específicas dos componentes e quantidade de material utilizado em cada ensaio.

Tabela 3. 3 - Caracterização das fases envolvidas.

Volume do tanque (m³)	0,010	0,049
Sólido utilizado nos ensaios	Apatita	
Faixa Granulométrica (μm)	-297+210	
Massa de sólido (kg) utilizado nos ensaios	5,50	26,78
Massa de água (kg)	8,25	40,17
Porcentagem de sólidos total obtida em massa (%)	40	
Porcentagem de sólidos total volumétrica (%)	17,5	
Massa específica da polpa	1376 kg/m ³	
Viscosidade da polpa (24°C)	3,3.10 ⁻³ Pa.s (*)	

(*) valor estimado pela Equação 2.5.

3.3 Avaliação do estado de suspensão dos sólidos

3.3.1 Critério para suspensão de sólidos

A rotação crítica de suspensão N_{js} foi verificada por inspeção visual, por meio de um espelho inclinado e iluminado, posicionado abaixo do tanque de condicionamento, permitindo a visualização do fundo do tanque, possibilitando variar a rotação do impelidor e verificar o comportamento dos sólidos na base do tanque ao mesmo tempo.

Os ensaios com o rotor axial foram realizados sem a presença de filete. Este procedimento se justifica uma vez que, com o aumento da rotação, o sólido particulado que se desprendia do fundo do tanque formava pequenos filetes, que são pequenas quantidades de amostra na periferia da base do tanque (observar Figura 2.12). O filete

supracitado era eliminado com um pequeno aumento da rotação. De acordo com Sharma e Shaikh (2003), possivelmente um dos motivos da grande variação nos valores das rotações mínimas de suspensão reportadas na literatura deve ser devido a inclusão ou não desses filetes, pois normalmente esse efeito não é mencionado. Apresenta-se na Figura 3.13 o sistema utilizado para verificar o critério adotado (Critério-1s).

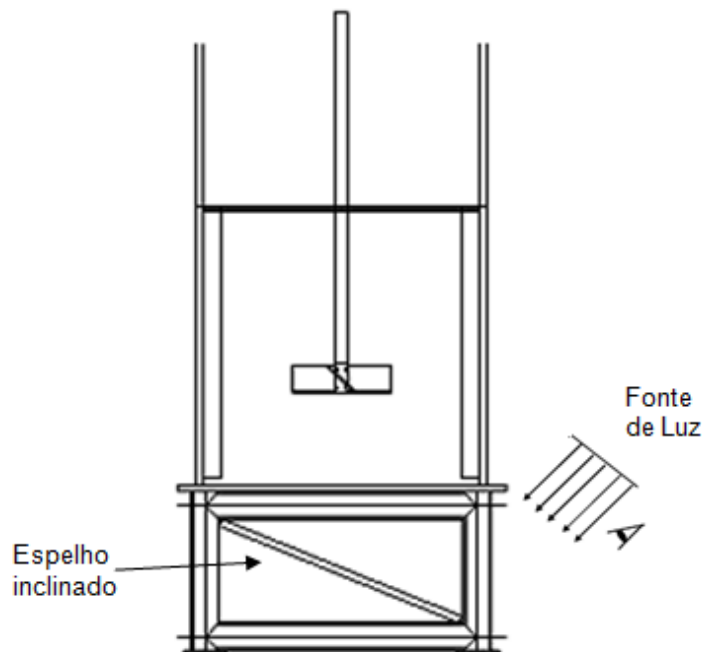


Figura 3. 13 - Aparato utilizado para medir a rotação crítica de suspensão.

A medição da rotação do impelidor (N) foi realizada por um tacômetro de modelo DT-22365 (Figura 3.10). Os valores obtidos em cada leitura eram expressos em rotações por minuto (rpm). Eles eram anotados em uma tabela e, posteriormente, convertidos em rotações por segundo (s^{-1}), dividindo-se o valor medido por 60. Cada valor de N reportado ao longo desta tese representa a média de 5 medidas realizadas de modo seqüencial, conforme se verifica na Tabela 3.4 para o impulsor de 4 pás.

Tabela 3. 4 - Valores medidos da rotação do impelidor de 4 pás inclinadas e cálculo da média aritmética acompanhada do respectivo desvio-padrão.

Valores Medidos de rotação		Média±desvio
(rpm)	(rps)	(17,8±0,1) s ⁻¹
1064	17,7	
1077	18,0	
1070	17,8	
1076	17,9	
1067	17,8	

3.4 Determinação do perfil de concentração de sólidos

3.4.1 Medidas de concentração de sólidos em escala de bancada

Para a coleta de polpa em várias alturas dentro do tanque, utilizou-se um tubo de acrílico que exibia 9mm e 16mm de diâmetro interno. Ele era dotado de um sistema de abertura por mola que evitava refluxo da amostra após coleta. No topo do sistema de amostragem, acoplou-se uma pera automática de marca BRAND, para realizar a sucção da polpa retirada do tanque, conforme ilustrado a Figura 3.9.

A obtenção do perfil de concentração de sólidos foi realizada através da retirada de amostras de polpa (sólido/líquido) do tanque em vários pontos na direção axial, por meio de um dispositivo simples e versátil, como ilustrado na Figura 3.9. Os experimentos foram realizados com minério de apatita com granulometria -297+210 μm e concentração mássica de 40% (X=40%). O tanque foi dividido em 5 regiões de igual volume e coletado 3 amostras em cada ponto a uma distância de . No último ponto da

região superior do tanque, o amostrador foi posicionado a uma altura de 90% da altura do líquido, devido à proximidade do nível do líquido.

A coleta de amostras ocorreu durante um intervalo de 2 a 3 segundos, tempo suficiente para a retirada de uma amostra representativa (preencher todo o volume do amostrador). A concentração de sólidos em cada ponto foi obtida após secagem em estufa (40°C) da polpa coletada. A % de sólidos (X) foi calculada através da Equação 3.3, em que m_s é a massa de sólido seca e m_p a massa de polpa.

$$X_i = \left(\frac{m_s}{m_p} \right) \cdot 100 \quad (3.3)$$

A rotação utilizada foi a rotação crítica de Zwietering (N_{js}) para os dois tanques e os três impelidores. Na Tabela 3.5 pode ser observado as alturas em que as amostras foram coletadas.

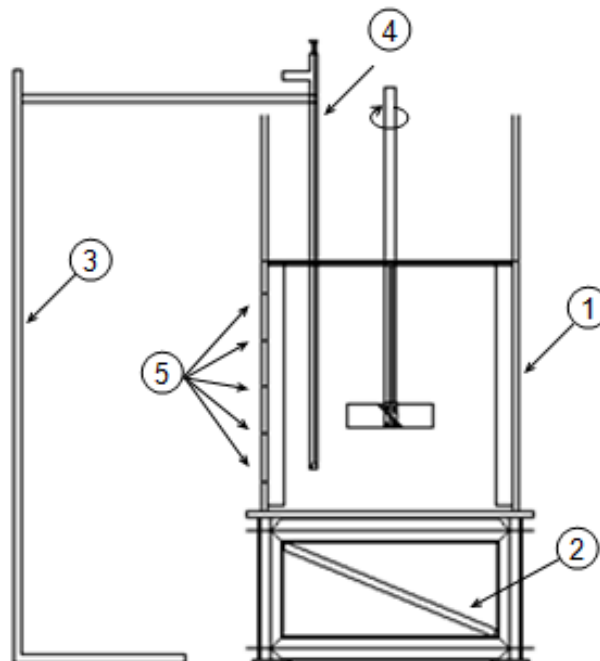


Figura 3. 14 - Aparato utilizado nos ensaios de perfil de concentração axial. 1: Tanque; 2: Espelho inclinado; 3: Suporte Universal; 4: Amostrador; 5: Pontos de coleta.

Tabela 3. 5 - Alturas para determinação do perfil de concentração axial de sólidos

Pontos de medida em relação a base	Tanque (m ³)				Altura relativa (h/H)
	0,010	0,049	0,010	0,049	
	Cotas (h), m		Altura do nível de líquido (H), m		
Altura 1	0,047	0,079	0,234	0,396	0,20
Altura 2	0,094	0,159			0,40
Altura 3	0,141	0,238			0,60
Altura 4	0,188	0,317			0,80
Altura 5	0,223	0,357			0,90

A seguir foi descrito o processo de remoção das amostras do tanque com agitação, que foi igualmente realizado para os dois tanques (0,010 e 0,049 m³).

- 1) Fixou-se uma rotação no impulsor;
- 2) Inseriu-se o sistema de amostragem no tanque com o apoio de um suporte universal e uma garra;
- 3) Posicionou-se a pêra de sucção para coleta de amostras em tempos aproximados de 2 ou 3 segundos;
- 4) Retirou-se o excesso de sólido depositado sobre a área externa do tubo de coleta;
- 5) Com um pedaço de papel secou-se o excedente de água, para não haver interferência nas pesagens;
- 6) Colocou-se e pesou-se a amostra em um recipiente de alumínio;
- 7) Lavou-se o amostrador com água destilada;
- 8) Aguardou-se a sedimentação do sólido no recipiente de alumínio;
- 9) Retirou-se o excesso de água, sem descartar o sólido;
- 10) Colocaram-se as amostras em estufa a 40°C, até massa constante;
- 11) Pesou-se as amostras após massa constante;
- 12) Retornou-se o sólido ao tanque e completou-se o volume com água.

3.5 Potência consumida em tanques com impulsores mecânicos

3.5.1 Determinação experimental da potência consumida com motor ou tanque em balanço

Após determinação experimental das Equações 3.4 a 3.8 estão apresentadas as equações empregadas para se obter experimentalmente, com motor ou tanque em balanço, a potência consumida no eixo do impelidor.

$$P = F \cdot V_p \quad (3.4)$$

$$V_p = \omega \cdot \frac{D}{2} = \frac{2 \cdot \pi \cdot N}{60} \cdot \frac{D}{2} = \frac{\pi \cdot D \cdot N}{60} \quad (3.5)$$

$$V_p = \frac{\pi \cdot D \cdot N}{60} \quad (3.6)$$

$$P = F \cdot V_p = F \cdot r \cdot \omega = F \cdot r \cdot \frac{2 \cdot \pi \cdot N}{60}; \quad r = b = \text{braço} \quad (3.7)$$

$$P = F \cdot b \cdot \frac{2 \cdot \pi \cdot n}{60} \quad [\text{Watts}] = [\text{N}] \cdot [\text{m}] \cdot \left[\frac{1}{\text{s}} \right] = \left[\frac{\text{J}}{\text{s}} \right] \quad (3.8)$$

Sendo: P a potência em Watts; F a força em N (Obs.: a força pode ser medida por um dinamômetro); v_p a velocidade periférica em m/s; ω a velocidade angular em rad/s; N é a rotação em rpm; D é o diâmetro do impelidor em m; r é o raio em m; b é o braço, distância radial do centro do eixo até o ponto de acoplamento do dinamômetro. Com o tanque em balanço sobre rolamentos, ou seja, com um dinamômetro acoplado a um braço no tanque, calcula-se a potência que é dada pelo produto $F \cdot b \cdot 2 \cdot \pi \cdot N$.

3.6 Avaliação do sistema de amostragem

3.6.1 Cálculo da velocidade de coleta

A velocidade de coleta de polpa (v_c) foi calculada a partir de experimentos com o impelidor de 4 pás inclinadas. Em cada procedimento de coleta, anotou-se a altura (A) da coluna de polpa dentro do tubo e o tempo (t) de coleta, calculando-se, com isto, a velocidade de coleta ($v_c = A / t$), obtendo-se os valores apresentados na Tabela 3.6.

Tabela 3. 6 - Velocidade de coleta de polpa em várias alturas dos tanques de $0,010\text{m}^3$ e $0,049\text{m}^3$ que operavam com impelidor de 4 pás inclinadas em 45° .

Altura de Coleta (h/H)	Velocidade de coleta (cm/s)			
	Tanque de $0,010\text{m}^3$		Tanque de $0,049\text{m}^3$	
	9mm	16mm	9mm	16mm
0,2	34±7	23±3	36±6	23±4
0,4	29±4	19±2	33±3	21±2
0,6	28±4	18±2	32±3	20±2
0,8	30±4	19±2	33±4	16±2
0,9	35±2	16±2	34±3	14±2

Observa-se na Tabela 3.6 que, na cota mais baixa ($h/H = 0,2$) de ambos tanques, a velocidade de coleta exibiu magnitude e desvio padrão superiores aos verificados nas cotas mais altas ($h/H > 0,2$). Uma vez que o impelidor se localizava na cota $h/H = 0,33$, então o ponto de amostragem localizado na cota $h/D = 0,2$ encontrava-se abaixo do impelidor, o que poderia explicar tal discrepância. Complementarmente, também se pode comentar que, para o tanque de $0,010\text{m}^3$ e amostrador de 9mm, na cota mais alta ($h/H = 0,9$) de amostragem, verificou-se pequena discrepância na

magnitude de v_c e desvio-padrão comparados aos valores determinados para as cotas intermediárias ($0,2 < h/H < 0,9$), indicando que esse sistema de amostragem utilizado demanda melhoramentos.

Sabendo-se que o impelidor de 4 pás possui um número de bombeamento (N_Q) na faixa de 0,75 a 0,88 (Capítulo 2), pode-se tomar um valor médio de $N_Q=0,82$. Com base nesses valores, pode-se inferir a vazão de bombeamento do impelidor (Q_b), visto que conhece a rotação do impelidor (N) e seu diâmetro (D). Dividindo-se a magnitude de Q_b pela área (A) da seção transversal dos tanques em estudo, estima-se a velocidade de ascensão da polpa no tanque. Os resultados são apresentados na Tabela 3.7.

Tabela 3. 7 - Estimativa da velocidade de ascensão da polpa nos tanques.

