

**O NÚMERO DE POTÊNCIA NA AGITAÇÃO
DE LÍQUIDOS E A CONCENTRAÇÃO NA
MISTURA DO XAROPE DE AÇÚCAR**

AUGUSTO RONCHI JUNIOR

**Tese apresentada à Escola de Engenharia
de São Carlos, da Universidade de São
Paulo, como parte dos requisitos para
obtenção do Título de Doutor em
Engenharia Mecânica.**

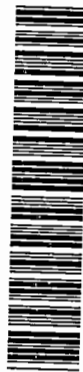
**Área de Concentração:
Engenharia Mecânica**

**Orientador:
Prof. Dr. Samuel Washington Celere**



**São Carlos
1997**

DEDALUS - Acervo - EESC



31100036269

Clas.	TESE-EESC
Curr.	49491
Fondo	T069197

Área: Engenharia Mecânica

31136269

st 0747595

Ficha catalográfica preparada pela Seção de
Tratamento da Informação do Serviço de
Biblioteca - EESC - USP

R769n

Ronchi Junior, Augusto

O número de potência na agitação de líquidos
e a concentração na mistura do xarope de açúcar
/ Augusto Ronchi Junior. -- São Carlos, 1997.

Tese (Doutorado). -- Escola de Engenharia de
São Carlos - Universidade de São Paulo, 1997.

Área: Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof. Dr. Samuel Washington Celere.

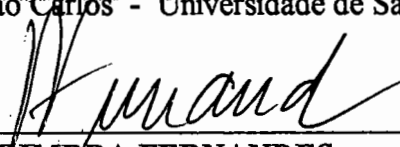
1. Mistura - líquidos. 2. Potência. 3. Concentração

I. Título.


FOLHA DE APROVAÇÃO

Tese defendida e aprovada em 14-3-1997
pela Comissão Julgadora:

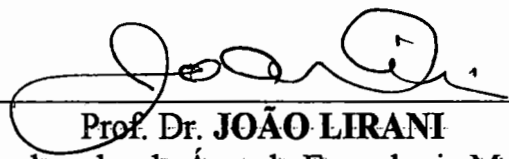

Prof. Doutor **SAMUEL WASHINGTON CELERE** (Orientador)
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)


Prof. Doutor **ODILSON COIMBRA FERNANDES**
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)


Prof. Titular **LUIZ GONZAGA DE SOUZA**
(UNESP - Campus de Botucatu)


Prof. Doutor **KLEBER PEREIRA LENCAS**
(UNESP - Campus Botucatu)


Prof. Livre-Docente **PAULO CESAR RAZUK**
(UNESP - Campus de Bauru)


Prof. Dr. **JOÃO LIRANI**
Coordenador da Área de Engenharia Mecânica


JOSE CARLOS A. CINTRA
Presidente da Comissão de Pós-Graduação

"Só os tolos aprendem com os próprios erros".

AGRADECIMENTOS

Ao professor Doutor Samuel Washington Celere, pela orientação deste trabalho.

Ao professor Doutor Paulo César Razuk pela inestimável colaboração.

À minha esposa Lúcia, com amor e carinho, pelo apoio e estímulo e ao Lobo, grande amigo e companheiro.

Aos meus pais, pelos valores de honestidade, caráter e responsabilidade.

Aos professores e técnicos da Unesp / Bauru, em especial ao professor Mestre Geraldo Luiz Palma, aos técnicos Carlos Roberto Furlanetto e Wagner Marques Junior e às bibliotecárias Maristela Brichi e Maricy Fávaro Braga.

Aos membros da Comissão Julgadora deste trabalho, professores Doutores Samuel Washington Celere, Luiz Gonzaga de Souza, Kléber Pereira Lanças, Odilson Coimbra Fernandes e Paulo César Razuk pelas críticas construtivas e sugestões apresentadas.

Ao aluno Henrique G. Argentieri e a todos que direta ou indiretamente colaboraram na execução deste trabalho.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABELAS	v
LISTA DE SÍMBOLOS	vii
RESUMO	xii
<i>ABSTRACT</i>	xiii
1 INTRODUÇÃO	1
1.1 Principais tipos de impulsores.....	2
1.2 Objetivos.....	7
2 REVISÃO DE LITERATURA	9
3 MATERIAIS E MÉTODOS	64
3.1 Sistema de agitação.....	64
3.2 Sistema de mistura.....	67
3.2.1 Os impelidores.....	71
3.2.2 Os índices de agitação.....	74
3.2.3 As potências consumidas.....	76
3.2.4 O método de ensaio.....	77
4 RESULTADOS	80
4.1 Sistema de agitação.....	80
4.1.1 Cálculos executados.....	80
4.1.2 Equações obtidas.....	93
4.2 Sistema de mistura.....	94
4.2.1 Massa específica.....	94
4.2.2 Potência.....	99
5 DISCUSSÃO	114
5.1 Sistema de agitação.....	114
5.2 Sistema de mistura.....	115

SUMÁRIO

5.2.1 A extrapolação para um tanque industrial.....	123
5.2.2 Sugestões.....	125
6 CONCLUSÕES.....	127
ANEXO A - Tabelas para potência e rotação do misturador.....	129
ANEXO B - Análise da relação potência/rotação para agitadores de turbina - exemplo.....	133
ANEXO C - Análise de projeto para misturadores - exemplos	138
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	144
APÊNDICE A - Balança de Mohr-Westphal.....	148
APÊNDICE B - Tipos de açúcares.....	151
B.1 Açúcares produzidos no Brasil.....	151
B.2 Método de ensaio - NBR 7251.....	152

LISTA DE FIGURAS

Figura 01 - Turbina de lâmina vertical com o correspondente fluxo radial gerado.....	3
Figura 02 - Turbina de lâmina inclinada com o correspondente fluxo axial gerado.....	4
Figura 03 - Impulsor de alta eficiência com o correspondente fluxo gerado.....	5
Figura 04 - Impulsor de última geração: o homogeneizador.....	5
Figura 05 - Número de bombeamento em função do número de Reynolds. De HICKS et al. (1976) e DICKEY (1984).....	15
Figura 06 - Tanque de batelada quadrada ($Z = T$) mostrando a velocidade média do fluido. De HICKS et al. (1976).....	15
Figura 07 - Geometria característica do impulsor CBMF. De PANDIT et al. (1987, 1989).....	17
Figura 08 - Impulsores estudados por FASANO & PENNEY (1991).....	19
Figura 09 - Tempo de mistura para vários tamanhos de agitadores. De FASANO & PENNEY (1991).....	20
Figura 10 - Impulsores pesquisados por IBRAHIM (1991).....	22
Figura 11 - Dois tipos de impulsores adotados na maioria das instalações de mistura. De LENG (1991).....	29
Figura 12 - Típicas condições superficiais, conforme LENG (1991).....	30
Figura 13 - Geometria de um tanque chato. De RAMSEY et al. (1989).....	30

Figura 14 - Tanque de mistura com impelidor deslocado, de RZYSKI (1993).....	36
Figura 15 - Modelo de células e tanque experimental usado por JAHODA & MACHON (1994).....	38
Figura 16 - Dimensões e configuração do impelidor de quatro lâminas, de KOMORI & MURAKAMI (1988).....	44
Figura 17 - Taxa de circulação em função do volume do tanque segundo BOWEN (1985).....	53
Figura 18 - O impelidor de disco usado por KAMIENSKI (1990).....	55
Figura 19 - Esquema do sistema de agitação proposto por DONG et al. (1994).....	57
Figura 20 - Lâmina do impulsor delta, de SHEN & BAIRD (1991).....	60
Figura 21 - A bancada de experimentos Rayneri.....	65
Figura 22 - A massa específica em função do grau Brix.....	71
Figura 23 - Os impulsores estudados: a esquerda, o homogeneizador e a direita, a turbina.....	72
Figura 24 - N_p em função do NRe^* para a água.....	91
Figura 25 - N_p em função do NRe^* para o óleo comestível.....	91
Figura 26 - N_p em função do NRe^* para o óleo lubrificante.....	92
Figura 27 - N_p em função do NRe^* para o detergente.....	92

Figura 28 - Resultados para pá 45° e 25 rps.....	101
Figura 29 - Resultados para pá 45° e 50 rps.....	102
Figura 30 - Resultados para pá 90° e 25 rps.....	102
Figura 31 - Resultados para pá 90° e 50 rps.....	103
Figura 32 - Resultados para pá 45° e 40° Brix.....	103
Figura 33 - Resultados para pá 45° e 60° Brix.....	104
Figura 34 - Resultados para pá 90° e 40° Brix.....	104
Figura 35 - Resultados para pá 90° e 60° Brix.....	105
Figura 36 - Resultados para pá 45° e água comum.....	105
Figura 37 - Resultados para pá 45° e água deionizada.....	106
Figura 38 - Resultados para pá 90° e água comum.....	106
Figura 39 - Resultados para pá 90° e água deionizada.....	107
Figura 40 - Resultados para 40° Brix e 25 rps.....	107
Figura 41 - Resultados para 40° Brix e 50 rps.....	108
Figura 42 - Resultados para 60° Brix e 25 rps.....	108
Figura 43 - Resultados para 60° Brix e 50 rps.....	109

Figura 44 - Resultados para água comum e 25 rps.....	109
Figura 45 - Resultados para água deionizada e 25 rps.....	110
Figura 46 - Resultados para água comum e 50 rps.....	110
Figura 47 - Resultados para água deionizada e 50 rps.....	111
Figura 48 - Resultados para $I_A = 3,1$ (40° Brix).....	111
Figura 49 - Resultados para $I_A = 2,8$ (60° Brix).....	112
Figura 50 - Resultados para $I_A = 6,4$ (40° Brix).....	112
Figura 51 - Resultados para $I_A = 6,0$ (60° Brix).....	113
Figura 52 - A agitação da água, a 25 rps. Acima, a turbina e abaixo, o homogeneizador.....	120
Figura 53 - A agitação do xarope a 40° Brix e 25 rps. A esquerda, o homogeneizador e a direita, a turbina.....	121
Figura 54 - Geometria e dimensões do tanque do exemplo 1.....	138
Figura 55 - Geometria e dimensões do tanque do exemplo 2.....	140
Figura 56 - Geometria e dimensões do tanque do exemplo 3.....	142
Figura 57 - A balança de Mohr-Westphal.....	148
Figura 58 - Cavaleiro de 5 g sendo pesado.....	149

LISTA DE TABELAS

Tabela 01 - Níveis de agitação, de HICKS et al. (1976) e DICKEY (1984).....	50
Tabela 02 - Propriedades dos líquidos ensaiados.....	66
Tabela 03 - Especificações do Instituto do Açúcar e do Alcool para o açúcar cristal	67
Tabela 04 - Composição do xarope.....	70
Tabela 05 - Os índices de agitação.....	75
Tabela 06 - Ensaio a seco, homogeneizador com estator.....	81
Tabela 07 - Ensaio a seco, homogeneizador sem estator.....	82
Tabela 08 - Ensaio com água, homogeneizador com estator.....	83
Tabela 09 - Ensaio com água, homogeneizador sem estator.....	84
Tabela 10 - Ensaio com óleo comestível, homogeneizador com estator.....	85
Tabela 11 - Ensaio com óleo comestível, homogeneizador sem estator.....	86
Tabela 12 - Ensaio com óleo lubrificante, homogeneizador com estator.....	87
Tabela 13 - Ensaio com óleo lubrificante, homogeneizador sem estator.....	88
Tabela 14 - Ensaio com detergente, homogeneizador com estator.....	89
Tabela 15 - Ensaio com detergente, homogeneizador sem estator.....	90