Volume do Tanque (m ³)	Área da seção transversal (m ²)	D (m)	N_Q	N (s ⁻¹)	Q_b (m ³ /s)	Velocidade de ascensão da polpa (cm/s)
0,010	0,043	0,078	0.82	17.8	$6,93 \times 10^{-3}$	16,1
0,049	0,124	0,132	0.82	12.0	$2,26 \times 10^{-3}$	18,3

Comparando-se os valores de velocidade de coleta da polpa nos tanques (Tabela 3.6) com os valores estimados de ascensão da polpa nos tanques (Tabela 3.7), pode-se verificar que a velocidade de coleta de amostra com o amostrador de 9mm foi quase o dobro da velocidade de ascensão da polpa no tanque. Desse modo, a amostragem não pode ser considerada como sendo isocinética e, conseqüentemente, o perfil vertical de distribuição da % de sólidos que se exhibe no Capítulo 4 (Figura 4.4 e 4.5) não pode ser considerado como sendo absoluta expressão da realidade, mas apenas um indicativo de que tal distribuição é muito semelhante nos tanques de diferente escala.

O sistema de amostragem poderia ser aprimorado de duas maneiras:

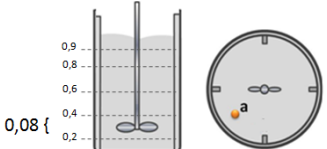
a) Aumentar a rotação do impelidor para 150-200% da rotação utilizada nos experimentos (N_{js}). Todavia, uma vez que a rotação de trabalho corresponde à rotação

crítica (N_{js}) que é necessária para se cumprir o “Critério 1-s”, o tanque estaria trabalhando com rotação muito acima da necessária para se obter um bom contato entre as partículas minerais e a solução que contém os reagentes de flotação. Tal procedimento, se adotado, forçaria uma situação experimental muito distante da que se utiliza na prática industrial;

b) Diminuir quase pela metade a velocidade de coleta (v_c) de polpa no amostrador, através de aumento do diâmetro do tubo que realiza a amostragem.

Foi construído um amostrador com diâmetro interno maior (16mm), como mencionado na Tabela 3.6. Com o aumento do diâmetro é reduzida a velocidade de coleta das amostras, conseqüentemente, tal amostragem se aproxima da condição isocinética, quando comparado com os valores da velocidade do meio reportados na Tabela 3.7. Ou seja, retrata um perfil de concentração de sólidos mais próximo da realidade, se prestando plenamente aos propósitos deste trabalho. Como observado na Tabela 3.8 a concentração média ponderada de sólidos com o amostrador de maior diâmetro (16mm) gerou um valor de 39%, se aproximando da concentração total alimentada no tanque ($X_T=40\%$) e das condições isocinéticas de amostragem.

Tabela 3. 8 - Verificação das condições isocinéticas de amostragem dentro do tanque de $0,049m^3$ e impulsor de 4 pás inclinadas em 45° .

Trecho de coleta (h)		Tanque de $0,049m^3$			
		Concentração total de amostra ($X_T=40\%$)			
		Diâmetro do amostrador (mm)			
		Concentração de sólidos X (%)			
		9mm		16mm	
A (m)	B (%)	A x B	C (%)	A x C	
0,317 – 0,357	0,04	12,41	0,50	6,90	0,30
0,238 – 0,316	0,08	24,83	1,99	27,30	2,20
0,159 – 0,237	0,08	39,63	3,17	54,10	4,30
0,080 – 0,158	0,08	46,59	3,73	50,60	4,00
0 – 0,079	0,08	28,57	2,29	39,00	3,10
Total	X=0,36	Y=11,68		Z=13,80	
		Y / X = 32,4%		Z / X = 39%	

3.7 Correlações para Ampliação de Escala

Após determinação experimental das rotações críticas (N_{js}) do impelidor para se atingir o “Critério 1-s” nos tanques de 0,010 e 0,049 m³, para efeito de comparação, foram utilizadas técnicas clássicas encontradas na literatura para se prever a rotação do impelidor no tanque de maior tamanho, a partir dos dados do tanque de menor tamanho, mantendo-se constante:

- 1) A potência por unidade de volume;
- 2) A velocidade periférica do impelidor;
- 3) O tempo de mistura;
- 4) A capacidade de bombeamento do impulsor;
- 5) O número de Reynolds

Além dessas técnicas clássicas, utilizaram-se também algumas correlações empíricas, como a desenvolvida por Rautzen, Corpstein e Dickey (1976), além da correlação clássica de Zwietering.

CAPÍTULO 4 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os ensaios realizados para a determinação do perfil de concentração axial de sólidos, potência consumida no eixo e aplicação dos critérios de ampliação de escala dentro dos tanques de 0,010 e 0,049 m³, tiveram amostras de partículas grossas de apatita (-297+210 μm; d_p=253,5 μm) e concentração de sólidos de 40% em peso (X_T=40%). As rotações do impelidor (N) foram encontradas a partir do critério estabelecido por Zwietering, de acordo com a Tabela 4.1.

Tabela 4. 1 - Magnitude de N_{js} determinada para os tanques de 10 e 49dm³ com impelidores de diferentes desenhos.

Desenho dos Impulsores	Magnitude de N _{js} (s ⁻¹)	
	Tanque de 0,010m ³	Tanque de 0,049m ³
2 pás inclinadas (45°)	24,5	17,5
4 pás inclinadas (45°)	17,8	12,0
6 pás planas - Rushton (90°)	21,7	16,7

Além da determinação da magnitude de N_{js}, realizaram-se medidas da potência dissipada pelos impelidores na rotação crítica (N_{js}). Tais valores de rotação e potência foram utilizados para se calcular a magnitude do número de Reynolds (N_{Re}), número de potência (N_p) e número de Froude (N_{Fr}), que foram utilizados para se discutir a hidrodinâmica dos tanques que operavam com um determinado impelidor. Este é o escopo da seção 4.1.

4.1 Caracterização hidrodinâmica dos tanques

O comportamento do número de potência (N_P) dos impulsores (turbinas de pás inclinadas versus turbina de Rushton) versus número de Reynolds (N_{Re}) para tanques de $0,010\text{m}^3$ e $0,049\text{m}^3$ são apresentados nas Figuras 4.1 e 4.2, respectivamente. Uma vez que N_P pode ser interpretado como a resistência exercida pela polpa ao movimento de rotação do impelidor em seu seio, N_P depende do regime de fluxo sob o qual opera o impelidor, isto é, do seu N_{Re} .

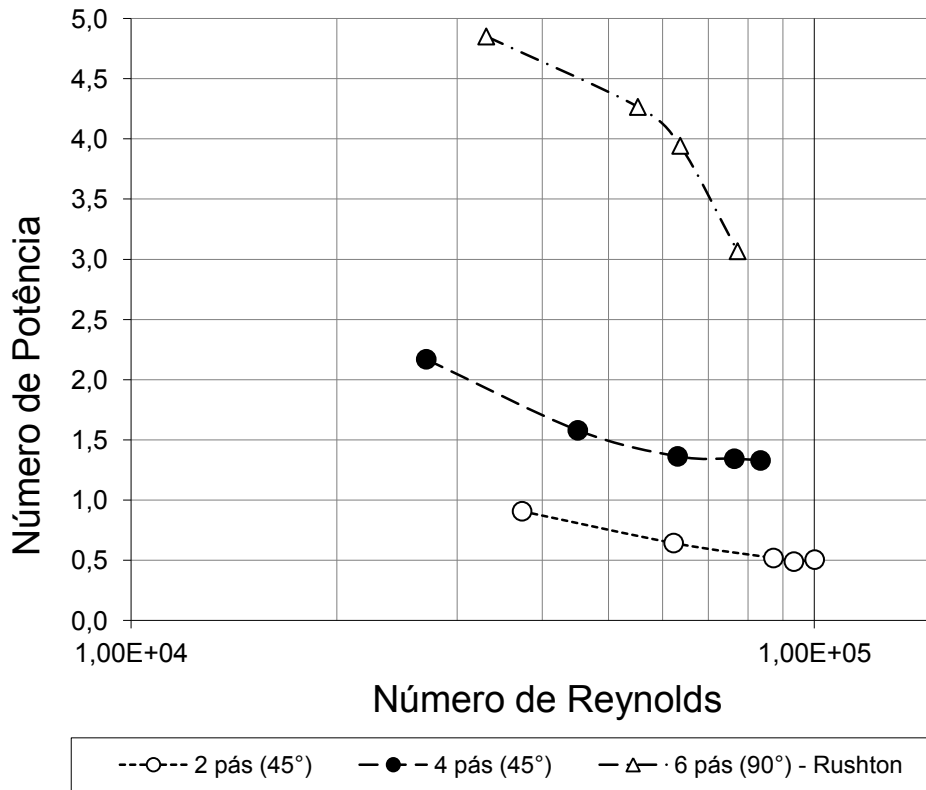


Figura 4. 1 – Número de Potência em função do número de Reynolds. Concentração total (X_T) de 40% em peso de apatita ($d_p=254 \mu\text{m}$); Tanque de $0,010 \text{ m}^3$.

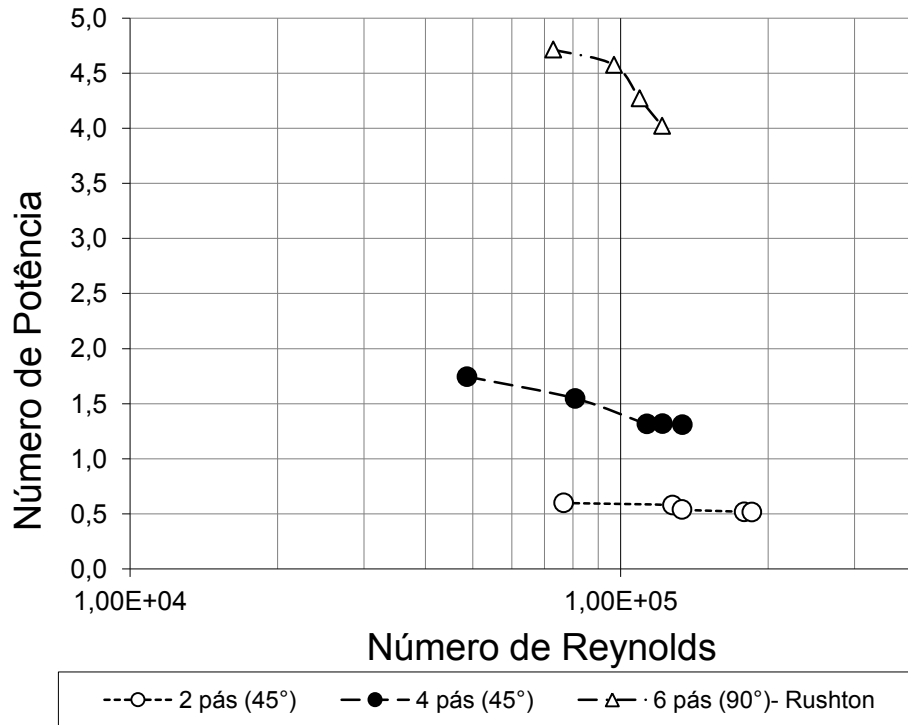


Figura 4. 2 - Número de Potência em função do número de Reynolds. Concentração total (X_T) de 40% em peso de apatita ($d_p=254 \mu\text{m}$); Tanque de $0,049 \text{ m}^3$.

Com os impelidores que operaram dentro do tanque de $0,010 \text{ m}^3$ (Figura 4.1), pode-se dizer que:

a) O número de potência da turbina de 2 pás inclinadas se estabiliza quando $N_{Re} > 9 \times 10^4$, sugerindo que, a partir de tal valor de N_{Re} ; tal impulsor opera em regime completamente turbulento. Neste caso, a dissipação de energia ocorre predominantemente por diferença de pressão e não por cisalhamento entre as camadas de polpa que se movimentam no interior dos tanques;

b) O mesmo raciocínio desenvolvido em (1) pode ser aplicado à turbina de 4 pás inclinadas, onde a magnitude de N_P se estabiliza a partir de um número de Reynolds mais baixo, isto é: $N_{Re} > 6 \times 10^5$;

c) Para a turbina de Rushton, a magnitude de N_P não se estabilizou com o aumento do número de Reynolds, indicando que o sistema não atingiu o regime completamente turbulento. Para um $N_{Re} \sim 7,5 \times 10^4$, o número de potência foi de $N_P \sim 3,0$. Tal valor encontra-se abaixo da faixa de valores reportada pela literatura (Tabela 2.2) e

esta discrepância pode ser explicada pela pequena escala do tanque ($0,010\text{m}^3$). Para um número de Reynolds da ordem de $7,5 \times 10^4$, a magnitude de N_P para a turbina de Rushton foi o dobro do valor de N_P para a turbina de quatro pás e quase seis vezes o valor de N_P para a turbina de duas pás;

d) Para o impelidor de duas pás, o número de potência se estabiliza no valor de $N_P \sim 0,6$;

e) Para o impelidor de quatro pás, o número de potência se estabiliza num valor de $N_P \sim 1,35$, o que está coerente com os valores encontrados na literatura (Tabela 2.2);

Com os impelidores que operaram dentro do tanque de $0,049\text{m}^3$ (Figura 4.2), pode-se dizer que:

a) O número de potência (N_P) da turbina de duas pás inclinadas se estabiliza quando $N_{Re} > 7,5 \times 10^4$, enquanto que o N_P da turbina de quatro pás inclinadas somente se estabiliza quando $N_{Re} > 1 \times 10^5$. No que concerne à turbina de Rushton, seu N_P não se estabilizou dentro da faixa de N_{Re} estudada ($7 \times 10^4 - 2 \times 10^5$). Deste modo, pode-se inferir que, diferentemente da turbina de Rushton, as turbinas de 2 ou 4 pás inclinadas atingiram o regime totalmente turbulento;

b) O valor de $N_P \sim 0,6$ determinado para a turbina de 2 pás permaneceu constante dentro da faixa de N_{Re} estudada ($7 \times 10^4 - 2 \times 10^5$);

c) Para $N_{Re} \sim 1 \times 10^5$, o valor de N_P da turbina de Rushton ($N_P \sim 4,3$) foi da ordem de três vezes superior ao N_P da turbina de quatro pás ($N_P \sim 1,35$) e quase nove vezes maior que o N_P da turbina de duas pás inclinadas ($N_P \sim 0,6$).