Tabela 16 - Resultados para a pá de 45°, água comum, 9,6 rps e 40° Brix.....	95
Tabela 17 - Massa específica em função do tempo para a pá de 45° e água comum	96
Tabela 18 - Massa específica em função do tempo para a pá de 45° e água deionizada.....	97
Tabela 19 - Massa específica em função do tempo para a pá de 90° e água comum	98
Tabela 20 - Massa específica em função do tempo para a pá de 90° e água deionizada.....	98
Tabela 21 - Resultados para a corrente elétrica e potência aparente.....	99
Tabela 22 - Corrente elétrica e potência aparente para ensaios a seco, em regime.	100
Tabela 23 - Potência e rotação (kW/rps) do eixo para acionamento do misturador. $\mu = 5 \text{ kg/m.s}$ $Z = T$	129
Tabela 24 - Potência e rotação (kW/rps) do eixo para acionamento do misturador $\mu = 25 \text{ kg/m.s}$ $Z = T$	131
Tabela 25 -Fator de correção da viscosidade para o diâmetro da turbina de lâmina inclinada.....	136
Tabela 26 - Número de impulsores para mistura.....	137

LISTA DE SÍMBOLOS

Dimensionais:

Símbolo	Significado	Unidade
A	área	m ²
a	amplitude do movimento do impulsor na agitação sobe-desce	m
b	comprimento da alavanca	m
C	distância do impulsor do fundo do tanque	m
C _s	concentração em volume da amostra	%
C _o	concentração em volume no tanque	%
c	concentração do líquido	kg/m ³
c _k	concentração final	kg/m ³
c _o	concentração inicial	kg/m ³
D	diâmetro do impulsor ou agitador	m
D _T	diâmetro corrigido do impulsor	m
d _p	diâmetro da partícula	m
E	eficiência da mistura	J ⁻¹
E _f	empuxo	N
e	distância entre o impelidor e a parede do vaso	m
F	força	N
g	aceleração da gravidade	m/s ²
H	altura do tanque	m
h	coluna	m

Símbolo	Significado	Unidade
h_b	distância vertical entre o fundo do tanque e o centro do impulsor inferior	m
h'	coluna medida	m
I	corrente elétrica	A
L	distância vertical entre impelidores duplos	m
l	deslocamento do impulsor do eixo do tanque	m
M	altura do impelidor	m
N	rotação do impelidor	rps
n	frequência do impulsor na agitação sobe-desce	Hz
P	potência	W
Q	capacidade de bombeamento	m^3/s
Q_c	capacidade de circulação	m^3/s
r	raio	m
r'	coordenada radial	m
s	distância da ponta do impelidor	m
T	diâmetro ou largura do tanque	m
T_c	tempo de circulação	s
t	tempo	s
t_u	tempo de mistura	s
\bar{U}	velocidade radial média	m/s
U_0	velocidade local do fluxo	m/s
V	volume	m^3

Símbolo	Significado	Unidade
V_{eq}	volume equivalente	m^3
v	velocidade	m/s
v_b	velocidade média do fluido no tanque	m/s
\bar{V}	velocidade axial média	m/s
Z	altura do líquido	m
z	coordenada axial	m
z_0	distância da superfície do líquido ao centro do impelidor	m
ρ	massa específica	kg/m^3
Φ	diâmetro interno do tubo de amostra	m
ω	velocidade angular	rad/s
$\Delta\rho$	diferença entre massas específicas do sólido e do líquido	kg/m^3
μ	viscosidade absoluta	$kg/m.s$
ν	viscosidade cinemática	m^2/s
η_s	frequência mínima para a suspensão completa	Hz

Adimensionais:

Símbolo	Significado
a_1, b_1	constantes dependentes do tipo de impulsor
C_F	fator de correção da viscosidade
C_1, b_1 a b_5	coeficientes da equação (21)
F_μ	fator de rendimento da viscosidade
Ho	número de homogeneização, regime laminar e turbulento
Ho_t	número de homogeneização, regime turbulento
I_A	número de intensidade de agitação
j	faixa de integração na equação (41)
K	parâmetro de inércia da partícula
K_P	número de bombeamento ou de fluxo
K_P^*	número de bombeamento modificado
K_C	número de circulação
K_{Pc}	número de bombeamento ou de fluxo entre células
K_1, K_2	constantes dependentes da geometria do tanque
m	número de turbinas
N_P	número de potência
NRe	número de Reynolds
NRe^*	número de Reynolds modificado
n_b	número de lâminas do impulsor
S	função de D/T e C/T
S_g	densidade relativa

Símbolo	Significado
U	uniformidade da mistura
X	porcentagem em peso dos sólidos
β	volume parcial do tanque com mistura ideal
ψ_T	fator de correção reduzido

RESUMO

RONCHI JUNIOR, A. O número de potência na agitação de líquidos e a concentração na mistura do xarope de açúcar. São Carlos, 1997. 153p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

A agitação e a mistura de líquidos constitui-se num importante tópico das operações unitárias, tendo grande aplicação nos mais variados ramos da indústria. A peça mais importante desse contexto é o impulsor e suas condições operacionais. Dentre os mais diversos tipos de impulsores, foram executados ensaios com o homogeneizador de quatro pás radiais a 90°, montado com e sem o estator e com o impelidor convencional de quatro pás retas inclinadas a 45°, ou turbina. Nos ensaios de agitação, feitos com o homogeneizador, empregou-se água, óleo comestível, óleo lubrificante e detergente. Para a mistura e verificação do desempenho do homogeneizador e da turbina, foi preparado, também, um xarope de açúcar com água comum e com água deionizada a 40° e 60° Brix. Pela análise dos dados colhidos de potência consumida em função da rotação, pôde-se comprovar a dependência do número de potência com o número de Reynolds modificado, com a obtenção das equações que correlacionam esses dois adimensionais. Ainda verificou-se que o homogeneizador sem o estator consome uma potência menor. Para a mistura, em função dos parâmetros de potência consumida e concentração com o tempo, comprovou-se o melhor desempenho do impelidor convencional trabalhando com água comum. Procedeu-se ainda à uma extrapolação para um tanque com volume de 10,8 m³, obtendo-se resultados para a potência aparente consumida pelo xarope, mostrando-se a validade dos ensaios realizados no modelo de escala reduzida.

Palavras-chave: Mistura - líquidos; Potência; Concentração

ABSTRACT

RONCHI JUNIOR, A. The power number for liquid agitation and the concentration in mixing sugar syrup. São Carlos, 1997. 153p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Agitation and liquid mixing is an important topic in unit operations, having huge application in most branches of industry. The major role in this context is the impeller and its operational conditions. Among the several types of impellers, test runs were carried out using the impeller with four radial blades at an angle of 90° , mounted with and without a stator, and also using a pitched bladed turbine with four flat blades at an angle of 45° . At the agitation test runs, with the radial impeller, were used water, comestible oil, lubricant oil and detergent; at the mixing experiments, it was prepared a sugar syrup with tap water and with deionized water at two different concentrations: 40° and 60° Brix, with the radial impeller and with the turbine. By analysing the data of power consumption in function of the rotation, one can show the dependence of power number with the modified Reynolds number, for the agitation system, and obtain the equations that correlate those two dimensionless numbers. In addition, to this system, it has been verified that the lower power consumption of the radial impeller was obtained with the stator. Also, it has been proved at the mixing experiments, using the data of power and concentration versus time, that the best performance occurred with the use of the turbine and tap water. It has been made a scale-up to a great volume tank, with good results for the apparent power consumed by the sugar syrup, showing the validity of the test runs made at the reduced scale model.

Keywords: Mixing - liquids; Power; Concentration

1 INTRODUÇÃO

Com aplicações numa vasta área da indústria, a mistura pode ser considerada hoje de importância fundamental na maioria dos processos.

Ramos industriais tais como o alimentício, químico, petroquímico, farmacêutico e metalúrgico não dispensam processos de mistura em operações que necessitam de alterações químicas, físicas e/ou transferência de calor e massa em seus produtos.

Um misturador pode ser projetado para apenas misturar ou, em alguns casos, para que etapas intermediárias do processo, tais como reações químicas que possam ocorrer, sejam o objetivo desejado.

Exige-se também flexibilidade operacional dos misturadores, que devem estar aptos para trabalhar com diferentes volumes de líquidos, em função das variações na demanda de consumo.

As mudanças na intensidade da agitação necessária para cada produto, fazem com que os projetos de misturadores sejam os mais distintos possíveis.

Características de processos tais como alterações na composição química, podem levar a variações na viscosidade, criar ou eliminar partículas suspensas, alterar o

volume da batelada, dificultando o projeto e a avaliação do rendimento do misturador, em termos do tempo e da potência necessária para se obter uma determinada mistura.

Em muitas situações a identificação do problema é um fator determinante para a escolha do equipamento de mistura. Assim, devem ser verificados itens tais como:

- taxa de reação suficiente para executar o processo num dado tempo;
- condições de processo adequadas para atingir a desejada porcentagem de conversão do produto;
- alta produção desejada em relação ao(s) subproduto(s);
- taxa de transferência de calor suficiente;
- uniformidade de temperatura ou concentração e
- distribuição de partículas dentro de padrões pré-estabelecidos.

Da mesma forma, deve-se evitar que ocorram determinadas situações, como por exemplo:

- acúmulo de material estagnado na superfície do líquido;
- deposição de sólidos no fundo do tanque;
- adesão de material nas paredes do vaso e
- pontos frios ou quentes na superfície de transmissão de calor.

1.1 Principais tipos de impulsores

O padrão de recirculação do fluido num misturador deve-se, principalmente, as características de descarga do impulsor. Assim, é preciso inicialmente

classificar e conceituar os tipos principais de impulsores, os quais irão fornecer padrões distintos de fluxo. São eles:

a) A turbina de lâmina vertical ou de fluxo radial ou turbina Rushton, que provoca dois ciclos de recirculação, conforme a figura 1, oferecendo um esforço cortante maior quando comparado a recirculação. Sendo assim, é recomendada para aplicações onde o cisalhamento é mais desejável do que o fluxo.

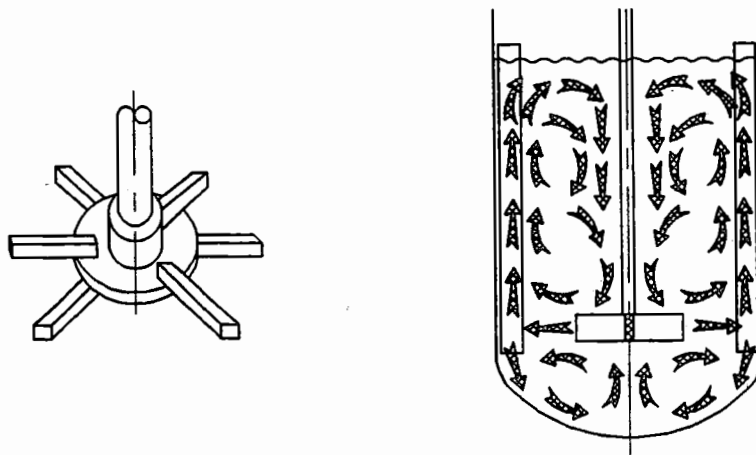


FIGURA 1 - Turbina de lâmina vertical (Rushton) com o correspondente fluxo radial gerado.

b) A turbina de lâmina inclinada ou de fluxo axial (pitched-blade turbine), na figura 2, tem como característica um fluxo maior em proporção ao esforço cortante. O fluxo nestes impulsores é descendente com um componente para fora e rotacional. O padrão descendente muda de direção ao atingir o fundo do tanque, desviando-se para fora e subindo pelas paredes do vaso para em seguida voltar ao fluxo de retorno do impulsor.

Podem ser utilizadas chicanas ou quebra-ondas nas paredes do tanque, que eliminam a maior parte da componente rotacional do escoamento, resultando assim num padrão geral muito mais axial do que rotacional ou radial.