Para se avaliar a influência da dimensão dos tanques sobre o comportamento do número de potência versus número de Reynolds dos impulsores que neles operam, deve-se comparar os resultados da Figura 4.1 e Figura 4.2, onde se pode ressaltar que:

a) Com o impelidor de duas pás inclinadas, tanto no tanque de menor ($0,010\text{m}^3$) quanto no de maior dimensão ($0,049\text{m}^3$), o número de potência se estabilizou em $N_P \sim 0,6$ quando o escoamento atingiu o regime completamente turbulento;

b) No que diz respeito ao impelidor de quatro pás inclinadas, no tanque de menor tamanho ($0,010\text{m}^3$), o regime plenamente turbulento foi atingido quando $N_{Re} > 6 \times 10^4$ e a magnitude do número de potência se estabilizou em $N_P \sim 1,35$. No tanque de maior

escala ($0,049\text{m}^3$), todavia, o regime plenamente turbulento somente foi atingido quando se trabalhou com $N_{Re} > 1 \times 10^5$, isto é, quando o número de potência se estabilizou em $N_P \sim 1,35$;

c) Comparando-se os comentários (1) e (2), é importante realçar que, apesar do N_{Re} ser adimensional, no tanque de maior tamanho ($0,049\text{m}^3$), o regime de escoamento da polpa somente se tornou plenamente turbulento sob um número de Reynolds duas vezes mais alto do que no tanque de menor tamanho ($0,010\text{m}^3$). Não obstante, após atingir o regime plenamente turbulento, a magnitude de N_P ficou constante, independentemente do tamanho do tanque;

d) O comportamento do N_P da turbina de Rushton versus N_{Re} no tanque de menor dimensão ($0,010\text{m}^3$) foi completamente diferente do comportamento observado no tanque maior dimensão ($0,049\text{m}^3$), provavelmente pela dificuldade de encontrar a rotação crítica de suspensão para este impulsor (turbulência em excesso e permanência de partículas sólidas na base do tanque mesmo em rotações muito elevadas).

É de importância fundamental conhecer a potência transferida do impelidor para a polpa, com vista ao dimensionamento e escalonamento de tanques condicionadores. Na Figura 4.3 são apresentados os resultados da determinação da potência dissipada pela ação do impelidor nos tanques de $0,010\text{m}^3$ e $0,049\text{m}^3$ que operavam com rotação igual à rotação crítica (N_{js}) para se atingir o “Critério 1-s”. Observa-se que:

a) Operando com a turbina de 2 pás, o número de potência apresentou valores muito próximos para os tanques de $0,010$ e $0,049\text{m}^3$ ($N_P \sim 0,6$), enquanto que para o impelidor de 4 pás, ocorreu uma pequena discrepância: $N_P \sim 1,5$ (tanque de 10dm^3) versus $N_P \sim 1,3$ (tanque de $0,049\text{m}^3$);

b) Com a turbina de Rushton, os valores de N_P para ambos tanques diferiram em maior extensão: $N_P \sim 4,3$ (tanque de $0,010\text{m}^3$) versus $N_P \sim 4,0$ (tanque de $0,049\text{m}^3$).

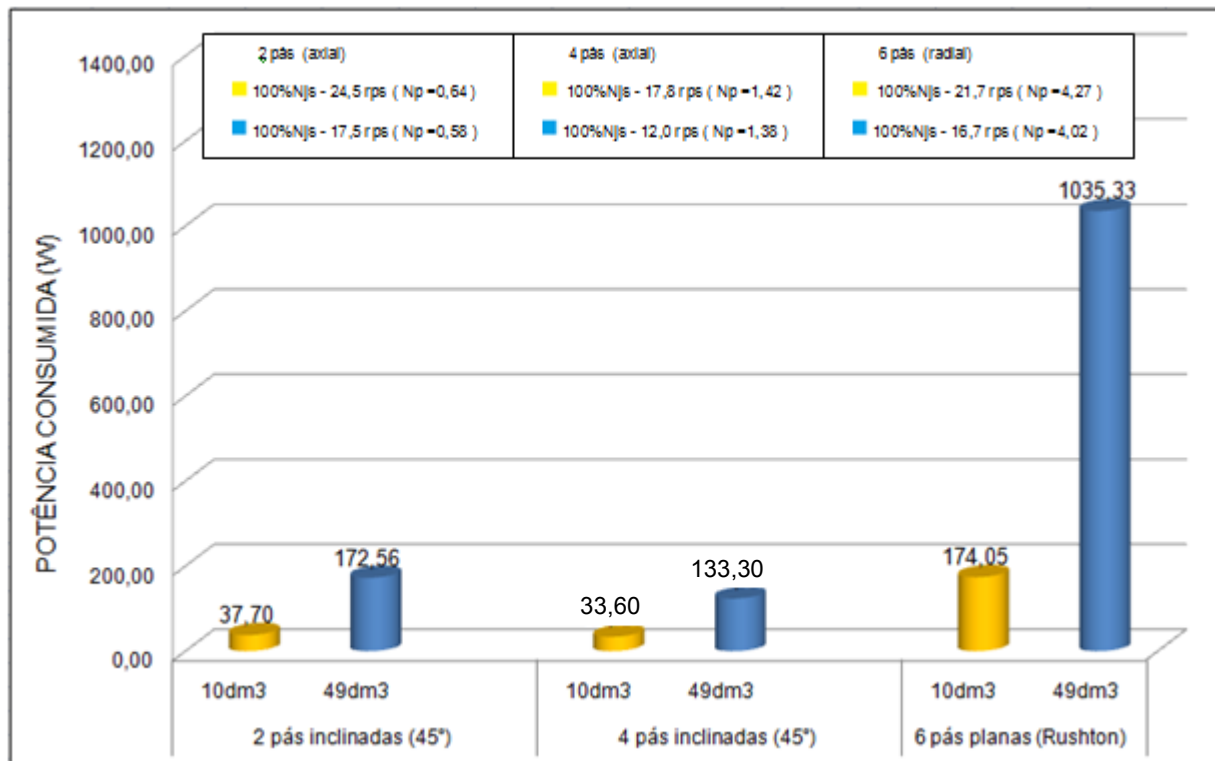


Figura 4. 3 - Potência consumida nos tanques de 0,010 e 0,049m³, com impelidores de diferentes desenhos (2 pás inclinadas a 45° x 4 pás inclinadas a 45° x turbina de Rushton de 6 pás planas) com concentração (X_T) total de 40% em peso de apatita. Njs de 100% é a rotação crítica de suspensão.

Com relação ao N_p dos impelidores que operavam no tanque de menor (0,010m³) versus de maior (0,049m³) escala, verifica-se que:

O impelidor de 2 pás inclinadas (Figura 4.3), obteve um $N_p \sim 0,6$ para ambos tanques, sendo que a relação P/V permaneceu no patamar de 4W/dm³;

a) Com impelidor de 4 pás inclinadas (Figura 4.3), observou-se $N_p \sim 1,5$ para o tanque de 0,010m³ e $N_p \sim 1,3$ para o tanque de 0,049m³. Esta pequena discrepância pode ser devida ao fato de que o “Critério 1-s”, adotado para se reconhecer N_{js} , é baseado em observação visual, além da propagação de erros na determinação da potência. Importante ressaltar, todavia, que a relação P/V ficou no patamar de $\sim 3W/dm^3$;

b) Importante ainda comentar que a relação P/V no tanque para o impelidor com 2 pás foi maior que a do impelidor com 4 pás muito provavelmente ao fato do impelidor com duas pás produzir mais vibração do que o de 4 pás. Tal instabilidade mecânica

pode constituir uma fonte de dissipação de energia sem, contudo, tal energia ser utilizada com o propósito de suspensão das partículas.

Considerando-se que o número de Froude (N_{Fr}) representa a razão entre as forças inerciais geradas pelo movimento das pás do impelidor ($N^2 \cdot D$) no interior do tanque versus a aceleração da gravidade ($9,81 \text{ m/s}^2$), toda vez que a razão entre inércia e gravidade for maior do que a unidade ($N^2 \cdot D/9,81 > 1$ ou $N_{Fr} > 1$), o movimento da polpa gerado pela rotação das pás do impelidor (inércia) sobrepuja a gravidade, favorecendo a suspensão das partículas. Obviamente a condição $N_{Fr} > 1$ também ocasiona centrifugação da polpa e, com isto, a formação de um vórtex no interior do tanque. Para evitar este fenômeno, os tanques foram dotados de quatro chicanas com largura (J) igual a 10% do diâmetro do tanque ($J=0,1T$).

Com os resultados apresentados graficamente da magnitude de N_{Fr} em função da rotação (N) do impelidor na Figura 4.4, pode-se verificar que:

a) Uma vez que N_{Fr} não é afetado de forma significativa pelo desenho do impelidor, todos os pontos relativos a um determinado tanque que, por sua vez, operam com um impelidor de mesmo diâmetro ($D=0,078\text{m}$ ou $D=0,132\text{m}$); pertencem à mesma curva, isto é, a uma mesma função quadrática;

b) Quando o tanque de menor volume (cujo impelidor exibe $D=0,078\text{m}$) operou com impelidor de 2 pás inclinadas em 45° , N_{Fr} assumiu valor maior que a unidade ($N_{Fr}=1,7$) mesmo numa condição dinâmica ($N=60\%$ de N_{js}) que não satisfazia o “Critério 1-s”. Não obstante, quando o mesmo tanque operou com o impelidor de 4 pás inclinadas em 45° , sob uma rotação de trabalho de 60% de N_{js} (que obviamente não satisfaz o “Critério 1-s”), N_{Fr} assumiu um valor menor do que a unidade ($N_{Fr}=0,9$);

c) O comportamento de N_{Fr} versus rotação do impelidor (N) para o tanque de maior volume (cujo impelidor exibe $D=0,132\text{m}$) exibiu o mesmo comportamento observado para o tanque de menor volume ($D=0,078\text{m}$). Deste modo, o número de Froude, por ignorar a geometria do impelidor, não pode ser considerado como um parâmetro extra para se prever a suspensão de sólidos em tanques condicionadores.

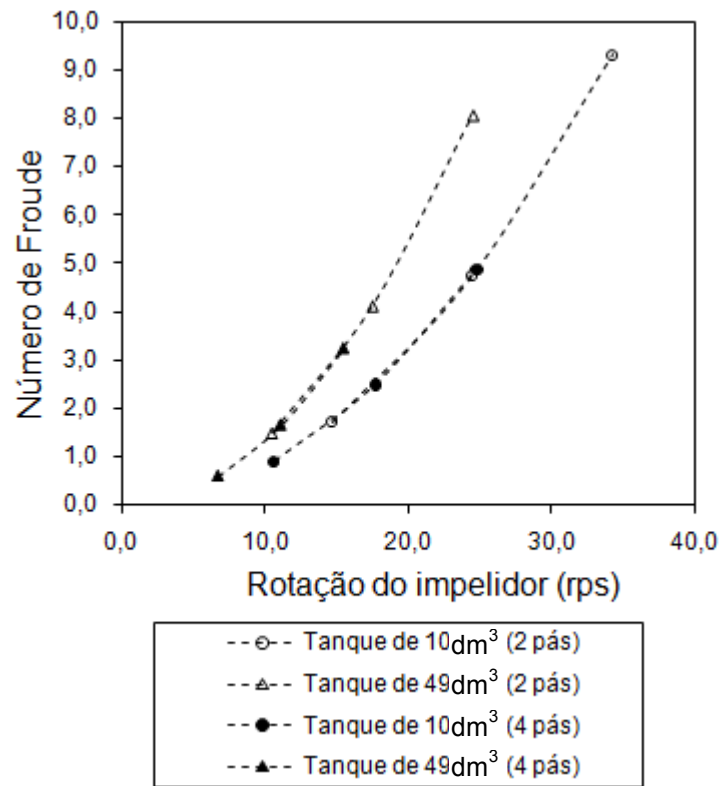


Figura 4. 4 - Número de Froude versus rotação dos impelidores de 2 e 4 pás inclinadas operando nos tanque de 0,010 e 0,049 m³.

Considerando-se o N_{Fr} das turbinas de Rushton ($D=0,078m$ versus $D=0,132$) que operaram nos tanques de menor ($0,010m^3$) e maior ($0,049m^3$) volume, observou-se $N_{Fr}>1$ mesmo quando se trabalhou com uma rotação ($N=60\%$ de N_{js}) que não satisfazia o “Critério 1-s”. Por serem redundantes, tais resultados não são apresentados no texto desta tese. Todavia, eles corroboram a inutilidade de se usar N_{Fr} para a previsão (mesmo que preliminar) da suspensão de sólidos em tanques condicionadores.

4.2 Perfil Axial de Concentração de Sólidos em Tanques de Condicionamento

Uma maneira de avaliar a distribuição dos sólidos dentro de tanques com agitação mecânica é através da coleta de amostras em diferentes alturas entre a base e o nível de líquido. Para cada rotação pré estabelecida (N_{js} para cada impulsor), amostras de polpa eram coletadas em cinco diferentes alturas em triplicata (h_1, h_2, h_3, h_4, h_5) relacionadas em função da altura do nível do líquido, sendo $H= 0,234\text{m}$ para o tanque de $0,010\text{m}^3$ e $H= 0,396\text{m}$ para o de $0,049\text{m}^3$. A representação dos dados obtidos foi ilustrada em gráficos com a posição de coleta (h/H) em função da concentração de sólidos (X) de cada ponto em percentagem, de acordo com a descrição utilizada por Van der Westhuizen e Deglon (2007). As Figuras 4.5 e 4.6, ilustram os resultados obtidos nos tanques de $0,010\text{m}^3$ e $0,049\text{m}^3$ na condição $N=N_{js}$, para o impelidor de 2 e 4 pás inclinadas (amostrador de 9mm de diâmetro), respectivamente. Observa-se nessas figuras que as curvas de % de sólidos ao longo da direção axial (h/H) apresentaram o mesmo perfil de distribuição, independentemente da dimensão do tanque. Desse modo, pode-se inferir que o tanque de maior dimensão ($0,049\text{m}^3$) reproduziu razoavelmente as condições de suspensão de partículas minerais que se tinha no tanque de menor dimensão ($0,010\text{m}^3$).

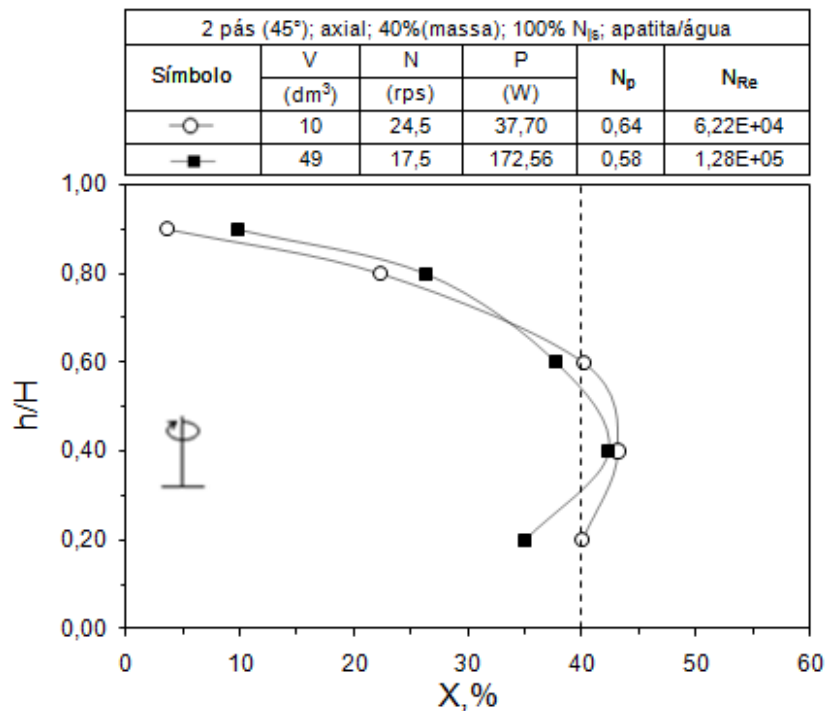


Figura 4. 5 - Perfil axial de concentração de sólidos nos tanques de 0,010m³ versus 0,049m³, onde operavam impelidores de 2 pás inclinadas. Amostrador de 9mm. Concentração total (X_T) de 40% (linha tracejada). H nível do líquido; h ponto de coleta a partir da base dos tanques; P é a potência no eixo por motor em balanço.

Na Figura 4.5, ainda é importante ressaltar que, embora nenhuma partícula repousasse no fundo do tanque por mais do que 1 ou 2 segundos (completa obediência ao “Critério 1-s”), a concentração de sólidos nas cotas mais altas do tanque eram muito inferiores àquelas observadas nas cotas próximas à posição do impelidor ($h/H=0,3$). Mais ainda, nesta mesma Figura 4.5, para o tanque de 49dm³, pode-se observar que quase todos os valores de % de sólidos determinados pela amostragem realizada na direção axial foram inferiores ao valor de 40%, isto é, aquele que foi utilizado para se preparar a polpa que alimentou os tanques. A razão para tal discrepância pode ser devida ao diâmetro do amostrador utilizado (9mm) não ter sido adequado para realizar a amostragem em condições isocinéticas (Capítulo 3 – Seção 3.4).

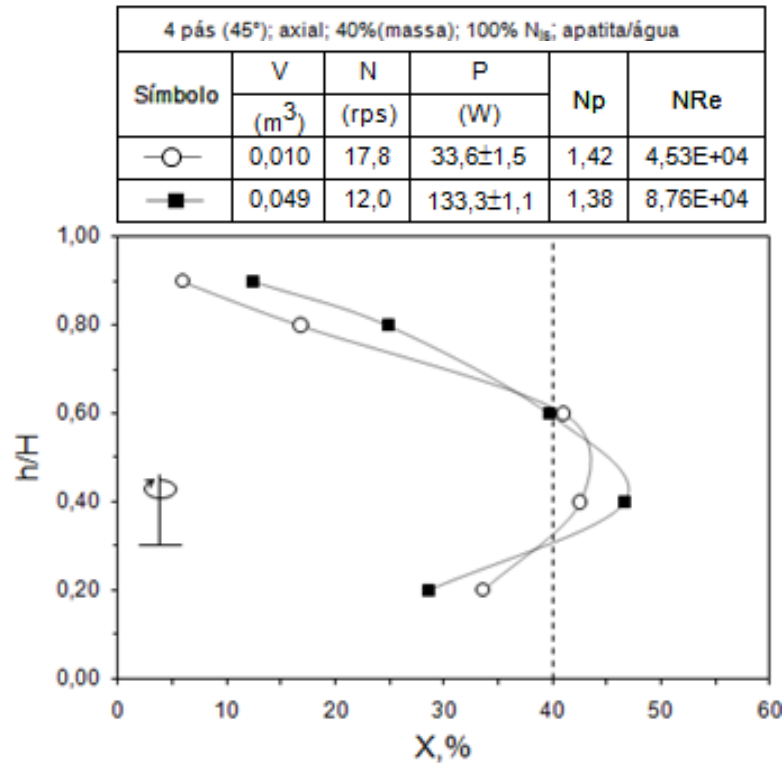


Figura 4. 6 - Perfil axial de concentração de sólidos em tanques de 0,010m³ versus 0,049m³, onde operavam impelidores de 4 pás inclinadas. Amostrador de 9mm. Concentração total (X_T) de 40% (linha tracejada). H nível do líquido; h ponto de coleta a partir da base; P é a potência no eixo por motor em balanço.

Na Figura 4.6, pode-se observar que o perfil de distribuição axial da % de sólidos em ambos tanques apresentou grande semelhança, isto é, o tanque de maior dimensão reproduziu razoavelmente as condições de suspensão de partículas de apatita que se tinha no tanque de menor dimensão. Este comportamento é semelhante ao observado para o impelidor de 2 pás (Figura 4.5).

Na Figura 4.7, onde operavam impulsores do tipo rushton (6 pás planas 90°) pode-se observar que o perfil de distribuição axial da % de sólidos em ambos tanques não apresentou semelhança. Provavelmente por causa da dificuldade em encontrar a rotação crítica de suspensão, devido ao excesso de turbulência dentro do tanque e dificuldade em visualizar o momento exato em que o “critério 1-s” se cumpria.

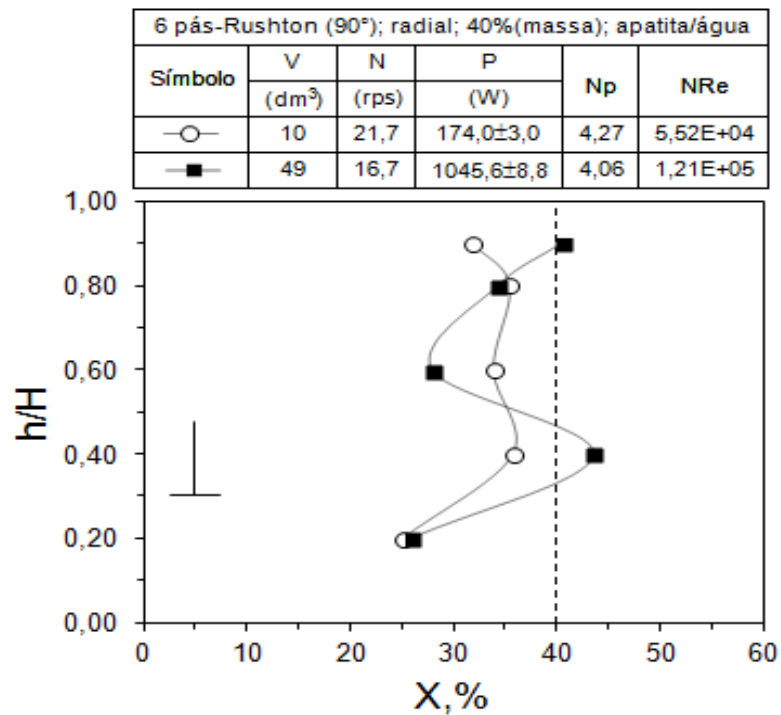


Figura 4. 7 - Perfil axial de concentração de sólidos em tanques de 0,010m³ versus 0,049m³, onde operavam impelidores de 6 pás planas. Amostrador de 9mm. Concentração total (X_T) de 40% (linha tracejada). H nível do líquido; h ponto de coleta a partir da base; P é a potência no eixo por motor em balanço.

É importante ressaltar, todavia que, para o sistema de amostragem adotado retratar a real condição do status da suspensão de sólidos nos tanques, a curva h/H versus X deve apresentar a simetria ilustrada na Figura 4.9, onde a área do lado esquerdo (A_1) da reta vertical $X=40\%$ deveria ser aproximadamente igual à área do lado direito (A_2). Tanto na Figura 4.5 quanto na Figura 4.6, pode-se observar que a área à direita (A_1) é muito maior do que a área da esquerda (A_2). Esta constatação indica que as polpas coletadas pelo sistema de amostragem apresentavam % de sólidos inferior à real em todas as situações.

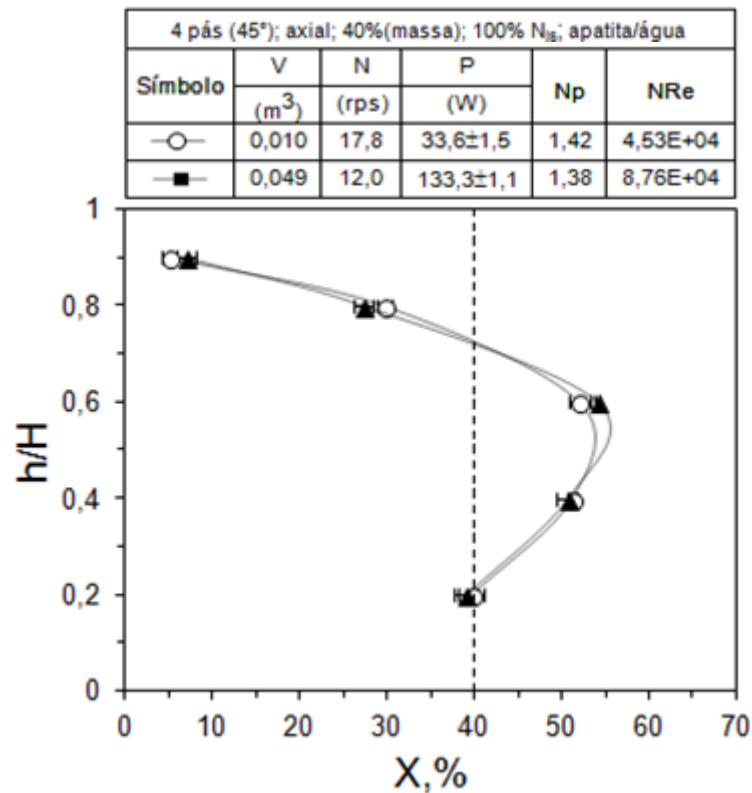


Figura 4. 8 - Perfil axial de concentração de sólidos em tanques de $0,010m^3$ versus $0,049m^3$, onde operavam impelidores de 4 pás inclinadas. Amostrador de 16mm. Concentração total (X_T) de 40% (linha tracejada). H nível do líquido; h ponto de coleta a partir da base; P é a potência no eixo por motor em balanço.

Pode-se observar que o perfil mostrado na Figura 4.8 apresenta aproximadamente a simetria ilustrada na Figura 4.8, indicando que com o aumento do diâmetro do amostrador para 16mm se obteve uma melhora no perfil de concentração de sólidos, retratando uma real condição do status da suspensão de partículas solidas no tanque.

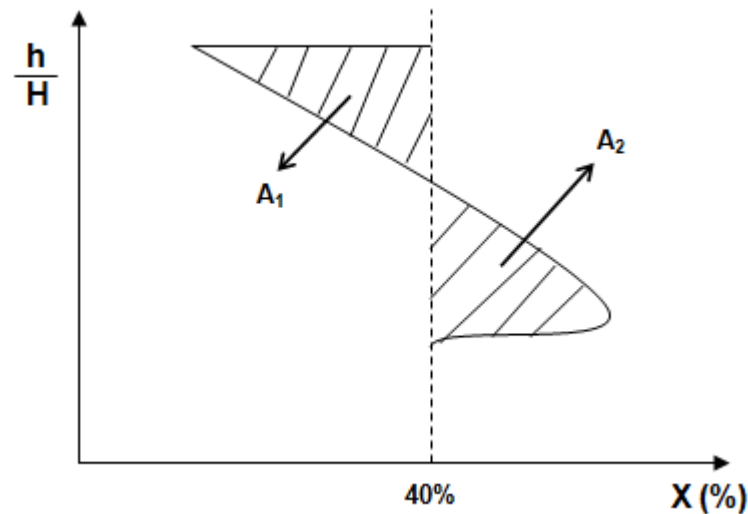


Figura 4. 9 - Distribuição hipotética da % de sólidos (X) versus altura relativa de amostragem (h/H) com distribuição simétrica em torno da reta vertical X=40%.

A razão do comportamento discrepante da distribuição h/H versus X foi discutida na Seção 3.6 (Capítulo 3) e pode ser explicada pela falha no sistema em realizar amostragem isocinética. De acordo com Brenchley e colaboradores (BRENCHLEY, D. L.; TURLEY, C. D.; YARMAC, R. F, 1980), amostragem isocinética é aquela em que a velocidade do fluido no amostrador é a mesma que o fluido apresenta fora dele. Toda vez que a velocidade de amostragem é maior que a velocidade do fluido fora do amostrador, a quantidade de partículas coletadas é menor que aquela que realmente ocorre no sistema. De acordo com dados das Tabelas 3.6 e 3.7, as amostragens realizadas com o amostrador de 9mm por este estudo se enquadram nesta situação.

Todavia, para os ensaios realizados com o amostrador de 16mm o *status* da distribuição de sólidos nos tanques, pode ser considerado adequado já que se assemelha ao perfil ideal de uma amostragem isocinética (Figura 4,8), atendendo o propósito desta tese.