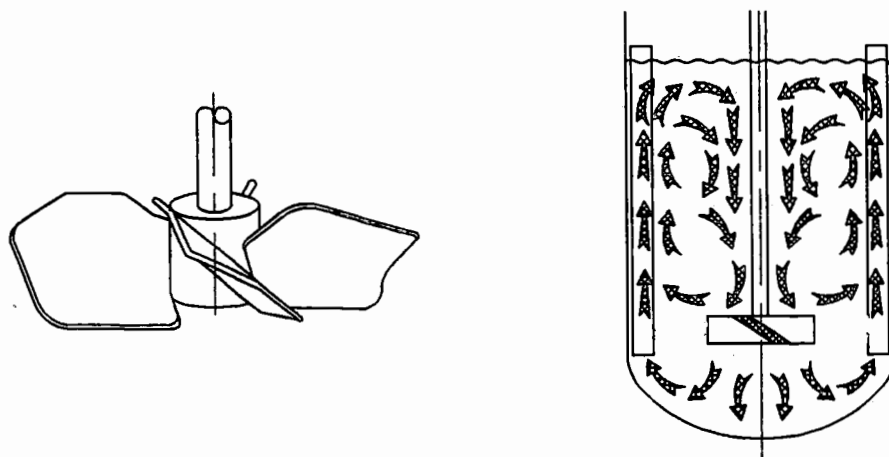


FIGURA 2 - Turbina de lâmina inclinada com o correspondente fluxo axial gerado.

c) O impulsor de alta eficiência, na figura 3, provoca um fluxo mais axial do que radial, com maior recirculação e diminuição da turbulência na região próxima as extremidades da lâmina, quando comparado com a turbina de lâmina inclinada.

Além desses três principais tipos de impulsores, tem-se inúmeras outras concepções, as mais diversas possíveis, tanto para fluidos Newtonianos como para não-Newtonianos, com algumas dessas variações mostradas no capítulo de Revisão Bibliográfica.

Dentre os impelidores de última geração, destaca-se o homogeneizador pelo seu novo conceito de projeto e, conseqüentemente, pela polêmica que tem gerado

além da ausência de aprofundamento científico sobre suas capacidades no campo da mistura.

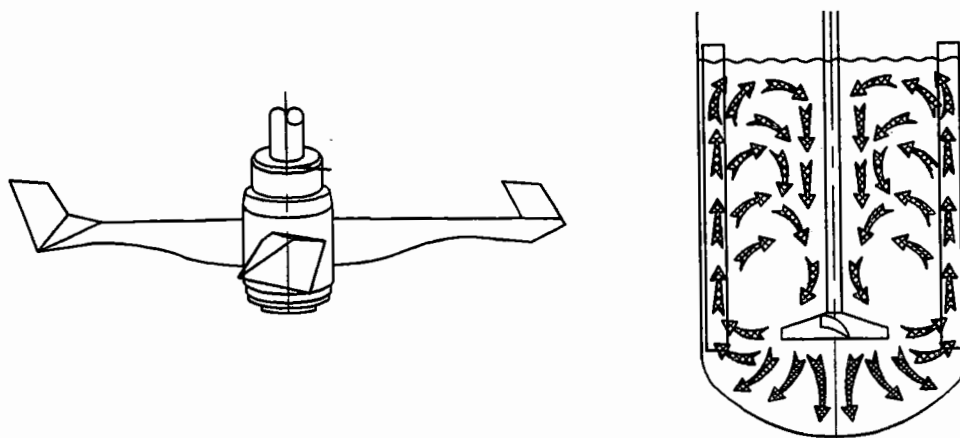


FIGURA 3 - Impulsor de alta eficiência com o correspondente fluxo gerado.

Este novo impulsor, mostrado na figura 4, traz além das pás rotativas, um estator fixo com furos oblongos na direção axial, capaz de alterar as características de fluxo e, conseqüentemente, a eficiência do processo em termos da resposta de tempo e potência consumida na operação de mistura.

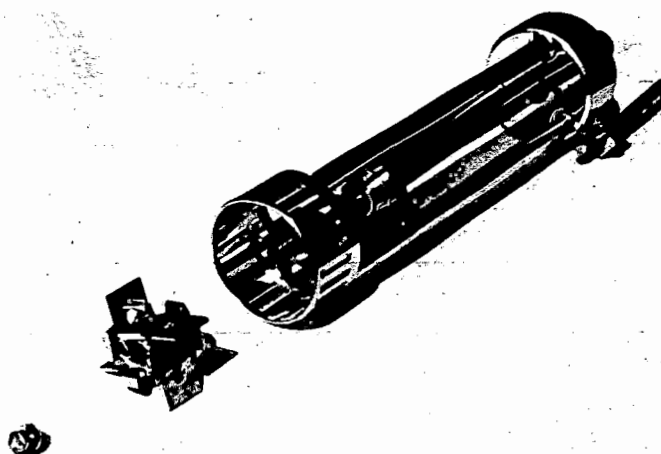


FIGURA 4 - Impulsor de última geração: o homogeneizador.

A variedade dos padrões de recirculação que podem ser obtidos num tanque de mistura é uma das características que fazem desse equipamento uma peça extremamente versátil de processo. O mesmo fluido pode ser processado seguidas vezes até que sejam obtidas as características desejadas na batelada.

O fluido tem o seu movimento acelerado a medida que se aproxima do impulsor, o que garante altas velocidades do líquido na descarga. A recirculação assim obtida é parte do fluxo do impulsor e, portanto, impulsores idênticos em tanques diferentes podem ter padrões de fluxo distintos.

O rendimento de uma turbina também pode ser afetado pelo nível de líquido no tanque. Em alguns casos pode haver abaixamento desse nível durante o processo e o impulsor encontrar-se numa situação de girar no ar. Outra situação corresponde a um nível de líquido muito superior ao diâmetro do tanque, o que iria demandar impulsores adicionais ao longo do eixo.

A viscosidade do fluido em processo de mistura deve ser conhecida ou, quando possível, medida, pois pode alterar o padrão de fluxo. Viscosidades maiores tendem a diminuir a descarga do impulsor, dificultando assim o movimento de recirculação. Com a diminuição do fluxo de retorno ao impulsor, o fluxo axial acaba se tornando mais difícil de se obter ou manter.

Para fluidos de alta viscosidade diminui também a influência do formato e ângulo da lâmina, as quais passam a se comportar como barras unidas ao eixo.

Assim, viscosidades maiores podem criar um padrão de fluxo radial para qualquer estilo de impulsor.

1.2 Objetivos

Este trabalho de pesquisa, com grande abrangência e de caráter inédito na área de mistura, tem como objetivos principais:

- a) O levantamento do número de potência para a agitação de alguns líquidos, como água, óleo comestível, óleo lubrificante e detergente, utilizando-se do homogeneizador com rotor radial com pás a 90° e estator fixo, mostrado na figura 4.
- b) O mesmo levantamento anterior, porém com o uso apenas do rotor, sem o estator, permitindo estabelecer uma comparação entre os dois casos.
- c) O estudo da eficiência na homogeneização do xarope de açúcar, considerando o tempo necessário para se obter as concentrações de 40° e 60° Brix com o uso do homogeneizador.
- d) Da mesma forma usando um impelidor com quatro lâminas inclinadas a 45° , mostrado à direita na figura 23.
- e) Para o sistema de agitação, verificar experimentalmente que o número de potência é função do número de Reynolds, determinando expressões matemáticas através do procedimento de regressão, que permitam correlacionar os dois adimensionais citados.

f) Demonstrar o método de extrapolação para processos industriais, exemplificando para um tanque de grande volume.

2 REVISÃO DE LITERATURA

A agitação pode ser classificada da seguinte forma:

a) Mistura de líquidos miscíveis: constitui-se numa operação que necessita muito mais de circulação do que cisalhamento. A potência necessária pode variar bastante, em função do tempo disponível para executar a mistura e das viscosidades e densidades dos componentes à serem misturados. A turbina mais adequada seria a do tipo lâmina inclinada.

b) Mistura de líquidos não-miscíveis: operação que necessita mais de cisalhamento em relação a circulação, sendo empregada usualmente para gerar uma emulsão, estável ou instável, entre dois líquidos. O fluxo aqui tem a sua importância pois é ele que leva o fluido até a região do impulsor, onde é feito o corte. A potência será função do grau de dispersão necessário e do tempo disponível para produzir a dispersão. O impulsor tipo lâmina vertical geralmente é o escolhido.

c) Suspensões: divididas em suspensões simples e operações de cristalização.

A operação de suspensão simples requer grande circulação de volume e potência suficiente para evitar a decantação da partícula sólida. Aqui, independente do

tipo de mistura, a potência deve garantir que as partículas fiquem suspensas no grau desejado.

Nas operações de cristalização, torna-se importante o formato e tamanho do cristal produzido. Assim, deve-se ter circulação, porém com esforço controlado para evitar fratura mecânica dos cristais. Geralmente adota-se um impulsor tipo lâmina inclinada.

d) Absorção de gás: esta operação requer um alto esforço cortante controlado para proporcionar uma dispersão fina e máxima área de contato interfacial entre o gás e o líquido. A potência será a suficiente para, além de dispersar o gás, evitar que ele escape para a superfície do líquido. Um pulverizador de gás que injete o mesmo próximo e abaixo das pontas das lâminas produz os melhores resultados. A turbina de fluxo radial, mostrada na figura 1, é a mais indicada.

e) Transferência de calor: a circulação deve assegurar uma temperatura uniforme da massa líquida em agitação. Uma mistura insatisfatória dos componentes, da parede ao centro do vaso, fará com que a temperatura do líquido na parede aproxime-se da temperatura da mesma, reduzindo assim a transferência de calor entre eles.

DICKEY & HEMRAJANI (1992) chamam a atenção para a importância de se compreender os objetivos do processo de mistura como um passo essencial para o correto dimensionamento e seleção do equipamento. Em alguns casos, os resultados desejáveis desse processo são difíceis de quantificar.

A mistura, segundo os autores, é melhor avaliada em termos de três parâmetros principais: intensidade, dificuldade e capacidade.

A intensidade da mistura relaciona-se com a velocidade do fluido; a dificuldade está representada pela viscosidade e a capacidade com a quantidade de material que deve ser misturado.

A classificação do escoamento foi feita como sendo:

- viscoso, para NRe menor que 10,
- turbulento, para NRe maior que 20.000, e
- região de transição, para NRe entre 10 e 20.000.

O número de Reynolds é definido como

$$NRe = \rho \cdot N \cdot D^2 / \mu \quad (1)$$

Foram analisadas as características de mistura dos impulsores de alta eficiência, da turbina de lâmina inclinada e da turbina Rushton. O diâmetro D do impulsor situa-se na faixa entre 10 e 70% do diâmetro T do tanque.

Para a mesma potência dissipada, o cisalhamento prevaleceu sobre o efeito de bombeamento ou movimento global do fluido num tanque de mistura no caso de impulsores de pequeno diâmetro e alta rotação. O inverso é válido para diâmetros maiores e baixas rotações do impelidor.

Para a turbina de lâmina inclinada foram analisadas quatro relações D/T, a saber: 0,25, um impulsor considerado pequeno; 0,375, médio; 0,5, grande e 0,625, muito grande. Observou-se que para a menor relação D/T ocorre intensa agitação enquanto que nas duas relações intermediárias a recirculação foi mais forte. Na relação 0,625 ocorreu uma diminuição da recirculação.

Segundo os autores, calculou-se a intensidade de agitação pela equação

$$I = 10,63 \cdot F_{\mu} \cdot (N \cdot D^2 / V^{1/3}) \quad (2)$$

válida para D/T de 0,2 a 0,7, supondo o NRe constante num dado tanque.

O fator F_{μ} leva em consideração a viscosidade e o tipo de impulsor e vale na faixa turbulenta, 1,0 e 0,65 para os impelidores de lâminas inclinadas e de alta eficiência, respectivamente.

O número de potência do impulsor é calculado pela equação

$$N_p = P / (\rho \cdot N^3 \cdot D^5) \quad (3)$$

o qual permanece constante para condições turbulentas.

Valores típicos para o N_p são 1,37 para os impelidores de lâminas inclinadas e 0,33 para os impulsores de alta eficiência.

A exigência de potência num misturador foi objeto da pesquisa de KING et al. (1988), que consideraram várias características de processo, tais como o tempo necessário para a operação e os coeficientes de transferência de massa e de calor, dependentes da potência demandada. Constatou-se também que o consumo de potência nas operações industriais de mistura, usualmente não é aferido.

Os autores subdividiram o consumo de potência, num processo de mistura, em três partes: no motor, no redutor e no tanque onde a mistura ocorre, sendo a última a mais difícil de se medir. Verificou-se que ocorrem diferenças entre a potência calculada pelas correlações de projeto e a potência real consumida na operação de mistura.