4.2.1 Aplicação do modelo Sedimentação-Dispersão.

A aplicação do modelo de sedimentação-dispersão de Barresi e Baldi (1987), que foi aperfeiçoado por Lima (2009), aos resultados dos perfis de concentração de sólidos permite de uma forma simplificada, a identificação das regiões de alta e baixa turbulência dentro de sistemas com impulsores mecânicos, como discutido na seção 2.6.3.1. A partir de tal modelo, gráficos foram feitos para ilustrar a variação do logaritmo neperiano da concentração de sólidos ($\ln X$) em função da altura de coleta (h) de amostras dentro do tanque, como ilustrado pela Equação 2.9.

$$\frac{d\ln X_h}{dh} = \frac{-V_t}{D_s} \quad (2.9)$$

Segundo Lima (2009), a curva $\ln X$ versus h apresenta em cada ponto uma derivada que é representada pelo quociente $-V_t/D_s$, onde v_t é a velocidade terminal de sedimentação das partículas de apatita e D_s é o coeficiente de difusão turbulenta gerado pela ação do impelidor.

As Figuras 4.10, 4.11 e 4.11 apresentam as curvas $\ln X$ (concentração de sólidos) versus h (altura dentro do tanque), seguindo a abordagem de Lima (2009), com base no modelo de sedimentação-dispersão de Barresi e Baldi (1987).

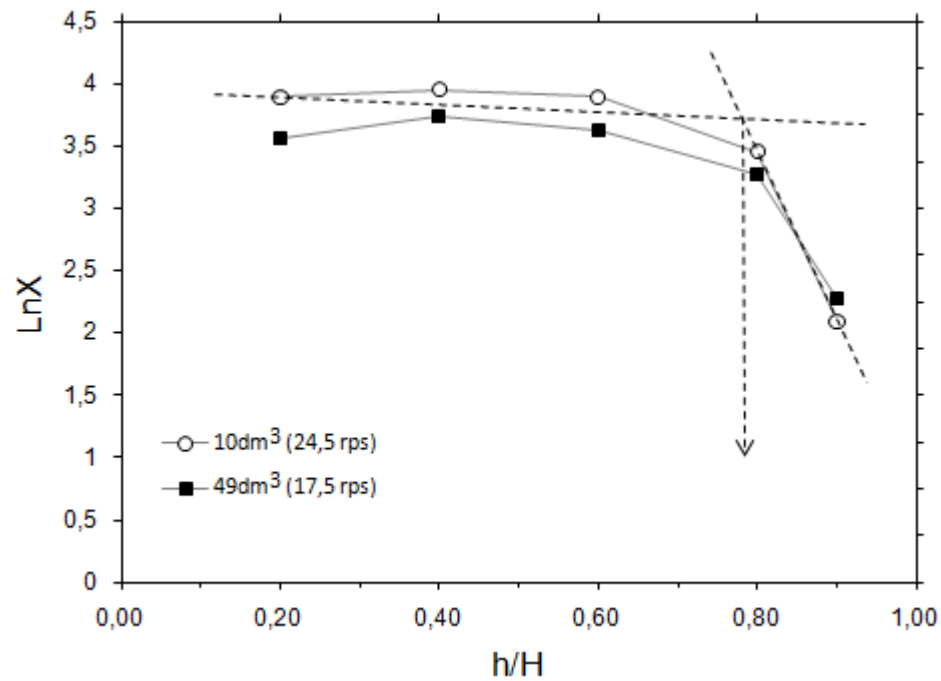


Figura 4. 10 - Aplicação do modelo de sedimentação-dispersão aos dados de suspensão em tanques de $0,010\text{m}^3$ versus $0,049\text{m}^3$ que operam com impelidores de 2 pás inclinadas. Concentração total (X_T) de 40% em peso de apatita. Rotação de trabalho igual a 100% de N_{js} .

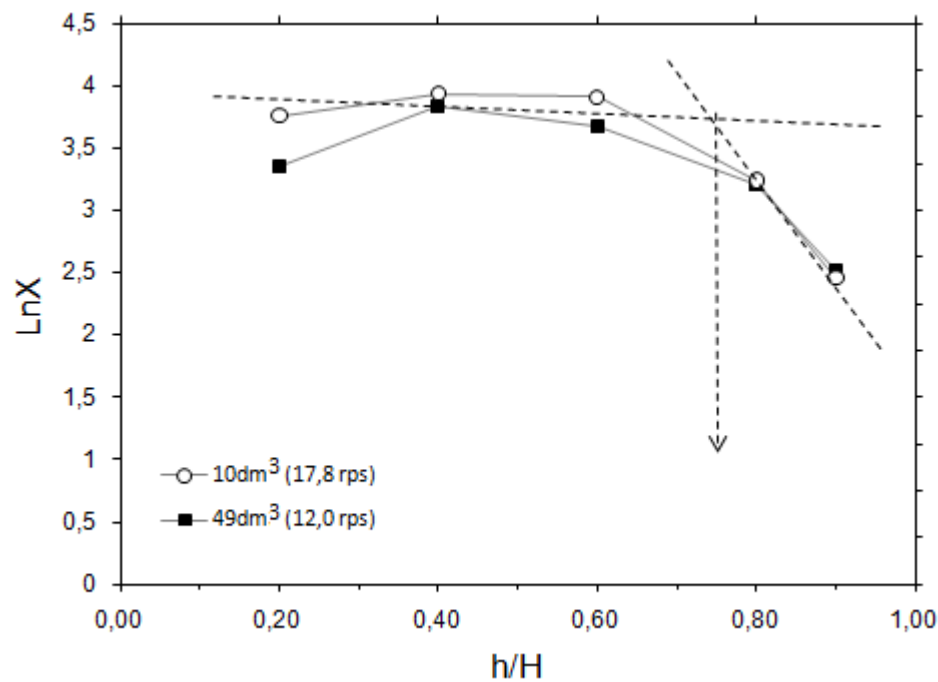


Figura 4. 11 - Aplicação do modelo de sedimentação-dispersão aos dados de suspensão em tanques de $0,010\text{m}^3$ versus $0,049\text{m}^3$ que operam com impelidores de 4 pás inclinadas. Concentração total (X_T) de 40% em peso de apatita. Rotação de trabalho igual a 100% de N_{js} .

No que diz respeito ao limite (L) entre a Zona Turbulenta e a Zona Quiescente observado nos tanques em estudo, com base nas Figuras 4.10-4.11, observa-se que:

a) Com o impelidor de 2 pás inclinadas operando com rotação de trabalho de 100% da magnitude de N_{js} (Figura 4.10), independentemente da escala dos tanques, L ocorreu quando $h/H \sim 0,8$;

b) Na operação com o impelidor de 4 pás inclinadas, sob a condição operacional $N=N_{js}$, L ocorreu quando $h/H \sim 0,75$, tanto para ambos tanques (Figura 4.11);

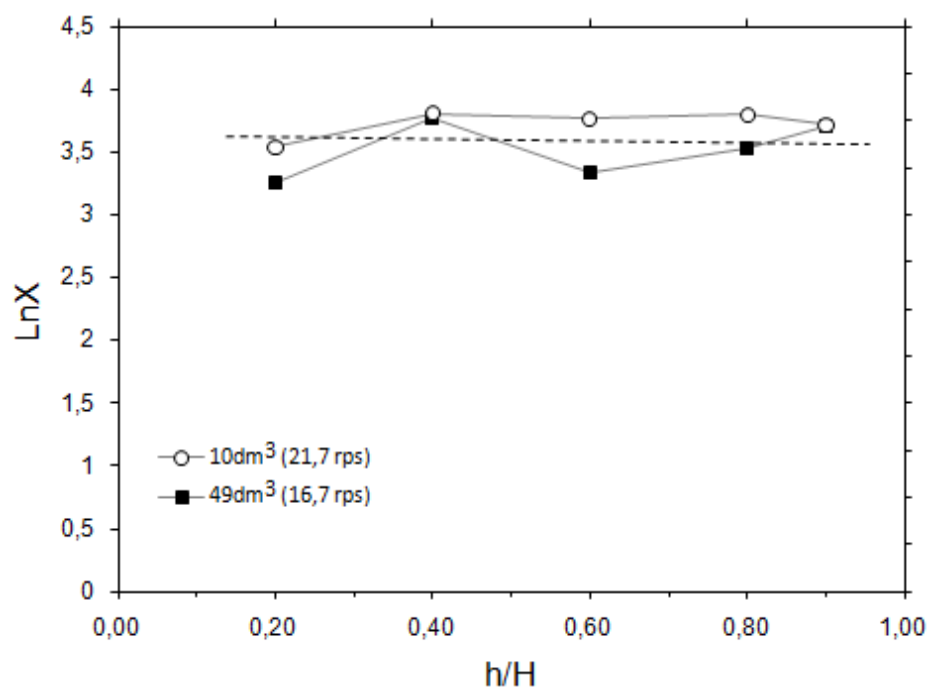


Figura 4. 12 - Aplicação do modelo de sedimentação-dispersão aos dados de suspensão em tanques de $0,010\text{m}^3$ versus $0,049\text{m}^3$ que operam com impelidores de 6 pás planas. Concentração total (X_T) de 40% em peso de apatita. Rotação de trabalho igual a 100% de N_{js} .

No Figura 4.12 pode-se observar que não houve um limite entre as regiões de alta e baixa turbulência dentro do sistema. Com a turbina de Rushton a Zona Turbulenta ocupou toda a extensão dos dois tanques utilizados.

4.3 Validação experimental dos métodos de ampliação de escala

Na flotação de minérios, quando se executa o condicionamento em escala industrial, espera-se que o tanque condicionador seja capaz de misturar adequadamente as partículas minerais com a fase aquosa que contém os reagentes. Uma maneira de se obter tal desejada mistura é garantir que se cumpra o “Critério 1-s”. Para isso, o impelidor deve operar com uma rotação crítica (N_{js}) que, nesta tese, foi determinada por um critério visual.

No Capítulo 4 desta tese, determinou-se o parâmetro N_{js} para o tanque de menor e maior tamanho, tomando-se o cuidado de verificar se tal rotação reproduzia, em ambas escalas, a distribuição axial de sólidos no interior dos tanques, assim como a propagação da turbulência gerada pelo movimento do impelidor até as cotas mais altas. Observou-se que, para os impelidores de 2 e 4 pás, foi possível obter condições razoavelmente semelhantes de distribuição de sólidos nos tanques. A turbina de Rushton, todavia, mostrou-se mais problemática, talvez porque não seja adequada à aplicação desejada.

4.3.1 Métodos de ampliação de escala

Trabalhando-se com um tanque condicionador de menor tamanho (tanque1), e definindo-se uma rotação de trabalho para seu impelidor (N_1), a rotação (N_2) de um tanque de maior tamanho (tanque2) que exhibe similaridade geométrica com o primeiro, pode ser determinada através de métodos de escalonamento que são baseados em análise dimensional. Esse assunto foi apresentado e discutido no Capítulo 2 desta tese. De acordo com o que reporta Badino Jr e Schmidell (2001), tais métodos partem da premissa de que, no escalonamento, permanecem constantes os seguintes parâmetros:

- 1) A relação entre potência (P) dissipada pelo impelidor e o volume (V) do tanque condicionador, ou seja, $(P_1/V_1) = (P_2/V_2)$;

- 2) Velocidade periférica (v_p) do impelidor, ou seja, $N_1.D_1 = N_2.D_2$;
- 3) Tempo de mistura (t_m), ou seja, $t_{m1} = t_{m2}$;
- 4) Razão entre vazão de bombeamento (Q_b) do impelidor e volume (V) do tanque, ou seja, $(Q_{b1}/V_1) = (Q_{b2}/V_2)$;
- 5) Número de Reynolds (N_{Re}) do impelidor: $N_1.(D_1)^2 = N_2.(D_2)^2$;

Chamando de tanque-1 o protótipo de $0,010\text{m}^3$ e definindo que a rotação de trabalho (N_1) do seu impelidor é igual à rotação mínima necessária para cumprir o “Critério 1-s” (N_{js}), é possível prever a rotação do tanque-2 (N_2) que atenda ao mesmo critério, partindo-se de premissas diversas, como a constância dos parâmetros: P/V , v_p , t_m , Q_b/V e N_{Re} . Os resultados são apresetados na Tabela 4.2 de onde se podem tirar as informações apresentadas e discutidas nos parágrafos seguintes.

Na Tabela 4.2, considerando o impelidor de 2 pás e comparando-se os valores de N_{js} diretamente medidos no tanque de $0,049\text{m}^3$ (coluna 5) versus aqueles que foram calculados (coluna 8), assim como a discrepância entre o valor calculado e medido (coluna 9) é possível verificar que a premissa “ $P/V = \text{constante}$ ” foi aquela que produziu a menor discrepância (erro de 2%) entre o valor de N_{js} medido ($17,5 \text{ s}^{-1}$) e calculado ($17,2 \text{ s}^{-1}$). As demais premissas geraram erros acima de 15%. Mesmo comportamento foi observado para a turbina de 4 pás e turbina de Rushton, onde erros menores que 10% somente foram obtidos quando se adotou a premissa “ $P/V = \text{constante}$ ”. Deste modo, dentro do universo dos métodos de escalonamento baseados em análise dimensional, somente a premissa “ $P/V = \text{constante}$ ” foi capaz de prever rotações do impelidor com erro menor que 10%.

Tabela 4. 2 - Previsão da rotação do tanque de 0,049m³ com base no tanque de 0,010m³, utilizando-se parâmetros de escalonamento que são baseados em análise dimensional.

Técnicas de escalonamento (Badino Jr e Schmidell, 2001) (***)	Escala (1) Tanque de 0,010m ³			Escala (2) Tanque de 0,049 m ³								
	Valores Experimentais de Njs (rps)			Valores Experimentais de Njs (rps)			Valores Previstos de Njs (rps)					
	Geometria dos impelidores (*)			Geometria dos impelidores (*)			Geometria dos impelidores (*)					
	(1)	(2)	(3)	(1)	(2)	(3)	(1)	Erro (**)	(2)	Erro	(3)	Erro
$\left(\frac{P}{V}\right) = \text{cte}$ $N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{\frac{2}{3}}$	24,5	17,8	21,7	17,5	12,0	16,7	17,2	2%	12,5	4%	15,3	8%
$(v_p) = \text{cte}$ $N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)$	24,5	17,8	21,7	17,5	12,0	16,7	14,4	17%	10,5	12%	12,8	23%
$(t_m) = \text{cte}$ $N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^{\frac{1}{4}}$	24,5	17,8	21,7	17,5	12,0	16,7	21,4	22%	15,6	30%	19,0	14%
$(Q_b/V) = \text{cte}$ $N_2 = N_1$	24,5	17,8	21,7	17,5	12,0	16,7	24,5	40%	17,8	48%	21,7	30%
$(N_{Re}) = \text{cte}$ $N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^2$	24,5	17,8	21,7	17,5	12,0	16,7	8,5	51%	6,2	48%	7,6	55%

(*) Geometria dos impelidores → (1) impelidor de 2 pás inclinadas em 45°; (2) impelidor de 4 pás inclinadas em 45° inclinadas; (3) Impelidor de 6 pás planas (turbina de Rushton).

$$(**) \text{Erro} = 100 \cdot \sqrt{(N_{REAL} - N_{CALCULADO})^2} / N_{REAL}$$

(***) N₁ = rotação na menor escala; N₂ = rotação na maior escala; D₁ = diâmetro do tanque menor; D₂ = diâmetro do tanque maior.