As geometrias internas dos tanques industriais não são aquelas tipicamente

usadas nas correlações do N_p , além das alterações que são executadas nas unidades quando em uso.

O agitador pesquisado tinha 1,5 kW e as curvas do N_p foram geradas para um agitador de lâminas inclinadas, um impulsor aberto de lâminas planas e para o redutor, considerado aqui como um misturador de óleo.

Até o estudo de KING et al. (1988) não existiam dados publicados sobre distribuição de potência nas várias sub-unidades de um agitador.

O consumo de potência na mistura do fluido depende do tipo de impulsor e do regime de fluxo, isto é, se laminar, turbulento ou de transição.

A equação para o consumo de potência num fluxo turbulento em tanque com quebra-ondas, é

$$P = K_1 \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5 \quad (4)$$

e para fluxo laminar é

$$P = K_2 \cdot \mu \cdot N^2 \cdot D^3 \quad (5)$$

onde as constantes K_1 e K_2 dependem da geometria do tanque.

A transição entre os fluxos laminar e turbulento num tanque, ocorreu para um NRe do impulsor entre 10 e 1.000. O motor forneceu rotações até 29,2 rps com redução de 5:1 para o impulsor. O tanque de Plexiglass com 0,9 m de diâmetro interno e quatro quebra-ondas de 0,092 m de largura, montadas simetricamente nas paredes, foi

completado com água até 0,9 m de nível, sendo os impulsores montados a 0,3 m do fundo do tanque, em sua linha de centro.

Os números de potência obtidos, 0,93 para turbina de lâmina inclinada e 2,21 para a turbina de lâmina reta, estavam razoavelmente de acordo com o padrão, de 1,13 e 2,4 respectivamente, segundo os autores.

Mostrou-se ainda que a potência consumida no redutor, onde as engrenagens são consideradas como impulsores, diminui com o tempo devido ao decréscimo na viscosidade do óleo com o aumento da temperatura.

HICKS et al. (1976) apresentaram um trabalho visando a determinação da potência e da rotação do eixo do agitador com o diâmetro do impulsor da turbina para aplicações variando de vasos de estocagem, com pouca agitação, até reatores críticos que necessitam de altos níveis de agitação.

A capacidade da agitação foi indicada pelo volume equivalente V_{eq} definido como

$$V_{eq} = S_g \cdot V \quad (6)$$

enquanto a severidade, conforme denominado pelos autores, foi expressa pela viscosidade máxima μ da fase líquida a ser agitada.

Da correlação da figura 5 pode-se calcular, através da equação (14), a capacidade de bombeamento efetivo Q para a turbina de lâmina inclinada, que dividida pela área de secção transversal do tanque com a geometria da figura 6, fornece a velocidade média v_b do fluido. Essa é a velocidade representativa de todas as velocidades no fluido agitado e que serve como base para a escala de agitação da tabela 1.

Velocidades de fluido variando de 0,031 a 0,310 m/s caracterizam a maioria das aplicações de agitadores para mistura.

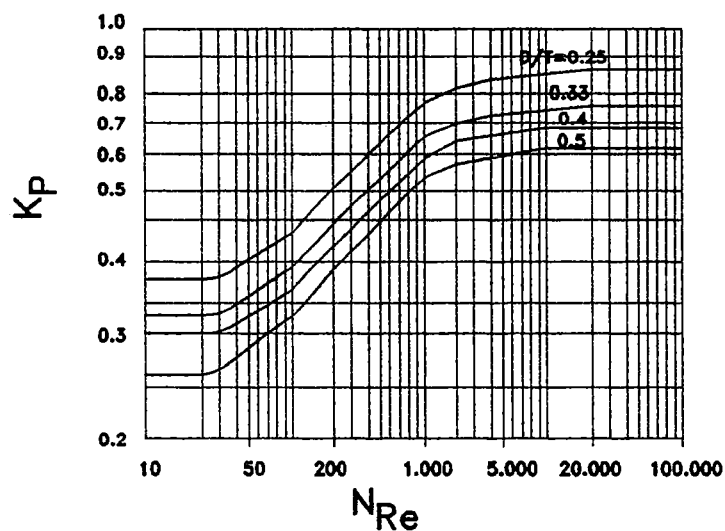


FIGURA 5 -Número de bombeamento em função do número de Reynolds. De HICKS et al. (1976) e DICKEY (1984).

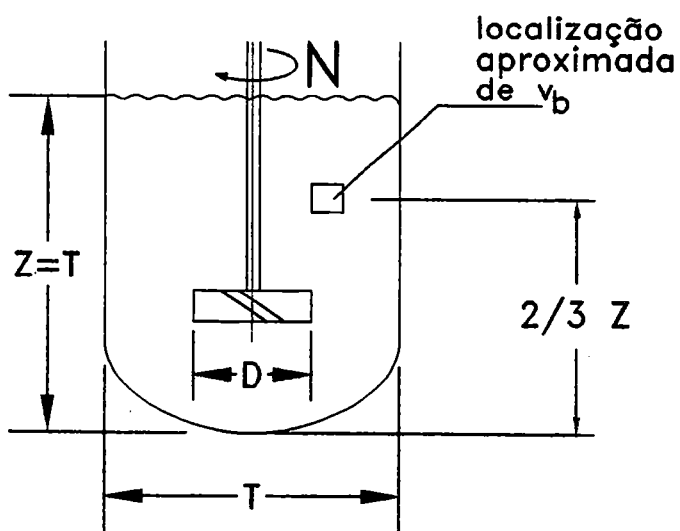


FIGURA 6 - Tanque de batelada quadrada ($Z = T$) mostrando a velocidade média (v_b) do fluido. De HICKS et al. (1976).

Os autores propuseram as tabelas 23 e 24, anexo A, como primeira estimativa da potência e rotação da turbina para fluidos com viscosidades de 5 e 25 kg/m.s, respectivamente, sendo possível interpolação entre as tabelas.

As potências e rotações foram padronizadas e as reduções de acordo com a American Gear Manufacturers Association (AGMA). No anexo B pode-se encontrar um exemplo aplicativo dos autores para cálculo da potência e rotação de agitadores e no anexo C, alguns exemplos de projetos.

PANDIT et al. (1987, 1989) desenvolveram um novo tipo de impulsor para múltiplas utilidades, chamado por eles de impelidor de fluxo misto de lâminas convexas (CBMF).

O tanque agitado é o tipo mais popular de reator químico devido à sua versatilidade operacional e simplicidade construtiva, podendo contudo tornar-se complexo em seu projeto, quando para aplicações específicas.

Após dimensionar o tamanho do vaso, a etapa mais importante do projeto consiste na seleção adequada do tipo de impulsor. Os autores classificam três tipos básicos de impulsores: turbina de disco ou fluxo radial, o propulsor naval ou de fluxo axial e a turbina de lâmina inclinada ou de fluxo misto. Estes impulsores são muito eficientes para condições específicas de processo, porém perdem sua eficiência sob condições diferentes.

Como exemplo, pode-se citar a turbina de disco que fornece boa dispersão de gás mas é inapropriada para a suspensão de sólidos devido a falta de fluxo axial.

Numa análise qualitativa, os autores afirmaram que o impulsor ideal deve combinar um jato líquido grande, baixa perda de energia no fluxo do impulsor, altas velocidades de circulação e ter a capacidade de alterar os níveis de turbulência locais

conforme a situação exigir. O CBMF foi o projeto capaz de satisfazer essas condições, utilizando princípios de projeto de rotores de bombas centrífugas.

Consistiu basicamente de palhetas curvas (4, 6 ou 12), como pode ser visto na figura 7, montadas a 45° em relação ao eixo do cubo. Esse ângulo fornece a capacidade de bombeamento radial ótima sem introduzir cisalhamento excessivo.

A esteira turbulenta atrás de cada lâmina foi menor do que a gerada pelas turbinas de disco e de lâmina inclinada, reduzindo assim o arrasto e por conseguinte o consumo de potência.

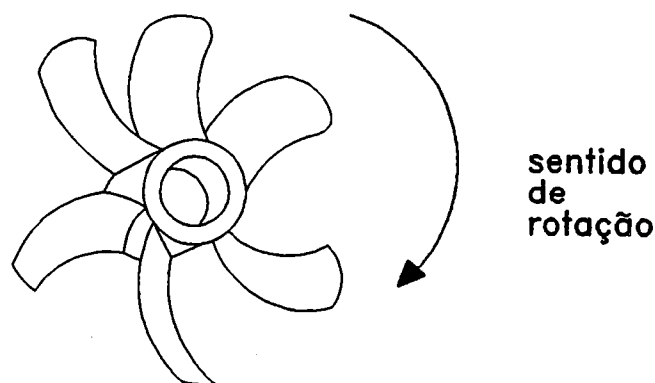


FIGURA 7 - Geometria característica do impulsor CBMF.

De PANDIT et al. (1987, 1989).

Os testes foram executados num vaso de 0,30 m de diâmetro com impulsor de 0,10 m de diâmetro. Os resultados mais significativos foram:

- redução de apenas 22% na demanda de potência do impelidor CBMF em operação de aeração de gás contra 60% de redução no consumo de potência para turbina de disco e também para a turbina de lâminas inclinadas a 45° , mostrando desvantagem para o CBMF

e

- para uma determinada operação de mistura, o CBMF utilizou 50% da energia consumida, quando comparado com uma turbina de lâminas inclinadas a 45° e 90% menos do que uma turbina de disco de 6 lâminas.

Além disso, o CBMF pode se transformar num impulsor com uma capacidade maior de cisalhamento apenas invertendo-se o sentido da rotação.

O tempo necessário para a operação de mistura foi objeto da pesquisa de FASANO & PENNEY (1991).

Estes autores chamaram a atenção para o fato de não haver uma preocupação nos cursos de graduação em Engenharia, em oferecer disciplinas que abordem o tópico Operações Unitárias. Afirmam ainda que, quando este assunto é visto em algumas disciplinas, isto é feito de maneira superficial.

A discussão foi restrita a mistura turbulenta, isto é, NRe do escoamento gerado pelo impulsor igual ou maior a 5.000, o que abrange de 80-90% de todos os processos químicos agitados. Foram estudados os cinco tipos de impulsores mostrados na figura 8 para relações D/T de 0,15 a 0,55 e relações Z/T de 0,5 a 1,5 com disposição das chicanas conforme HICKS et al. (1976).

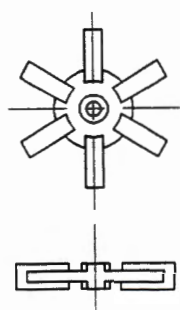
Somente fluidos Newtonianos foram pesquisados.

Mostrou-se que o tempo de mistura permaneceu constante na faixa turbulenta e, com o aumento da viscosidade, diminuindo o NRe , chegou-se a um tempo até 100 vezes maior do que no regime turbulento.

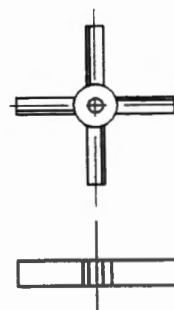
Para a uniformidade a ser atingida pela mistura adotou-se o modelo de Levenspiel-Khang, cuja variação de concentração com o tempo ocorre na forma senoidal.

A equação (7), mostra o tempo relativo t_U para misturar até a uniformidade U , onde t_{99} é o tempo para atingir 99% de uniformidade.

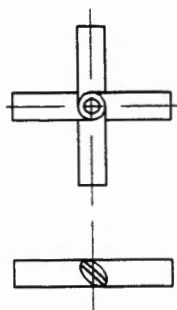
$$t_U = -0,217 \cdot \ln(1-U) \cdot t_{99} \quad (7)$$



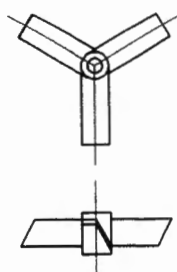
Turbina de Disco
com 6 lâminas



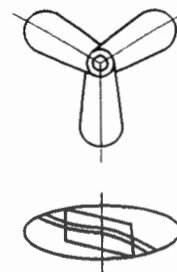
Turbina Plana
de 4 lâminas



Turbina de 4
lâminas inclinadas



Turbina
Chemineer HE-3



Propulsor
Naval

FIGURA 8 - Impulsores estudados por FASANO & PENNEY (1991)

Assim, considerando 99% de uniformidade como referência, isto é, tempo relativo de mistura igual a 1, chega-se a um tempo relativo três vezes maior para a obtenção de 99,9999% de uniformidade, bem como um tempo relativo igual a 0,5 para 90% de uniformidade.