Ainda na Tabela 4.2, é importante ressaltar que, adotando-se como premissa de escalonamento a constância do número de Reynolds, encontraram-se erros relativamente elevados, mas próximos entre si, indicando a possibilidade de se utilizar um fator de correção.

4.3.2 Aplicação dos métodos empíricos

Além dos métodos tradicionais apresentados na Tabela 4.2, foram utilizados dois métodos empíricos que são indicados pela literatura para realizar a ampliação de escala: 1) Rautzen e colaboradores (1976); 2) Zwietering (1958) e o método proposto por esta tese, baseado em seus resultados experimentais.

4.3.2.1 Método de Rautzen e colaboradores

O método proposto por Rautzen, Corpstein e Dickey (1976) é aplicável a sistemas geometricamente similares que, para suspensão de sólidos, foi recomendado pelos autores um expoente de $\frac{3}{4}$ para a relação da rotação em função do diâmetro do impelidor, como ilustrado na Equação 4.1.

$$N_2 = N_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^{3/4} \quad (4.1)$$

Os resultados obtidos com a equação 4.1, aplicados às condições do presente trabalho estão ilustrados na Tabela 4.3, onde se pode verificar que:

- a) Com os impelidores axiais, os erros foram menores que 10%, corroborando a utilidade deste método para uso no escalonamento de condicionadores que processam minério de fosfato que contém partículas grossas;
- b) Utilizando o impelidor radial (turbina de Rushton), o erro foi de 12%.

Tabela 4. 3 - Resultados obtidos pelo método de Rautzen, Corpstein e Dickey (1976)

Geometria do Impelidor	Rotação do impelidor (s ⁻¹)			Erro (*)
	Valor experimental (real)		Valor calculado para o tanque de 0,049m ³	
	Tanque de 0,010m ³ (**)	Tanque de 0,049m ³ (***)		
2 pás inclinadas	24,5	17,5	16,5	6%
4 pás inclinadas	17,8	12,0	12,0	0%
6 pás planas (turbina de Rushton)	21,7	16,7	14,6	12%

(*) Erro = $100 \cdot \sqrt{(N_{REAL} - N_{CALCULADO})^2} / N_{REAL}$

(**) D₁ = 0,078m

(***) D₂ = 0,132m.

A equação empírica sugerida pelos autores Rautzen, Corpstein e Dickey forneceu valores próximos aos encontrados neste trabalho, com desvio máximo de 12%, ou seja, pode ser utilizado para a aplicação em questão.

4.3.2.2 Método de Zwietering

Conforme se viu no Capítulo 2 desta tese, Zwietering (1958) desenvolveu uma equação (Equação 2.7) que relacionava a rotação crítica (N_{js} ou N_z) necessária para o impulsor promover o “Critério 1-s”. Em tal equação, N_{js} é inversamente proporcional ao diâmetro do impelidor (D), ou seja: N_{js} ∝ (1/D)^{0,85}. Seguindo o raciocínio de Zwietering, é possível relacionar a rotação do impulsor do tanque maior (N₂) com a rotação do tanque menor (N₁) e os diâmetros (D₁ e D₂) dos impelidores que operam nos respectivos tanques, conforme mostra a Equação 4.2. Os resultados são apresentados na Tabela 4.4.

$$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^{0,85} \quad (4.2)$$

Tabela 4. 4 - Resultados obtidos pelo método de Zwietering (1958).

Geometria do Impelidor	Rotação do impelidor (s ⁻¹)			Erro (*)
	Valor experimental (real)		Valor calculado para o tanque de 0,049m ³	
	Tanque de 0,010m ³ (**)	Tanque de 0,049m ³ (***)		
2 pás inclinadas	24,5	17,5	15,6	11%
4 pás inclinadas	17,8	12,0	11,4	5%
6 pás planas (turbina de Rushton)	21,7	16,7	13,9	17%

(*) Erro = $100 \cdot \sqrt{(N_{REAL} - N_{CALCULADO})^2} / N_{REAL}$ (**) D₁ = 0,078m (***) D₂ = 0,132m.

Os resultados obtidos a partir da Equação 4.2 são exibidos na Tabela 4.4. Eles sinalizam que:

a) Para os impelidores de fluxo axial (2 e 4 pás inclinadas em 45°) de mesmo diâmetro, os erros (5% e 11%, respectivamente) foram inferiores àquele obtido para uma turbina de Rushton (erro=17%) de mesmo diâmetro;

b) Dentre os impelidores de fluxo axial, o de 4 pás foi aquele que apresentou menor erro (4%).

4.3.2.3 Método proposto a partir dos resultados desta tese

Os resultados de medidas de rotação dos impelidores (turbina de 2 pás, 4 pás e turbina de Rushton) que operaram dentro dos tanques de 0,010m³ e 0,049m³ alimentaram um modelo que pode ser descrito pela Equação 4.3, onde n caracteriza o tipo de impelidor utilizado. Como se observa na Tabela 4.5, a magnitude do expoente n varia entre 0,50 e 0,75.

$$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^n \quad (4.3)$$

Tabela 4. 5 - Resultados obtidos pelo modelo proposto por esta tese.

Geometria do Impelidor	Rotação do impelidor (s ⁻¹)		
	Valor experimental (real)		Valor de n calculado
	Tanque de 0,010m ³ (**)	Tanque de 0,049m ³ (***)	
2 pás inclinadas em 45° $N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^n$	24,5	17,5	0,64
4 pás inclinadas em 45° $N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^n$	17,8	12,0	0,75
Turbina de Rushton $N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^n$	21,7	16,7	0,50

(**) D₁ = 0,078m (***) D₂ = 0,132m.

4.3.3 Comparação dos métodos de ampliação de escala

Resumindo as informações apresentadas e discutidas nas seções 4.3.1 e 4.3.2 deste capítulo, é possível compilar um resumo geral do desempenho do escalonamento obtido para os três tipos de impelidores. No que diz respeito ao impelidor de duas pás inclinadas em 45°, tem-se os resultados apresentados na Tabela 4.6.

Tabela 4. 6 - Escalonamento de tanques com impelidores de 2 pás inclinadas em 45°.

Expressões para Escalonamento (*) (**)	Premissas	Valores de N_2 (s^{-1})		Erro (***)
		Real	Previsto	
$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,67}$	$\left(\frac{P}{V}\right) = \text{constante}$	17,5	17,2	2%
$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)$	$v_p = \text{constante}$	17,5	14,4	17%
$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,25}$	$t_m = \text{constante}$	17,5	21,4	22%
$N_2 = N_1$	$\left(\frac{Q_b}{V}\right) = \text{constante}$	17,5	24,5	40%
$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^2$	$N_{Re} = \text{constante}$	17,5	8,5	51%
$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,75}$	Método empírico de Rautzen	17,5	16,5	6%
$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,85}$	Método empírico de Zwietering	17,5	15,6	11%

(*) $D_1 = 0,078\text{m}$ (**) $D_2 = 0,132\text{m}$ (***) $\text{Erro} = 100 \cdot \sqrt{(N_{REAL} - N_{CALCULADO})^2} / N_{REAL}$

Observa-se na Tabela 4.6 que a equação de escalonamento baseada na constância da razão P/V (que exibiu erro de 2%) e também a expressão empírica proposta por Rautzen e colaboradores (erro de 6%) foram aquelas que previram um valor para a rotação (N_{js}) do impulsor mais próximo do valor real, isto é, com menor erro. O expoente (n) a que se elevou o fator D_1/D_2 foi de $n=0,67$ para o primeiro caso e $n=0,75$ para o segundo. Considerando-se o impelidor que exhibe desenho do tipo 4 pás inclinadas, tem-se os resultados da Tabela 4.7.

Tabela 4. 7 - Escalonamento de tanques com impelidores de 4 pás inclinadas em 45°.

Expressões (*) (**)	Premissas	Valores de N_2 (s ⁻¹)		Erro (***)
		Real	Previsto	
$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,67}$	$\left(\frac{P}{V}\right) = \text{constante}$	12,0	12,5	4%
$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)$	$v_p = \text{constante}$	12,0	10,5	12%
$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,25}$	$t_m = \text{constante}$	12,0	15,6	30%
$N_2 = N_1$	$\left(\frac{Q_b}{V}\right) = \text{constante}$	12,0	17,8	48%
$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^2$	$N_{Re} = \text{constante}$	12,0	6,2	48%
$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,75}$	Método empírico de Rautzen et al.	12,0	12,0	0%
$N_2 = N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,85}$	Método empírico de Zwietering	12,0	11,4	5%

(*) $D_1 = 0,078\text{m}$ (**) $D_2 = 0,132\text{m}$ (***) $\text{Erro} = 100 \cdot \sqrt{(N_{REAL} - N_{CALCULADO})^2} / N_{REAL}$

Na Tabela 4.7 pode-se verificar que a equação baseada na constância da relação P/V (erro de 4%) e as expressões empíricas propostas por Rautzen e colaboradores (erro de 0%) ou Zwietering (erro de 5%) foram aquelas que previram valores para a rotação do impelidor (N_{js}) mais próximas do valor real e, com isto, exibiram os menores erros (<10%). Para a abordagem baseada na constância de P/V , o expoente (n) a que se elevou o fator D_1/D_2 foi de $n=0,67$, enquanto que nas expressões empíricas propostas por Rautzen e colaboradores e também Zwietering, os expoentes foram de $n=0,75$ e $n=0,85$, respectivamente.

No que diz respeito à turbina de Rushton, tem-se os resultados da Tabela 4.8, onde se observa que o escalonamento baseado na constância da razão P/V (erro de 8%) foi a única abordagem que apresentou erro menor que 10%. Para tal método, o expoente (n) a que se elevou o fator D_1/D_2 foi de $n=0,67$, que difere do modelo proposto por esta tese ($n=0,50$).

Com base nos resultados apresentados nas Tabelas 4.6-4.8, foi possível selecionar as expressões de escalonamento que se mostraram mais adequadas para prever a rotação de impulsores que exibiam desenhos de 2 pás inclinadas, 4 pás inclinadas e turbina de Rushton. Para efetuar a seleção das técnicas de escalonamento mais adequadas, utilizou-se o critério do menor erro. Os resultados são apresentados na Tabela 4.9.

Observa-se na Tabela 4.9 que, para o impelidor de 2 pás, a expressão $(D_1/D_2)^n$ poderia ser elevada ao expoente médio $\bar{n}=0,71$. Para esta situação, a média dos erros é de 4%. O valor de $\bar{n}=0,71$ não difere em larga extensão daquele ($n= 0,63$) que foi determinado pelo modelo gerado com os dados experimentais que suportaram esta tese (Tabela 4.5).

Tabela 4. 8 - Escalonamento de tanques com turbina de Rushton.

Expressões para Escalonamento (*) (**)	Premissas	Valores de N_2 (s^{-1})		Erro (***)
		Real	Previsto	
$N_2=N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,67}$	$\left(\frac{P}{V}\right) = \text{constante}$	16,7	15,3	8%
$N_2=N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)$	$v_p=\text{constante}$	16,7	12,8	23%
$N_2=N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,25}$	$t_m=\text{constante}$	16,7	19,0	14%
$N_2 = N_1$	$\left(\frac{Q_b}{V}\right) = \text{constante}$	16,7	21,7	30%
$N_2=N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^2$	$N_{Re}=\text{constante}$	16,7	7,6	55%
$N_2=N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,75}$	Método empírico de Rautzen et al.	16,7	14,6	12%
$N_2=N_1 \cdot \left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,85}$	Método empírico de Zwietering	16,7	13,9	17%

(*) $D_1 = 0,078\text{m}$ (**) $D_2 = 0,132\text{m}$ (***) $\text{Erro} = 100 \cdot \sqrt{(N_{REAL} - N_{CALCULADO})^2} / N_{REAL}$

Ainda na Tabela 4.9, observa-se que:

a) Para o impelidor de 4 pás, a expressão $(D_1/D_2)^n$ poderia ser elevada ao expoente médio $\bar{n}=0,76$. A esta situação está associado um erro médio de 3%. O valor de $\bar{n}=0,76$ não difere daquele valor ($n=0,75$) que resultou do modelo baseado nos dados experimentais que suportaram esta tese (Tabela 4.4);

b) Para a turbina de Rushton, a expressão $(D_1/D_2)^n$ poderia ser elevada ao expoente $n=0,67$. A esta situação está associado um erro de 8%. O valor $n=0,67$ difere muito do expoente ($n=0,50$) que foi determinado pelo modelo gerado pelos dados experimentais que suportaram esta tese (Tabela 4.5).

Tabela 4. 9 - Seleção de Métodos de Escalonamento mais Adequados para Suspensão de Partículas de Apatita em Tanques Condicionadores de Reagentes de Flotação.

Desenho do impelidor	Métodos Selecionados	$\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^n$	Valor médio do expoente	Média dos erros
2 pás inclinadas	Constância de $\frac{P}{V}$	$\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,67}$	$\bar{n}=0,71$	4%
	Método de Rautzen e colaboradores	$\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,75}$		
4 pás inclinadas	Constância de $\frac{P}{V}$	$\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,67}$	$\bar{n}=0,76$	3%
	Método de Rautzen e colaboradores	$\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,75}$		
	Método de Zwietering	$\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,85}$		
Turbina de Rushton	Constância de $\frac{P}{V}$	$\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0,67}$	$n=0,67$	8%

CAPÍTULO 5 – CONCLUSÃO

O uso da variável de processo (N_{js}) como baliza para o escalonamento pode ser ainda mais refinado, exigindo-se que tanto no tanque maior ($0,049\text{m}^3$) quanto no protótipo ($0,010\text{m}^3$) ocorra um perfil axial de distribuição de sólidos que seja semelhante. Neste caso, o desenho do impulsor vai desempenhar um papel muito preponderante:

a) Os tanques de $0,010\text{m}^3$ e $0,049\text{m}^3$ que operavam com impulsores de duas ou quatro pás inclinadas em 45° , girando sob a rotação mínima necessária para o cumprimento do “Critério 1-s” (N_{js}), exibiram perfis axiais de distribuição de sólidos que se mostraram muito semelhantes entre si, indicando que, quando os dois tanques operam sob a rotação mínima necessária para se atingir o “Critério 1-s”, a distribuição das partículas grossas de apatita distribuir-se-ão ao longo do eixo do impelidor de forma semelhante;

b) Por outro lado, quando se utilizou impelidor do tipo turbina de Rushton, os tanques de $0,010\text{m}^3$ e $0,049\text{m}^3$ não exibiram perfil axial de distribuição de sólidos semelhante. Tal discrepância indica que o cumprimento do “Critério 1-s” não parece ser suficiente para garantir uma mesma distribuição de partículas ao longo da direção axial dos tanques. A turbina não é recomendada para as condições estudadas (suspensão de sólidos).

Em complemento ao uso dos perfis axiais de distribuição de sólidos, pode-se também utilizar o modelo de sedimentação-dispersão de Baldi e Barresi (1987), modificado por Lima (2009), para se caracterizar o status da suspensão de partículas em tanques, objetivando balizar o seu escalonamento. Neste caso, utilizar-se-á o limite entre a Zona Turbulenta (que ocorre nas cotas inferiores) e Zona Quiescente (que ocorre nas cotas superiores). Operando os tanques de $0,010\text{m}^3$ e o de $0,049\text{m}^3$ sob a rotação mínima necessária para se atingir o “Critério 1-s” (N_{js}), verificou-se que:

a) Utilizando os impelidores axiais (de 2 ou 4 pás inclinadas em 45°) quando a rotação de trabalho foi de 100% de N_{js} , o limite entre a Zona Turbulenta e Zona

Quiescente ocorreu, aproximadamente, entre 70% e 80% da altura dos tanques de $0,010\text{m}^3$ e $0,049\text{m}^3$, respectivamente;

b) No caso da turbina de Rushton, a Zona Turbulenta praticamente ocupou toda a extensão dos dois tanques condicionadores.

Aplicando-se 7 métodos clássicos de escalonamento (dois deles de natureza empírica e outros cinco baseados em análise dimensional) a um tanque de $0,010\text{m}^3$ e conhecendo-se a magnitude da variável N_{js} relativa a tal tanque (N_1), foi possível prever ou calcular a magnitude da mesma variável no tanque de $0,049\text{m}^3$ (N_2 calculada). A magnitude de N_2 que foi calculada (ou prevista) pelos métodos de escalonamento foi comparada a outra, que foi determinada experimentalmente (N_2 real ou experimental). A determinação do desvio (ou erro percentual) entre valor medido (real) e o valor calculado para a magnitude de N_2 permitiu escolher o método de escalonamento que é mais indicado para ser usado em tanques condicionadores que processam partículas grossas de apatita. Tal escolha, todavia, foi dependente do tipo de impelidor utilizado:

Com o impelidor do tipo 2 pás inclinadas, dois métodos apresentaram erro percentual menor do que 10% e, por isto, foram eleitos como os mais indicados para uso no escalonamento dos tanques em questão:

a) O método que se baseia na constância da relação potência/volume, doravante chamado de “Método P/V”, é descrito pela expressão $N_2 = N_1 \cdot (D_1/D_2)^{0,67}$ e produziu um erro de somente 2%. O método empírico de Rautzen e colaboradores, doravante chamado de “Método Rautzen”, que é descrito pela expressão $N_2 = N_1 \cdot (D_1/D_2)^{0,75}$, produziu erro de 6%. Ambos métodos, por apresentarem erro menor que 10%, podem ser considerados como sendo adequados à aplicação desejada;

b) A adequação do “Método P/V” e também “Método de Rautzen” a esta aplicação sinaliza que o expoente (n) a que é elevada a razão $(D_1/D_2)^n$ encontra-se numa faixa de valores entre 0,67 e 0,75, ou seja, $N_2 = N_1 \cdot (D_1/D_2)^{0,71}$.

Nos ensaios com o impelidor do tipo 4 pás, três métodos de escalonamento apresentaram um erro percentual menor do que 10% e, por isto, foram eleitos como os mais indicados para a aplicação em questão:

a) O “Método P/V”, que é descrito pela expressão $N_2 = N_1 \cdot (D_1/D_2)^{0,67}$ produziu um erro de somente 4%. O “Método de Rautzen”, descrito pela expressão $N_2 = N_1 \cdot (D_1/D_2)^{0,75}$, produziu o mesmo valor de expoente n proposto por este estudo. O método empírico proposto por Zwietering, que é descrito pela expressão $N_2 = N_1 \cdot (D_1/D_2)^{0,85}$, produziu erro de 5%, sugerindo ser apropriada a sua adequação ao propósito desta tese;

b) Em virtude da adequação do “Método P/V”, “Método de Rautzen” e o “Método de Zwietering” a esta aplicação, pode-se inferir que o expoente (n) a que é elevada a razão $(D_1/D_2)^n$ se encontra numa faixa de valores entre 0,67 e 0,85, ou seja, $N_2 = N_1 \cdot (D_1/D_2)^{0,76}$.

As operações com a turbina de Rushton indicaram que, somente o Método P/V apresentou erro percentual menor do que 10% e, em decorrência disto, é o único que se mostrou adequado à aplicação almejada. Deste modo, a expressão de escalonamento mais indicada para este impelidor é: $N_2 = N_1 \cdot (D_1/D_2)^{0,67}$.

Uma vez que a determinação do valor real de N_2 foi baseada numa técnica experimental influenciada pelas limitações do observador, pode-se inferir que uma expressão geral de escalonamento do tipo $N_2 = N_1 \cdot (D_1/D_2)^{0,75}$ atende razoavelmente bem aos propósitos desta aplicação, haja vista que medidas de potência e a conseqüente relação P/V podem constituir um critério extra, e também mais objetivo, para se balizar o escalonamento de tanques condicionadores de reagentes de flotação.

Foi construído um sistema de amostragem a coleta de maneira simples, eficaz e próxima da realidade. Mostrando que uma amostragem isocinética é fundamental para obter uma real condição do perfil de concentração de sólidos dentro de tanques condicionadores. Parâmetro importante a ser estudado.

REFERÊNCIAS

AESCHBACH, S.; BOURNE, R. The Attainment of Suspension in a Continuous Stirred Tank. **The Chemical Engineering Journal**, v. 4, p. 234-242, 1972.

ANGST, R., KRAUME, M. Experimental investigations of stirred solid/liquid systems in three different scales: particle distribution and Power consumption. **Chemical Engineering Science**, v. 61, p. 2864-2870, 2006.

ARMENANTE, P. M.; NAGAMINE, E. U. Effect of low off-bottom impeller clearance on the minimum agitation speed for complete suspension of solids in stirred tanks. **Chemical Engineering Science**, v. 53, p. 1757-1775, 1998.

ARMENANTE, P. M.; NAGAMINE, E. U.; SUSANTO, J. Determination of correlations to predict the minimum agitation speed for complete solid suspension in agitated vessels. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 76, p. 413-419, 1998.

ATIEMO-OBENG, V. A.; PENNEY, W. R.; ARMENANTE, P. M. In: PAUL, E. L.; ATIEMO-OBENG, V. A.; KRESTA, S. M. (Ed.). **Handbook of industrial mixing**. Science and practice: Wiley- Interscience, 2004. p. 543-584.

AYAZI SHAMLOU, P., KOUTSAKOS, E. Solids suspension and distribution in liquids under turbulent agitation. **Chemical Engineering Science**, 44, 1989, p. 529–542.

AYRANCI, I., KRESTA, S.M. Design rules for suspending concentrated mixtures of solids in stirred tanks. **Chem. Eng. Res. Des.** 2011, v. 89, p. 1961–1971.

BADINO Jr, A. C.; SCHMIDELL, W. Variação de escala. In: SCHMIDELL, W.; BORZANI, W.; ALMEIDA LIMA, U.; AQUARONE (Ed.). **Engenharia Bioquímica**. São Paulo. Blucher, 2001. p. 333-353.

BALDI, G.; CONTI, R.; ALARIA, E. Complete suspension of particles in mechanically agitated vessels. **Chemical Engineering Science**, v. 33, p. 21-25, 1978.

BALDI, G; CONTI, R; GIANETTO, A. Concentration profile for solids suspended in a continuous agitated reactor. **AIChE Journal**, v. 27, n 6, p. 1017-1020, 1981.

BARRESI, A.; BALDI, G. Solid dispersion in an agitated vessel. **Chemical Engineering Science**, v. 42, n. 12, p. 2949-2956, 1987a.

BARRESI, A.; BALDI, G. Solid dispersion in an agitated vessel: effect of particle shape and density. **Chemical Engineering Science**, v. 42, n. 12, p. 2969-2972, 1987b.

BENNETT, C. O.; MYERS, J. E. **Fenômenos de transporte, quantidade de movimento de calor e massa**. Trad. E. W. Leser e outros. São Paulo: McGraw- Hill, 821p., 1978.

BETEJTIN, A. **Curso de mineralogia**. Ed. Moscou: 1977.

BOURNE, R.; SHARMA, R.N. Homogeneous particle suspension in propeller- agitated flat bottomed Tank. **The Chemical Engineering Journal**, v. 8, p. 243-250, 1974.

BRENCHLEY, D. L.; TURLEY, C. D.; YARMAC, R. F. **Industrial Source Sampling**. Ann Arbor, Ann Arbor Publishers Inc., 1980.

BROWN, D. A. R.; JONES, P. N.; MIDDLETON, J. C. "Agitated Vessel". **Handbook of industrial mixing** ,2004, p. 343-390.

BUURMAN, C.; RESOORT, G.; PLASCHKES, A. Scaling up rules for solids suspension in stirred vessels. **Chemical Engineering Science**, v. 41, n. 11, p. 2865-2871, 1986.

CHRISTIE, J. GEANKOPLIS. **Transport processes and unit operations**. 3st Edition, 1993, 921p.

CHUDACEK, M. W. Does your tank bottom have the right shape?. **Chemical Engineering**, v. 1, p. 79-83, 1984.

CHUDACEK, M. W. Relationships between solids suspension criteria, mechanism of suspension, tank geometry, and scale-up parameters in stirred tanks. **Ind. Eng. Chem. Fundam.**, v. 25, p. 391-401, 1986.

CHUDACEK, M. W. Solids suspension behavior in profiled bottom and flat bottom mixing tanks. **Chemical Engineering Science**, v. 40, n. 3, p. 385-392, 1985.

COKER, A. K, LUDWIG's applied process design - for quematical and petrochemical plants. 4 ed. Volume 1, 2007. 996p.

CONNOLLY, J. R.; WINTER, R. L. Approaches to mixing operation scale-up. **Chemical Engineering Progress**, v. 65, n. 8, p. 70-76, 1969.

CONTI, R.; SICARDI, S.; SPECCHIA, V. Effect of stirred clearance on particle suspension in agitated vessels. **The Chemical Engineering Journal**, v. 22, p. 247-249, 1981.

COUPER, J. R.; PENNEY, W. R.; FAIR, J. R.; WALAS, S. M. Mixing and Agitation. In: COUPER, J. R., et al., 2005 (Ed.). **Chemical Process Equipment – Selection and Design**. Second Edition, 2005. p. 277-328.

CUMBY, T. R. Slurry mixing with impellers: Part 1, theory and previous research. **Journal Agricultural Engineering Research**, v. 45, p. 157-173, 1990.

Dickey, D. S., SECTION 12 "Liquid Agitation," **Handbook of Chemical Engineering Calculations**, Third Edition, Editor: N. P. Chohey, McGraw-Hill, New York, 2004.

FASANO, J. B.; BAKKER, A.; PENNEY, W. R. Advanced impeller geometry boosts liquid agitation. **Chemical Engineering**, p 110-116, 1994.

FOŘT, I.; JIROUT, T.; R. SPERLING, R.; JAMBERE, R.; RIEGER, F.; Study of Pumping Capacity of Pitched Blade Impellers. **Acta Polytechnica**, 2002, v. 42, p.68-72.

GATES, L. E.; MORTON, J. R.; FONDY, P. L. Selecting agitator systems to suspend solids in liquids. **Chemical Engineering**, p. 144-150, 1976.

GEISLER, R. K.; BUURMAN, C.; MERSMANN, A. B. Scale-up of necessary power input in stirred vessels with suspensions. **The Chemical Engineering Journal**, v. 51, p. 29-39, 1993.

Ghotli, R. A.; Aziz, A. R. A.; Ibrahim, S.; Baroutian, S.; Arami-Niya, A. Study of various curved-blade impeller geometries on power consumption in stirred vessel using response surface methodology. **Journal of the Taiwan of Chemical Engineers**, v. 44, p. 192-201, 2013.

GOMIDE, R. **Operações unitárias**. Parte 2: Operações com fluidos, São Paulo: Gráfica Palas Athenas, 464 p. v. 2, 1997.

HEMRAJANI, R. R.; TATTERSON, G. B. Mechanically Agitated vessels. In: PAUL, E. L.; ATIEMO-OBENG, V. A.; KRESTA, S. M. (Ed.). **Handbook of industrial mixing**. Science and practice: Wiley- Interscience, 2004. p. 343-390.

HICKS, R. W.; DICKEY, D. S. Applications analysis for turbine agitators. **Chemical Engineering**, v. 8, p. 127-133, 1976.

HICKS, R. W.; MORTON, J. R.; FENIC, J. G. How to design agitators for desired process response. **Chemical Engineering**, v. 26, p. 102-110, 1976.