Na indústria existem processos para os quais 90% de uniformidade é o suficiente, mas também existem processos que requerem níveis muito maiores.

A determinação da uniformidade requer análise criteriosa e frequentemente trabalhos experimentais. A equação (7) permite facilmente calcular os tempos necessários para a obtenção de um determinado grau de uniformidade.

Pode-se calcular o tempo t_U , em s, para a mistura turbulenta através da equação (8),

$$t_U = -\ln(1 - U) / [a_1 \cdot N \cdot (D/T)^{b_1} \cdot (T/Z)^{0,5}] \quad (8)$$

onde as constantes a_1 , b_1 dependem do tipo de impulsor e N é a rotação em rps.

A figura 9 mostra o tempo de mistura para vários tamanhos de agitadores do tipo turbina de quatro lâminas inclinadas.

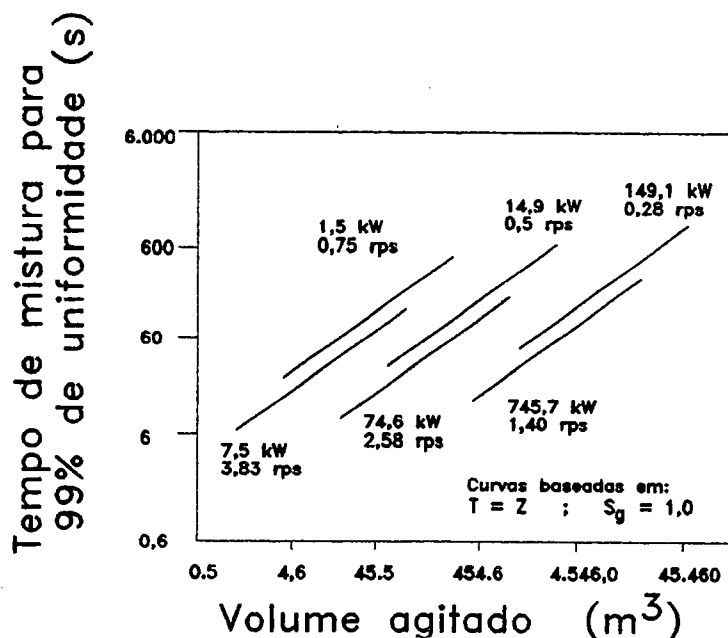


FIGURA 9 - Tempo de mistura para vários tamanhos de agitadores, conforme

FASANO & PENNEY (1991).

Percebe-se que uma pequena potência de 14,9 kW irá misturar um tanque de 454,6 m³ em menos de 5 minutos.

Os autores consideraram ainda que associar o tempo de mistura com a potência, ou potência por unidade de volume, ou com a rotação, como usualmente se faz, não representa um método efetivo de previsão do tempo de mistura. Um parâmetro mais adequado é o torque, que é proporcional à relação potência/rotação.

Assim, a figura 9 apresenta na verdade três conjuntos de máquinas, cada conjunto com, praticamente, o mesmo torque.

IBRAHIM (1991) estudou os cinco tipos diferentes de impulsores ilustrados na figura 10, pesquisando suas características de consumo de potência e seu rendimento em operação de suspensão de sólidos, uma aplicação muito comum em dissolução, processamento de minerais, cristalização e na biotecnologia.

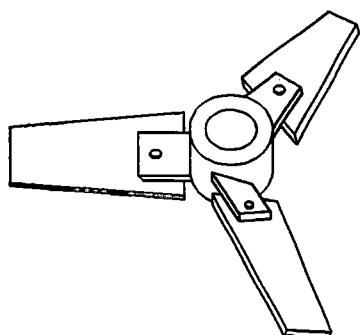
O objetivo foi minimizar o consumo de potência do misturador sem produzir zonas de estagnação onde as partículas sedimentam devido a baixa velocidade do fluido que não consegue re-suspendê-las.

Das turbinas estudadas, duas são tradicionais: a Rushton, que produz um padrão de fluxo radial e a turbina de lâmina inclinada que oferece um fluxo misto, isto é, axial e radial. Os projetos novos incluem o A310 da Lightnin, com lâminas em seção similar a de um aerofólio, assim como o Chemineer HE-3 que é uma turbina de lâminas inclinadas e a turbina Ekato InterMIG, de projeto não convencional.

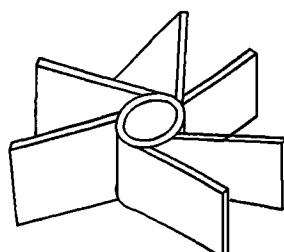
Os três novos projetos foram melhores que as turbinas Rushton e de lâmina inclinada no que diz respeito a mistura de fluidos usando potência menor.

Também na suspensão de sólidos, o A310 e o HE-3, quando corretamente dimensionados e posicionados num tanque de fundo plano, apresentam melhor

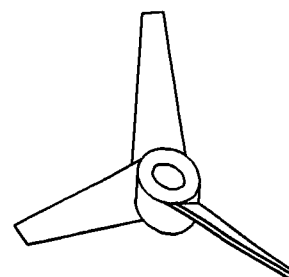
desempenho exigindo de 10 a 15% menos potência que a turbina de lâminas inclinadas para o mesmo grau de suspensão de sólidos.



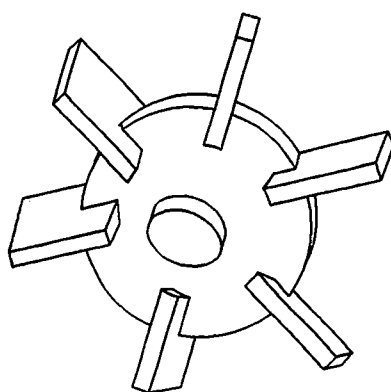
Chemineer HE-3



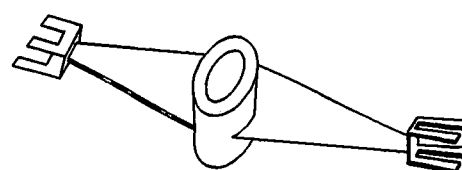
Impulsor de 6 lâminas



Lightnin A310



Rushton



Ekato InterMIG

FIGURA 10 - Impulsores pesquisados por IBRAHIM (1991).

Outras conclusões a que a autora chegou foram:

- para viscosidades próximas a da água, a melhor relação D/T foi 0,35 para as turbinas A310, HE-3 e Ekato;

- para viscosidades maiores, a relação D/T ótima foi maior que 0,35, o que levou a diâmetros maiores do impulsor fazendo com que aconteça sedimentação de sólidos no centro do tanque;
- o impulsor Ekato apresentou consumo de potência muito maior, com rendimento próximo à Rushton, que não é normalmente considerada para suspensão de sólidos e
- para uma economia substancial de potência, deve-se alterar a geometria do fundo do tanque usando um projeto cone-filete, isto é, um cone vertical no centro do tanque e uma seção triangular filetada ao redor das bordas, reduzindo assim a quantidade de líquido sob o impulsor resultando em até 75% de redução de potência para viscosidade de 0,1 Kg/m.s. Para viscosidades menores ou relações D/T maiores do que 0,4, o efeito se reduz.

PARKINSON (1987) pesquisou alguns problemas e soluções adotadas por fabricantes e consumidores de equipamentos de mistura nos E.U.A., chegando a conclusão de que os bons resultados operacionais devem-se mais à um projeto adequado do sistema do que às novas tecnologias de mistura.

Os casos foram relatados em um simpósio, realizado em Houston, Texas, em 1987 dirigido a consultores, fabricantes de equipamentos e engenheiros de fábrica e de pesquisa, cujo tema básico foi o empirismo, isto é, a importância de se testar adequadamente um projeto de um sistema de mistura antes de construir o equipamento e colocá-lo em operação.

Alguns casos descritos foram:

1. A suspensão e lixívia de sólidos de urânio (cerca de 78% em peso) em 10 tanques de 1.400 m^3 medindo 12 m de diâmetro por 12 m de profundidade. Os misturadores foram projetados para usar 200 kW no eixo (potência entregue pelo impulsor ao líquido) sendo

as turbinas do tipo fluxo axial a 45° com 4,5 m de diâmetro, incluindo uma cobertura protetiva de borracha.

Verificou-se que apenas 140 kW de potência estava sendo utilizada no eixo e que a viscosidade da lama estava abaixo das especificações. A razão era a de que o usuário havia acrescentado uma camada de vários centímetros de espessura de borracha aos impelidores, mudando assim o seu perfil e eficiência. A solução foi aumentar o comprimento das lâminas do impulsor até obter-se a potência de 200 kW no eixo.

2. Num processo químico, em instalação da Hoechst nos E.U.A., solvente, álcool (líquido ou sólido), catalisador e um ácido orgânico eram colocados num tanque, agitados e aquecidos com vapor enquanto gás era liberado do fundo do reator para auxiliar a manter a atividade dos inibidores de polimerização. Os problemas: baixa eficiência da matéria-prima, confirmado pelos resíduos sólidos, excesso de ácido levado para a etapa seguinte, polimerização não desejada e longos tempos de reação. Algumas sugestões do fabricante do equipamento foram o aumento de potência e substituição do impulsor de lâmina inclinada pela turbina de alta eficiência, vista na figura 3.

Após terem sido feitos alguns testes em modelos de escala 1:10, descobriu-se que a presença do gás impedia que a turbina de lâmina inclinada fornecesse uma circulação e suspensão de sólidos adequadas ao fluido.

A solução: um sistema de duplo impelidor. Instalou-se uma turbina de disco de lâminas planas (fluxo radial) logo abaixo da superfície do líquido, alterando-se também a turbina de lâminas inclinadas (fluxo axial) instalada próxima ao fundo do vaso.

Os testes mostraram que o gás havia se tornado o parâmetro determinante no projeto e não mais a suspensão de sólidos. David Short, da Du Pont Co., afirmou que

numa abordagem geral para um projeto de sistemas tri-fásicos, deve-se baseá-los na suspensão de sólidos e então acrescentar um fator de sobreprojeto para o gás. O gás irá se dispersar bem de qualquer forma, mas interferirá na mistura de sólidos. Deve-se assim considerar a possibilidade de um aumento de até 70% na rotação do misturador para manter os sólidos em suspensão.

Short afirmou ainda que, muito embora a economia de energia seja importante, se a mistura obtém um ganho de 1% na produção, o misturador pode ser superdimensionado em 10.000% antes que os custos extras de energia superem a economia nos produtos químicos. Por outro lado, um impulsor adicional, porém desnecessário, acrescenta um custo de US\$670,00/ano.kW.

3. Numa determinada instalação, onde sólidos sedimentavam no fundo de um tanque, pensou-se tratar de um problema de mistura. Verificou-se, contudo, que a tubulação de alimentação do referido tanque, havia sido superdimensionada no diâmetro, fazendo com que a velocidade do fluido não fosse adequada. Tal fato gerou a sedimentação dos sólidos e inclusive bloqueio dos tubos, o que restringia ainda mais o fluxo.

Para solucionar o problema, bastou a diminuição do diâmetro da tubulação de entrada, corrigindo-se assim a velocidade.

FREITAS (1993) realizou ensaios investigando a influência na relação potência/velocidade dos parâmetros: natureza do fluido de trabalho, existência ou não de defletores de costado, dimensões e posição do impelidor no interior do fluido.

Os fluidos ensaiados foram água, xarope, óleo comestível, óleo lubrificante e detergente, cujas viscosidades variaram de 0,00097 a 0,6325 kg/m.s num reservatório cilíndrico de vidro, onde era introduzido o eixo-árvore com o impelidor. Tal

eixo era acionado por um motor de corrente contínua que fornecia rotações variáveis, de acordo com a tensão aplicada a armadura.

Foram obtidas relações matemáticas que estabeleceram as melhores condições de dimensionamento e funcionamento do misturador, mostrando que a viscosidade do fluido e as dimensões do impulsor influem na potência consumida.

Verificou-se também que a quantidade e posição dos defletores de costado, bem como a posição do impelidor, provocam alterações no modelo de fluxo.

Mostrou-se ainda que para a obtenção dos índices de agitação entre 3 e 6, o impelidor mais adequado foi o de maior relação D/T , pois operando com rotação mais baixa, consumiu menor potência.

O autor, com este estudo, mostrou que é possível o projeto e desenvolvimento de misturadores para uso industrial, partindo de ensaios em modelo reduzido com a conseqüente diminuição dos custos, inclusive operacionais.

A ampliação de escala para diferentes sistemas de mistura foi o assunto pesquisado por LENG (1991), que considera a falta do conhecimento total do processo como causa principal de falhas ao se fazer a extrapolação.

Baseado em sua experiência de 25 anos na área de mistura industrial, o autor identificou alguns problemas comuns e desenvolveu um procedimento para a ampliação de escala.

Quanto a obtenção da uniformidade, pode-se dividir os processos químicos em dois grupos:

a) Aqueles que dependem de rápida obtenção da uniformidade:

- reatores e polimerizadores químicos onde as cinéticas das reações são iguais ou mais rápidas que a taxa de mistura;

- cristalizadores que dependem de mistura uniforme para promover o crescimento de grandes cristais, e
- reações que dependem de transporte de massa, tais como dispersão de misturas líquido-líquido e gás líquido.

b) Aqueles menos sensíveis à necessidade de uma mistura uniforme:

- transferência de calor;
- mistura de fluidos miscíveis;
- reatores para reações químicas lentas, e
- suspensão de sólidos.

Pode-se considerar as aplicações do grupo (b) como pouco problemáticas no tocante a extrapolação.

O procedimento sistemático desenvolvido pelo autor é composto de seis etapas:

- 1) Definir as necessidades do processo, sendo as mais comuns: fornecer uma mistura uniforme que irá alimentar outra etapa do processo; facilitar uma reação química controlada; transferência de calor ou massa; assegurar mistura contínua de reagentes ou monômeros adicionados.
- 2) Identificar todos os parâmetros operacionais: listar e priorizar as razões para mistura, dentre as quais o tempo, transferência de calor, cisalhamento, suspensão de sólidos, transferência de massa e outras.

O autor observa que os parâmetros operacionais não extrapolam igualmente. OLDSHUE (1983) apud LENG (1991) cita como exemplo a ampliação de

um vaso de $0,09 \text{ m}^3$ para $11,4 \text{ m}^3$ onde, mantida constante a potência por unidade de volume, triplicou-se o tempo de circulação e multiplicou-se o número de Reynolds do impelidor por 8,5.

3) Rever a história do processo, o qual frequentemente é ampliado em estágios para atender o crescimento da produção. Deve-se observar o surgimento de problemas nas extrapolações sucessivas, no sentido de se minimizar os riscos.

4) Selecionar os parâmetros importantes do processo como por exemplo o projeto e dimensões do impelidor e do vaso, o tempo de mistura e outros para organizar uma lista de verificação ordenada. Raramente extrapola-se um processo mantendo-se o tempo de mistura constante, pois isso leva a potências muito maiores do que pelo método correto, isto é, pela manutenção do N_p .

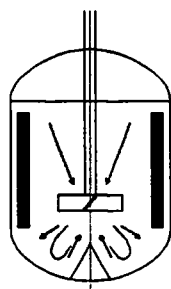
5) Escolher um projeto inicial de equipamento: cerca de 75% das instalações novas adotam impulsores curvos ou hydrofoil, como os da figura 11, pois estes produzem fluxo axial e um padrão de fluxo mais ordenado, além de criarem menor cisalhamento e necessitar de menos potência quando comparados aos impulsores tradicionais.

Para os processos que necessitem de alto cisalhamento, além da circulação, instala-se uma turbina de cisalhamento, mantendo-se o impelidor hydrofoil.

Quanto a relação D/T , adota-se de 0,25 a 0,65 para uso industrial e impulsores comuns e relações maiores para âncoras e impulsores helicoidais; de 0,4 a 0,6 para obtenção de fluxo mais do que turbulência e D/T de 0,25 a 0,35 para o inverso.

Usa-se a turbina de quatro lâminas inclinadas a 45° para sistemas de viscosidades até 40 kg/m.s e quebra-ondas são recomendáveis para fluidos com viscosidades até 4 kg/m.s .

Turbina de lâminas
inclinadas a 45°



Impulsor
hydrofoil

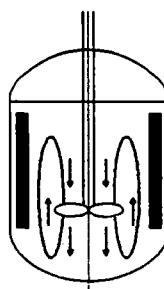


FIGURA 11 - Dois tipos de impulsores adotados na maioria das instalações de mistura, segundo LENG (1991)

6) Testar o projeto, isto é, verificar se os requisitos do processo foram atendidos pelo projeto proposto. A lista inclui: potência, rotação e redutor. Um impulsor será inadequado caso o fluxo ascendente por ele produzido não seja o suficiente para superar a velocidade de sedimentação dos sólidos.

Os testes são normalmente feitos com água no vaso e verificados rotação, vibração e potência consumida.

Deve-se ainda inspecionar a superfície do líquido, procedimento útil na avaliação do quebra-ondas, bem como na facilidade ou não de se adicionar materiais ao fluido, conforme a figura 12.

Drenar o tanque também é importante para verificar eventuais danos causados pelo líquido ao impulsor.

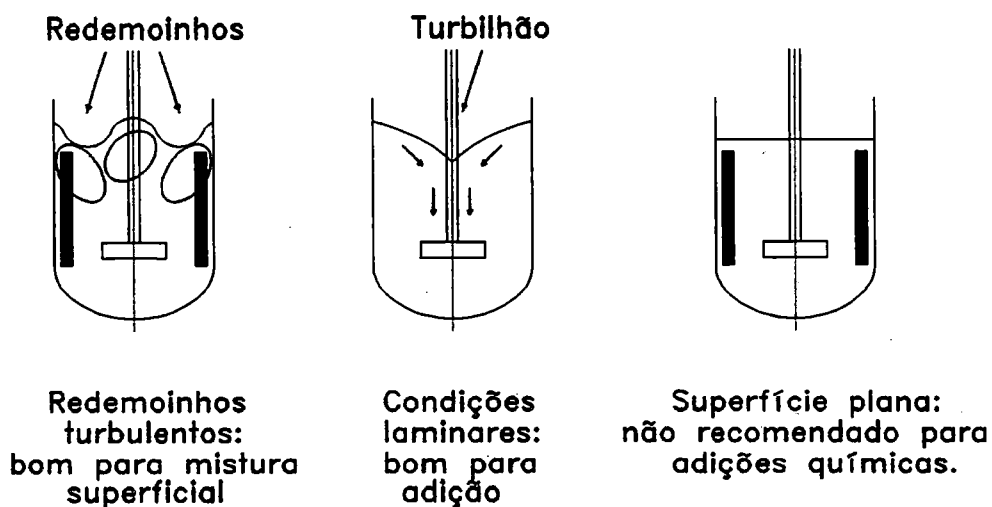


FIGURA 12 - Típicas condições superficiais. De LENG (1991).

RAMSEY et al. (1989) investigaram a suspensão de sólidos e a mistura em agitadores de movimento alternativo num tanque chato, mostrado na figura 13.

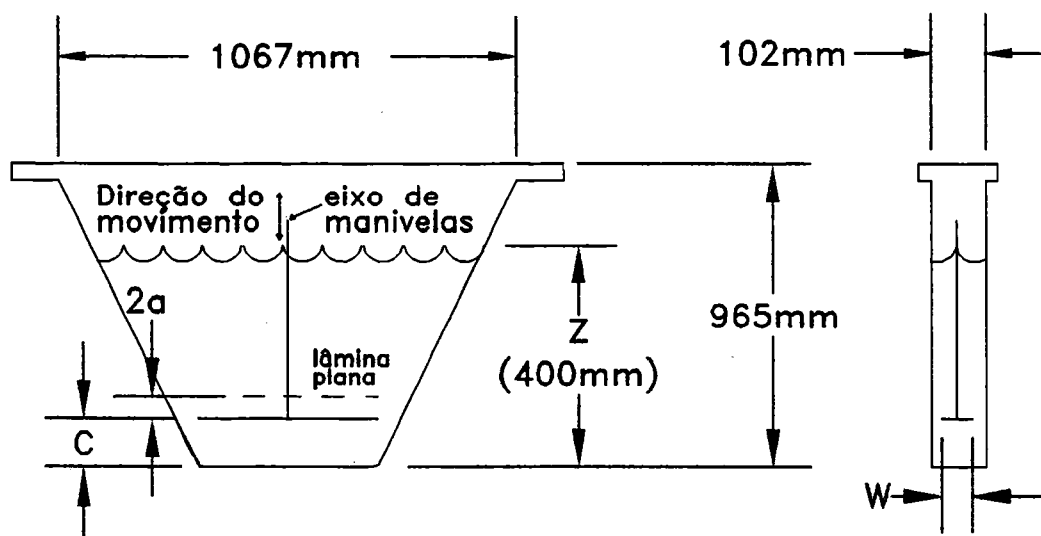


FIGURA 13 - Geometria de um tanque chato. De RAMSEY et al. (1989).

Tais tanques são usados em processos de dissolução, precipitação, cristalização, suspensão de sólidos e misturas. O movimento sobe-desce do impelidor é produzido por um eixo de manivelas localizado acima do tanque.

Os autores constataram a inexistência de estudos de agitação do tipo sobe-desce combinando suspensão de sólidos e tempos de mistura em geometria não padronizada. Assim, o objetivo do estudo foi documentar a eficiência de tais impulsores, bem como sua similaridade com a agitação rotativa.

Na agitação rotativa, o produto da rotação do impelidor, N , pelo tempo de mistura, t_U , é o número de homogeneização Ho ou o número de revoluções para misturar uma substância de controle num vaso:

$$N \cdot t_U = Ho \quad (9)$$

o qual varia de 20 a 80 em função da geometria do tanque. Para uma dada geometria, Ho é constante sob condições laminares ou turbulentas de mistura.

A rotação mínima do impulsor, n_s , necessária para produzir a suspensão completa a partir do fundo do tanque é:

$$n_s = S \cdot v^{0,1} \cdot d_p^{0,2} \cdot (g \cdot \Delta\rho/\rho)^{0,45} \cdot X^{0,13} \cdot D^{-0,85} \quad (10)$$

onde S é função das relações D/T e C/T . O expoente da porcentagem em peso dos sólidos, X , varia entre 0 e 0,3.

Os tempos de mistura foram obtidos por um corante dispersado no fluido, água de torneira neste caso, e o conteúdo do tanque foi considerado misturado quando a concentração do corante uniformizou-se em todo o vaso, sendo o processo gravado em videotape.

Para o sólido à ser suspenso utilizou-se areia de massa específica 2630 kg/m³ e 160 μm de tamanho de partícula.

O NRe para a agitação sobe-desce foi definido como

$$NRe = 4 \cdot (n \cdot a \cdot w) / v \quad (11)$$

onde a largura w da lâmina do impulsor, representa a dimensão característica na suspensão do tipo sobe-desce. O NRe variou de 2.500 a 45.000.

Para o número de homogeneização encontrou-se a correlação

$$Ho = 2,13 \cdot (w/T)^{-2,3} \cdot (a/Z)^{-1} \quad (12)$$

válida para os intervalos w/T entre 0,35 e 0,75 e a/Z entre 0,09 e 0,13.