HIMMELSBACH, W.; HOULTON, D.; KELLER, W.; LOVALLO, M. Mixing systems: design and scale-up. **Chemical Engineering**, p. 46-52, 2006.

JAFARI, R.; TANGUY, P.A.; JAMAL, C. Experimental investigation on solid dispersion, power consumption and scale-up in moderate to dense solid-liquid suspension, v. 90, 2012, p. 201-212.

JOAQUIM Jr, C. F.; CEKINSKI, E.; NUNHEZ, J. R.; URENHA, L. C. **Agitação e Mistura na Indústria** (Ed). Rio de Janeiro. LTC, 2007. p. 222.

KANAZAWA, T. Inorganic phosphate materials. Amsterdam: Elsevier, 1989.

KELLY, E. G.; SPOTTISWOOD, D. J. **Introduction to mineral processing**. Wiley Interscience Inc. New York, 491 pp, 1980.

KNEULE, F. Scale-up in the suspension of solids in agitated vessels. **International Chemical Engineering**, v. 25, n. 2, p. 214-222, 1985.

KRAUME, M.; ZEHNER, P. Concept for scale-up of solids suspension Sample withdrawal from a slurry mixing tank. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 80, p. 1-8, 2002.

KRESTA, S. M.; WOOD, P. E.. The flow field produced by 45 degree pitched blade turbine: changes in the circulation pattern due to offbottom clearance. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**. v. 71, p. 42-53, 1993.

KUMANESAN, T.; JYESHTHARAJ, B. Effect of impeller design on the flow pattern and mixing in stirred tanks. **The Chemical Engineering Journal**, v. 115, p. 173-193, 2006.

KUZMANIC, N.; RUSIC, D. Solids concentration measurements of floating particles suspended in a stirred vessel using sample withdrawal techniques. **Ind. Eng. Chem. Res.**, v. 38, p. 2794-2802, 1999.

LEAL FILHO, L. S. **Flotação de oximinerais**: Teoria e prática voltada à solução de problemas brasileiros. (Livre Docência) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2000.

LEAL FILHO, L. S.; MARTINS, M.; HORTA, D. **Concentration of igneous phosphates ores in a froth flotation**: Challeng and Developments. Anais do XXV International Mineral Processing Congress. Brisbane, Austrália, 2010.

LENG, D. E. Succeed at scale-up. **Chemical Engineering Progress**, v.88, p. 23-, 1991.

LIMA, O.A. **Suspensão de partículas grossas em células mecânicas de flotação**. 2009. 230p. Tese (Doutorado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.

LIMA, O. A.; DEGLON, D. A.; LEAL FILHO, L. S. A comparison of the critical impeller speed for solids suspension in a bench-scale and a pilot-scale mechanical flotation cell. **Minerals Engineering**, v. 22, p. 1147-1153, 2009.

LIMA, O. A.; LEAL FILHO, L. S.; BARBOSA, F. S. Caracterização hidrodinâmica de células mecânicas de flotação: capacidade de bombeamento de célula Denver de laboratório. **Revista Escola de Minas**, v. 59, n. 4, p. 415-419, 2006.

LUZ, A. B. et al. Tratamento de minérios, 4ª Edição – CETEM, p. 35-40, 2004.

MacTAGGART, R. S.; NASR-EL-DIN, H. A; MASLIYAH, J. H. Sample withdrawal from a slurry mixing tank. **Chemical Engineering Science**, v. 48, n. 5, p. 921-931, 1993.

MAGELLI, F., FAJNER, D., NOCENTINI, M., PASQUALI, G. Solid distribution in vessels stirred with multiple impellers. *Chemical Engineering Science* v.45, p. 615–625, 1990.

MASSARANI, B. **Fluidodinâmica de sistemas particulados**. 2° edição. E-Papers Serviços Editoriais, Athenas, São Paulo, 464 p. 2002.

McCABE, W.L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit operations of chemical engineering**. 5th ed. s.L.: McGraw-Hill, 1993. 1130 p.

McCABE, W.L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit operations of chemical engineering**. 6th ed. s.L.: McGraw-Hill, 2001. 1114p

MOLERUS, O.; LATZEL, W. Suspension of solid particles in agitated vessels- I. Archimedes numbers ≤ 40 . **Chemical Engineering Science**, v. 42, n. 6, p. 1423-1430, 1987a.

MOLERUS, O.; LATZEL, W. Suspension of solid particles in agitated vessels- II. Archimedes numbers >40 , reliable prediction of minimum stirrer angular velocities. **Chemical Engineering Science**, v. 42, n. 6, p. 1431-1437, 1987b.

MONTANTE, G.; PINELLI, D.; MAGELLI, F. Scale-up criteria for the solids distribution in slurry reactors stirred with multiple impellers. **Chemical Engineering Science**, v. 58, p. 5363-5372, 2003.

MORAES Jr, D.; Moraes, M.S. **Laboratório de operações unitárias I**. 2011, 216 p.

MURTHY, B. N.; GHADGE, R. S.; JOSHI, J. B. CFD simulations of gas-liquid-solid stirred reactor: prediction of critical impeller speed for solid suspension. **Chemical Engineering Science**, v. 62, p. 7184-7195, 2007.

MUSIL, L.; VLK, J. Suspending solid particles in an agitated conical-bottom tank. **Chemical Engineering Science**, v. 33, p. 1123-1131, 1978.

MUSIL, L.; VLK, J.; JIROUDKOVÁ, H. Suspending solid particles in an agitated tank with axial-type impellers. **Chemical Engineering Science**, v. 39, n. 4, p. 621-628, 1984.

NAGATA, S. **Mixing: Principles and Applications**, Wiley, New York, p. 299, 1975.

NARAYANAN, S.; BHATIA, V. K.; GUHA, D. K.; RAO, M. N. Suspension of solids by mechanical agitation. **Chemical Engineering Science**, v. 24, p. 223-230, 1969.

NASR-EL-DIN, H. Comments on scaling-up rules for suspension in stirred vessels. **Chemical Engineering Science**, v. 42, n. 12, p. 2986, 1987.

NASR-EL-DIN, H. A.; MacTAGGART, R. S.; MASLIYAH, J. H. Local solids concentration measurement in a slurry mixing tank. **Chemical Engineering Science**, v. 51, n. 8, p. 1209-1220, 1996.

NAUMAN, E. G.; ETCHELLS, A. W.; TATTERSON, G. B. Mixing – The state of the art. **Chemical Engineering Progress**, v. 84, n. 5, p. 58-, 1988.

NIENOW, A. W. The suspension of solid particles. In: HARNBY, N.; EDWARDS, M. F.; NIENOW, A. W. (Ed.). **Mixing in the process industries**. London: Butterworth, 1985. p. 297-321.

NIENOW, A. W. Suspension of solid particles in turbine agitated baffled vessels. **Chemical Engineering Science**, v. 23, p. 1453-1459, 1968.

NORWOOD, K. W.; METZNER, A. B. Flow patterns and mixing rates in agitated vessels. **AIChE Journal**, v. 6, p. 432-437, 1960.

NOTHOLT, A. J. G.; SHELDON, R. P.; DAVIDSON, D. F. **Phosphates deposits of the world**, London, Cambridge University Press, 1989.

OLIVEIRA JUNIOR, I. **A agitação de suspensões sólido-líquido**: estudo da velocidade completa de suspensão e da potência consumida pelo meio a partir de técnicas derivadas do projeto de experimentos. 1990. 187p. Tese (Doutorado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 1990.

OLDSHUE, J. Y. Fluid mixing in 1989. **Chemical Engineering Progress**, p. 33-42, 1989.

PENNY, W. R. Recent trends in mixing equipment. **Chemical Engineering**, v. 42, n. 12, p. 86-98, 1971.

PERRY, R. H.; CHILTON, C. H. **Manual de engenharia química**. 5. ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1980. 1 v.

PHARAMOND, J. C.; ROUSTAN, M.; ROQUES, H. Determination de la puissance consommée dans une cuve aeree et agitee. **Chemical Engineering Science**, v. 30, p. 907-912, 1975.

RAGHAVA RAO, K. S. M. S.; JOSHI, J. B. Liquid- phase mixing and power consumption in mechanically agitated solid-liquid contactors. **Chemical Engineering Journal**, v. 39, p.111-124, 1988.

RAGHAVA RAO, K. S. M. S.; REWATKAR, V. B.; JOSHI, J. B. Critical impeller speed for solid suspension in mechanically agitated contactors. **AIChE Journal**, v. 34, n 8, p. 1332-1340, 1988.

RAUTZEN, R. R.; CORPSTEIN, R. R.; DICKEY, D. S. How to use scale-up methods for turbine agitators. **Chemical Engineering**, v. 25, p. 119-126, 1976.

REN, C.; JIANG, X.; WANG, J.; YANG, Y.; ZHANG, X. Determination of Critical Speed for Complete Solid Suspension Using Acoustic Emission Method Based on Multiscale Analysis in Stirred Tank. **Ind. Eng. Chem. Res.** 2008, v. 47, p. 5323-5327.

RIEGER, F.; DITL, P. Suspension of solid particles. **Chemical Engineering Science**, v. 49, n. 14, p. 2219-2227, 1994.

ROSCOE, R. The viscosity of suspensions of rigid spheres. **British Journal of Applied Physics**, v. 3, p. 267-269, 1952.

RUSHTON, J. H. Mixing. **Industrial e Engineering Chemistry**, v. 46, n. 1, p. 133-137, 2002.

RUSHTON, J. H.; COSTICH, J. H.; EVERETT, H. J. Power characteristics of mixing impellers, Parts 1 and 2. **Chemical Engineering Progress**, v. 46, n. 8, 9, p. 395-476, 1950.

RUSHTON, J. H.; OLDSHUE, J. Y. Mixing – present theory and practice. **Chemical Engineering Science**, v. 49, n. 4, p. 161-168, 1953.

SAHU, A. K.; KUMAR, P.; PATWARDHAM, A.W.; JOSHI, J. B. CFD modeling and mixing in stirred tanks. **Chemical Engineering Science**, v. 54, p. 2285-2293, 1999.

SELIMA, Y.S., FANGARY, Y.S. & MAHMOUND, N.A., “ Determination of Minimum Speed required for Solids Suspension in Stirried Vessels using Pressure Measurments. **Canadian Journal of Chemical Engineering**. 2008, v. 86, p. 661-668.

SPIDLA, M., SINEVIC, V., JAHODA, M., MACHON, V. Solid particle distribution of moderately concentrated suspensions in a pilot plant stirred vessel. **Chemical Engineering Journal**. 2005, v. 113, p. 73–82.

SCHUBERT, H. On the turbulence-controlled microprocesses in flotation machines. **International Journal of Mineral Processing**, v. 56, p. 257-276, 1999.

SHAMLOU, P.A.; KOUTSAKOS, E. Solids suspension and distribution in liquids under turbulent agitation. **Chemical Engineering Science**, v. 44, n 3, p. 529-542, 1989.

SHARMA, R. N.; SHAIKH, A. Solids suspension in stirred tanks with pitched blade turbines. **Chemical Engineering Science**, v. 58, p. 2123-2140, 2003.

STRAUDE, C. D. **Agitação de suspensões sólido-líquido: estudo e técnicas de variação de escala, visando projeto de equipamentos industriais.** 1993. 197p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 1993.

TATTERSON, G. B. **Fluid mixing and gás dispersion in agitated tanks.** 2nd Printing, 1991. 548p.

TATTERSON, G. B. **Scale up and design of industrial mixing processes.** 2nd Edition, 2003. 375p.

TERRON, L. R. Conceitos fundamentais da agitação de líquidos. **Revista Brasileira de Engenharia Química**, v. 8, p. 5-29, 1986.

VAN DER WESTHUIZEN, A. P. **The evaluation of solids suspension in a pilot scale mechanical flotation cell.** 251 p. Thesis (Master of Science) - University of Cape Town, Cape Town, 2004.

VAN DER WESTHUIZEN, A. P.; DEGLON, D. A. Evaluation of solids suspension in a pilot-scale mechanical flotation cell: the critical impeller speed. **Minerals Engineering**, v. 20, p. 233-240, 2007.

WASP, E. J.; KENNY, J. P.; GANDHI, R. L. **Solids-liquid flow slurry pipeline transportation**. cp. 4, p. 47, 1979. 224p.

WERNERSSON, E. S.; TRAGARDH, C. Scale-up of Rushton turbine-agitated tanks. **Chemical Engineering Science**, v. 54, p. 4245-4256, 1999.

WICHTERLE, K. Conditions for suspension of solids in agitated vessels. **Chemical Engineering Science**, v. 43, n. 3, p. 467-471, 1988.

WOOLLACOTT, L. C.; AFEWU, K. I. Scale-Up Procedures For Gold-Adsorption Systems. Part 2: Mixing Requirements. **Journal of the Southern African Institute of Mining and Metallurgy**, 1995, p. 179-194.

WU, J.; WANG, S.; GRAHAM, L.; PARTHASARATHY, R.; NGUYEN, B. High Solids Concentration Agitation for Minerals process Intensification. **Canadian Journal of Chemical Engineering**, 2011, v. 57, p. 2316-2324

WU, J.; NGUYEN, B.; GRAHAM, L. Energy Efficient High Solids Loading Agitation for the Mineral Industry. **Canadian Journal of Chemical Engineering**. 2010, v. 88, p. 287-294.

YAMAZAKI, H.; TOJO, K.; MYANAMI, K. Concentration profiles of solids suspended in a stirred tank. **Powder Technology**, v. 48, p. 205-216, 1986.

YIANATOS, J. et al. Hydrodynamic and metallurgical characterization of industrial flotation banks for control purposes. **Minerals Engineering**, v. 14, n. 9, p.1033-1046, 2001.

ZLOKARNIK, M. Problems in the application of dimensional analysis and scale-up of mixing operations. **Chemical Engineering Science**, v. 53, n. 17, p. 3023-3030, 1998.

ZLOKARNIK, M. **Stirring** – theory and practice (Ed). Wiley-VCH, Verlag GmbH, 2001.

ZWIETERING, T. N. Suspending of solid particles in liquid by agitators. **Chemical Engineering Science**, v. 8, p. 244-253, 1958.