Observou-se que a areia era carregada para cima no meio do tanque e espalhada de lado a lado devido a forte circulação global, de maneira similar a mistura do corante. Assim, obteve-se para a agitação sobe-desce, uma correlação para a frequência mínima da suspensão completa:

$$\eta_s = 0,314 \cdot (w/T)^{-0,84} \cdot (a/Z)^{-0,6} \cdot X^{0,1} \quad (13)$$

válida para os intervalos w/T entre 0,46 e 0,725, a/Z entre 0,06 e 0,13 e X entre 0,7 e 20.

RZYSKI (1993) pesquisou a homogeneização de líquidos em tanques agitados, propondo um modelo baseado na capacidade de bombeamento dos impelidores e no grau de homogeneização, válidos para a mistura turbulenta e estendidos para o regime transiente (NRe de 100 a 1.000).

O autor definiu o tempo de mistura ou de homogeneização como sendo o tempo requerido para obter um grau de homogeneização suficientemente alto do líquido sob mistura. Foram registradas as alterações na condutividade do líquido através da adição de $5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3$ de uma solução saturada de NaCl e adotado como tempo de mistura, o intervalo entre o instante da injeção do NaCl e o tempo no qual a variação na condutividade baixava a 5%.

O tempo de homogeneização de um líquido num tanque está associado a capacidade de bombeamento de um impelidor, isto é, à vazão volumétrica descarregada do impelidor. Quanto maior a capacidade de bombeamento, menor o tempo de homogeneização.

O número de bombeamento, adimensional, foi definido como

$$K_p = Q / (N \cdot D^3) \quad (14)$$

Para as turbinas de disco do tipo Rushton, é válida a relação:

$$K_p = 1,15 \cdot (T/D)^{-0,37} \cdot (Z/T)^{0,36} \cdot (n_p/6)^{0,33} \quad (15)$$

para as faixas de $T/D = 1,61$ a 6 , $Z/T = 1$ a $1,33$, $n_b = 3$ a 6 .

Para um propulsor naval com um passo $p = D$, a capacidade de bombeamento é dada por:

$$K_p = 0,654 \cdot (D/T)^{0,16} \quad (16)$$

Para um propulsor naval com $p = 2.D$:

$$K_p = 0,85 \cdot (D/T)^{0,16} \quad (17)$$

Para turbinas com seis lâminas inclinadas a 45° :

$$K_p = 1,014 \cdot (D/T)^{0,21} \cdot (C/T)^{-0,17} \quad (18)$$

As quatro equações de K_p acima aplicam-se ao regime turbulento (NRe maior que 1.000) e tanques com quebra-ondas.

Foram adotadas as seguintes hipóteses para o modelo de homogeneização de líquidos num vaso de mistura por batelada:

a) No início do processo, $t_U = 0$, uma pequena quantidade de indicador é injetada no tanque.

b) A mistura ideal ocorre numa parte do tanque de volume $(\beta.V)$. A concentração do indicador no tempo $t_U = 0^+$ é c_0 .

c) Devido a mistura, o líquido de concentração $c(t_U)$ flui para dentro do volume $(\beta.V)$ à uma taxa Q e o mesmo líquido de concentração c_k , deixa o volume. O líquido é deslocado do volume restante $(1 - \beta).V$ do tanque e flui para a região de mistura.

d) Para o tempo t_U tendendo ao infinito, a concentração do indicador em todo o tanque é c_k .

e) O coeficiente de transferência de massa é independente do tempo, da concentração e da posição no tanque.

Com base nessas hipóteses, tem-se a equação diferencial de balanço de massa:

$$\beta . V . dc = Q . (c_k - c) . dt_U \quad (19)$$

que devidamente trabalhada dá origem a relação para o número de homogeneização para a mistura turbulenta, Ho_t , adimensional, válido para o impelidor centrado:

$$Ho_t = - \pi / (4 . K_p) . (T/D)^3 . \ln (c - c_k / c_0 - c_k) = N . t_U \quad (20)$$

onde a relação $(c - c_k / c_0 - c_k)$ é o chamado grau de homogeneidade.

Foram ensaiados também, tanques com impelidores descentrados, como mostra a figura 14, conhecidos por diminuir o tempo de mistura, devido a falta de simetria no tanque.

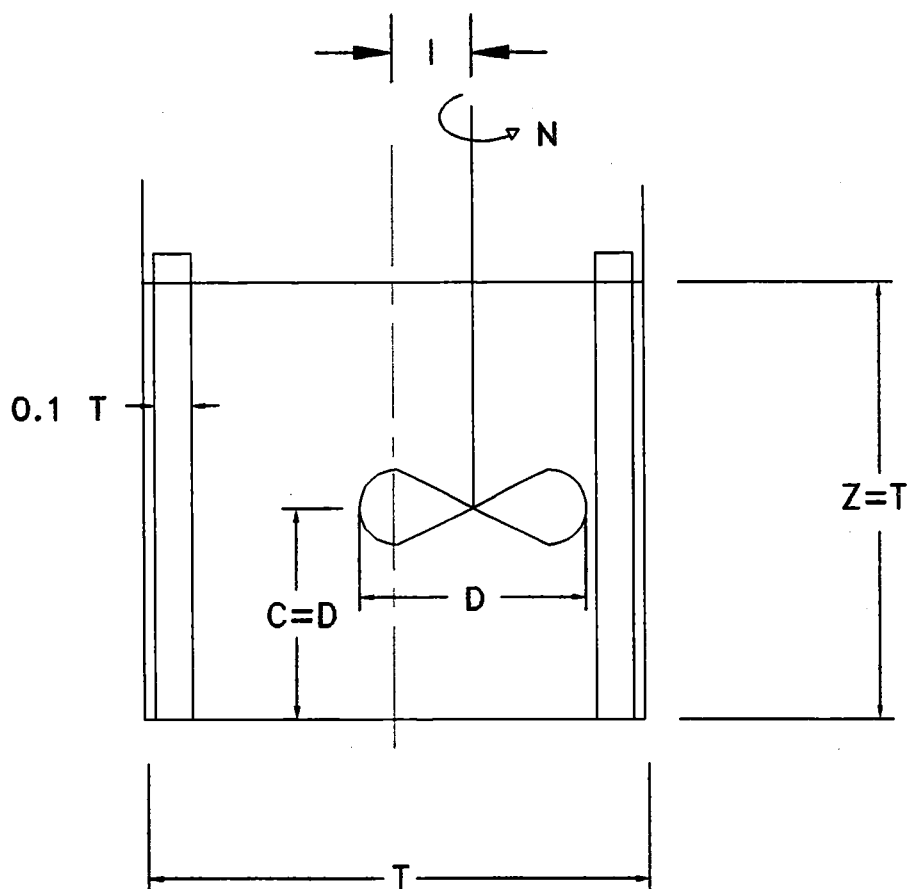


FIGURA 14 - Tanque de mistura com impelidor deslocado. De RZYSKI (1993).

Os experimentos foram feitos com impulsores de alta velocidade e para o descentrado o máximo deslocamento l foi de $(0,8.D)$. Em todas as medições manteve-se $Z = T$ e $C = D$, sendo ensaiados líquidos Newtonianos e pseudoplásticos cujas viscosidades variaram de 0,028 a 0,531 kg/m.s.

Foi proposta a equação (21), válida para o impulsor posicionado no centro:

$$Ho/Ho_t = C1 \cdot NRe^{b1} \cdot (T/D)^{b2} \cdot (\Delta/D)^{b3} \cdot \exp [b4 \cdot (T/D) + b5 \cdot (\Delta/D)] \quad (21)$$

onde Ho é o número de homogeneização no regime transiente e $\Delta l = D - l$, sendo determinados os coeficientes $C1$ e $b1$ a $b5$ para os oito tipos de impulsores ensaiados.

JAHODA & MACHON (1994) estudaram o processo de homogeneização de líquidos em tanques agitados por impulsores múltiplos. Foram usadas até quatro turbinas Rushton e/ou seis turbinas de lâminas inclinadas.

Os autores afirmaram ser escassa a literatura sobre o uso de sistemas multi-impulsores e geralmente limitada ao uso de dois impelidores.

Deve-se observar contudo a crescente adoção de mais de um impelidor no eixo, podendo-se encontrar, simultaneamente, a âncora, o impulsor rápido e o homogeneizador para algumas aplicações de mistura.

É de se esperar, portanto, um maior número de publicações nesse sentido, visando atender à essa demanda.

Foi definido o tempo de mistura como o tempo necessário para obter-se o estado de homogeneidade (concentração uniforme) da carga de líquido após a adição da substância de controle. Definiu-se também o curso da homogeneização como o perfil de tempo da concentração da substância de controle (curva de resposta).

Para a obtenção do curso de homogeneização foi elaborado um modelo físico de células, baseado na divisão do volume de líquido em compartimentos (células)

hipotéticos com agitadores em seus centros, supondo-se mistura ideal dentro das células e fluxo intercelular do líquido.

Para a descrição de uma mistura homogênea, usou-se a expressão

$$c^*(t_U) = [c(t_U) - c_0] / (c_k - c_0) \quad (22)$$

onde c_0 é a concentração inicial ($t_U = 0$) da substância de controle, $c(t_U)$ é a concentração da substância de controle no tempo t_U e c_k a concentração final da substância de controle.

O tempo de mistura t_U é definido como o tempo quando $c^*(t) = 1 \pm 0,05$.

A figura 15 mostra o modelo de células para o arranjo de quatro impelidores bem como o arranjo experimental usado pelos autores.

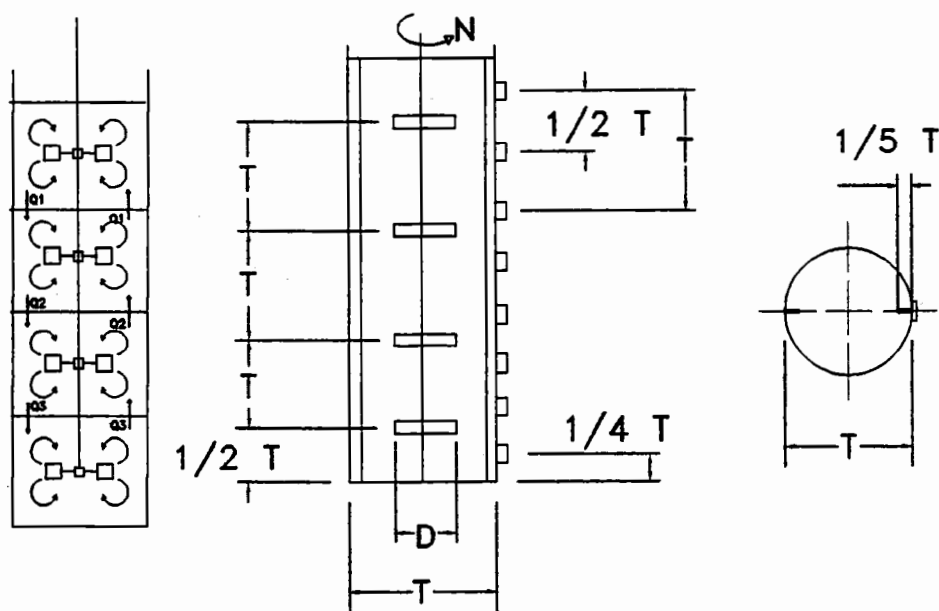


FIGURA 15 - Modelo de células e tanque experimental usado por JAHODA & MACHON (1994).

O curso de homogeneização da carga de líquido foi descrito pelo sistema de equações diferenciais ordinárias (23), para quatro células:

$$\begin{aligned}
 V_1 \cdot dc_1(t)/dt &= [Q_1 \cdot c_2(t) - Q_1 \cdot c_1(t)] \\
 V_2 \cdot dc_2(t)/dt &= [Q_2 \cdot c_3(t) - Q_1 \cdot c_1(t) - Q_1 \cdot c_2(t) - Q_2 \cdot c_2(t)] \\
 V_3 \cdot dc_3(t)/dt &= [Q_2 \cdot c_2(t) - Q_3 \cdot c_4(t) - Q_2 \cdot c_3(t) - Q_3 \cdot c_3(t)] \\
 V_4 \cdot dc_4(t)/dt &= [Q_3 \cdot c_3(t) - Q_3 \cdot c_4(t)]
 \end{aligned}
 \tag{23}$$

onde Q_i é a vazão volumétrica entre as células i e $(i + 1)$, independentes do tempo, V_i é o volume da célula e $c_i(t)$ representa a concentração da substância de controle na célula i no tempo t .

Mediu-se a concentração da substância de controle (solução de KCl) pelo método da condutividade; os impulsores ensaiados foram as turbinas Rushton com seis lâminas verticais e a de seis lâminas inclinadas a 45° , com bombeamento para cima ou para baixo.

Os fluidos empregados foram água de torneira e/ou uma solução aquosa de glicerol com rotações do impelidor entre 2,5 e 6 rps.

Algumas conclusões foram:

- os tempos de mistura para turbinas Rushton e as de lâminas inclinadas diferiram de apenas 10%. Como a potência requerida pelas turbinas de lâminas inclinadas a 45° é cerca de 1/4 da requerida pela turbina Rushton, tornou-se mais vantajoso na homogeneização, adotar as turbinas de lâminas inclinadas;

- a direção do bombeamento pelo impelidor, para cima ou para baixo, não afetou o tempo de mistura;
- o produto $N.t_U$ foi aproximadamente constante para as turbinas Rushton com glicerol, no regime transiente e também no regime turbulento;
- no regime turbulento, o adimensional $N.t_U$ foi independente do NRe no tanque agitado por múltiplos impulsos de vários tipos e
- os números de fluxo entre células, foram aproximadamente metade dos números de fluxo dos impulsos, $K_{pc} \cong 1/2 K_P$, na configuração de quatro impulsos.

DICKEY (1984) desenvolveu um programa para cálculos de mistura que permite selecionar o impulsor e a potência do motor. A base teórica deste trabalho foi o artigo de HICKS et al. (1976).

Os parâmetros de cálculo principais são o volume equivalente V_{eq} , a viscosidade μ e a resposta dinâmica, definida em termos da intensidade da agitação ou da velocidade média do fluido, cujos valores são encontrados na tabela 1.

Devido a limitações de espaço, no trabalho de HICKS et al. (1976) foram publicadas apenas duas tabelas para seleção da potência e rotação para viscosidades de 5 kg/m.s e 25 kg/m.s correspondentes a oito V_{eq} . A série completa de tabelas inclui 13 viscosidades diferentes e 24 valores de V_{eq} .

O programa abrange todos os valores de todas as tabelas, fornecendo os resultados já considerando as seleções comercialmente disponíveis.

Deve-se lembrar que as tabelas são válidas para geometrias de tanque de batelada quadrada, isto é, altura do líquido igual ao diâmetro do tanque ($Z = T$).

O autor forneceu também um exemplo de projeto de agitador, de tal forma que, pode-se através dele conferir a validade e exatidão dos cálculos executados.

Entretanto, a maior contribuição de DICKEY (1984) neste trabalho foi propor a expressão:

$$NRe^* = NRe \cdot [(D/T) / 0,394]^{1/2} \quad (24)$$

onde o NRe é ajustado por um fator envolvendo a relação D/T , de tal forma que o número de Reynolds modificado, NRe^* , resultante, torna possível uma comparação entre situações distintas de agitação.

PETERSEN et al. (1993) procuraram relacionar a potência mínima necessária para a suspensão completa de partículas sólidas num agitador.

Foram definidas duas condições extremas de suspensão:

- suspensão homogênea completa, na qual a concentração dos sólidos é uniforme em todo o vaso, e
- suspensão onde todos os sólidos sedimentam na base do tanque.

ZWIETERING (1958) apud PETERSEN et al. (1993) estabeleceu a condição de "logo suspenso" como "quando não existem partículas em repouso por mais de cerca de 1 s na base do tanque".

Os experimentos foram feitos num tanque de 0,11 m de diâmetro por 0,15 m de altura com três chicanas igualmente espaçadas de largura 0,01 m. A agitação foi feita por um impulsor de lâmina plana de 0,06 m de largura por 0,05 m de altura.

Verificou-se a adsorção de cianureto de ouro em carbono ativado, concluindo-se que a partir de uma determinada rotação do impelidor, a transferência de massa, expressa pelo coeficiente de transferência de filme K_f , torna-se constante. Pode-se assim calcular, com essa rotação ótima, a potência mínima necessária para a completa suspensão das partículas.

Muitos estudos de mistura têm sido feitos em tanques abertos, sendo relativamente escassa a pesquisa em tanques fechados.

TILJANDER & THELIANDER (1993) estudaram o consumo de potência em tanques de suspensão de sólidos completamente cheios, projetados como vasos de pressão, isto é, de fundo e tampo abaulados.

A suspensão completa dos sólidos do fundo do tanque, definida também por ZWIETERING (1958) apud TILJANDER & THELIANDER (1993) pode ser associada a uma rotação mínima para produzir tal condição. Esta rotação é de grande importância, pois o consumo de potência é proporcional ao cubo da rotação do impelidor, conforme a equação (3).

Foram investigadas a influência sobre a demanda de potência de vários fatores, tais como o tipo e tamanho dos impulsores e chicanas bem como a distância entre o fundo do tanque e o impulsor.

O vaso utilizado era de plexiglass com 0,29 m de diâmetro e altura igual a $3/4$ do diâmetro; os impulsores de quatro lâminas inclinadas a 45° em dois tamanhos, pequeno e grande e um impulsor de alto fluxo.

Calculou-se o consumo de potência através de medições do torque e da rotação do impelidor pela equação

$$P = 2 \cdot \pi \cdot N \cdot b \cdot F \quad (25)$$

onde a força F foi medida através de células de carga e a rotação N do impelidor através de um tacômetro.

Como material sólido foram usadas partículas de vidro de diâmetro médio 60 μm e tanto a suspensão como o padrão de fluxo foram inspecionados visualmente.

Para o cálculo do número de Reynolds empregou-se a equação (1).

Os resultados mais significativos sobre o número de potência foram:

- a maior influência foi devido ao tipo de impulsor;
- a folga entre o fundo do tanque e o impelidor foi importante para o quebra-ondas montado no fundo;
- o tamanho do impulsor e a posição e tamanho dos quebra-ondas teve pouca influência;
- o impulsor de alto fluxo com quebra-ondas laterais estreitos levou ao menor número de potência e
- o menor consumo de potência foi para o impulsor de lâminas inclinadas pequeno localizado próximo ao fundo e com chicanas laterais.

Os autores concluíram que os resultados são quantitativamente válidos para pós com diâmetro menor ou igual a 10^{-4} m.

O tempo de mistura e o consumo de potência foram pesquisados por KOMORI & MURAKAMI (1988) em tanques cilíndricos agitados por um ou dois impulsores. A montagem experimental permitiu ensaios para a coleta de dados de torque, concentração e velocidade num tanque de 0,29 m de diâmetro e 0,7 m de altura com quatro chicanas verticais de largura 0,029 m. Utilizou-se água como fluido de trabalho e

os impulsores, do tipo mostrado na figura 16, podiam deslocar-se arbitrariamente ao longo do eixo.

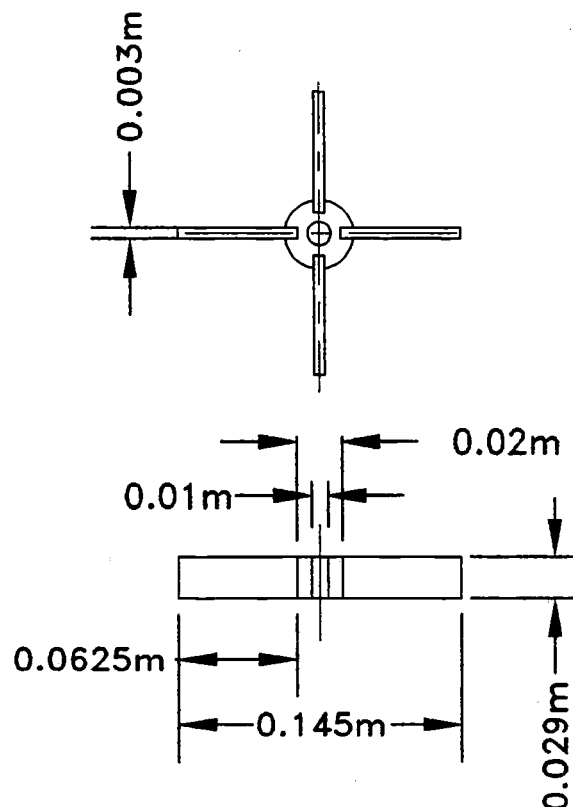


FIGURA 16 - Dimensões e configuração do impelidor de quatro lâminas. De KOMORI & MURAKAMI (1988).

Foram ensaiadas rotações correspondentes a NRe de 25.000, 48.000 e 62.000 e medida a concentração através de uma sonda de condutividade. O tempo de mistura foi definido como o tempo decorrido a partir da liberação da substância de controle (solução de KCl) até que a variação de concentração na sonda estivesse dentro de $\pm 2\%$ da leitura final da concentração, uma tolerância mais apertada do que os 5% adotados por RZYSKI (1993).

As velocidades radiais e axiais foram medidas através de um velocímetro laser-Doppler e os 36.000 sinais transmitidos à um computador juntamente com 36.000 sinais de torque e 120.000 sinais de concentração.

Os autores definiram a eficiência de mistura E como o inverso do consumo de energia, isto é, a condição máxima de um corresponde à condição mínima do outro.

Foram determinados os padrões de fluxo através dos perfis de velocidade para várias condições experimentais onde variou-se a profundidade da água, o número de impulsores, a relação L/T , h_v/T e a rotação.

Definiu-se também o tempo T_c de circulação da substância de controle, como o tempo necessário para o deslocamento desde um ponto próximo a superfície livre num tempo $t = 0$ até o retorno ao mesmo ponto.

Assim, encontrou-se a relação

$$T_c = 0,83 \cdot t_U \quad (26)$$

entre o tempo de circulação e o tempo de mistura, válido para a rotação de 2,5 rps.

A relação acima mostra que o fluxo de recirculação é de grande escala, na medida em que está relativamente próxima da condição $T_c = t_U$.

Os principais resultados a que os autores chegaram podem ser resumidos da seguinte forma:

- maior eficiência de mistura pode ser obtida criando-se um fluxo de recirculação de grande escala ao invés de se trabalhar com vários fluxos menores num tanque. Como o tanque de dois impulsores cria mais fluxos do que o tanque de um impulsor, percebe-se

que a agitação de um impulsor oferece melhor eficiência em relação a configuração de duplo impulsor;

- a conclusão acima mostrou-se válida para relações $Z/T = 1$ e $Z/T = 2$;

- um menor tempo de circulação pode gerar uma mistura mais efetiva em ambos os tanques, isto é, de um ou dois impelidores.

MacTAGGART et al. (1993) realizaram estudos sobre a retirada de amostras de um tanque de mistura, onde foi medida a concentração de sólidos.

A retirada de pequenas amostras tem sido um método comum de se determinar a concentração local de sólidos em tanques de mistura, apesar de, na maioria das vezes, estas amostras não serem representativas da mistura no tanque, devido a diferença de inércias entre o fluido e as partículas de diferentes tamanhos ou densidades.

Assim, procuraram mostrar que os parâmetros geométricos do projeto do tubo de amostragem, isto é, formato, diâmetro e ângulo da ponta, além da técnica de amostragem (velocidade de retirada e localização no tanque de mistura) podem afetar significativamente a concentração de sólidos e a distribuição de tamanho das partículas da amostra retirada.

Quando se retira uma amostra, tem-se como objetivo obter uma amostra que seja idêntica em todas as propriedades ao sistema sendo estudado no ponto de coleta.

Desta forma, foi definido por NASR-EL-DIN (1989) apud MacTAGGART et al. (1993) a eficiência de amostragem como:

$$\text{eficiência de amostragem} = C_s / C_0 \quad (27)$$

onde C_s é a concentração de sólidos da amostra retirada e C_0 é a concentração de sólidos local no tanque de mistura no ponto de coleta. Uma eficiência de amostragem igual a unidade implica numa amostragem ideal.

Contudo, é praticamente impossível obter medições confiáveis quando se retira uma amostra de um tanque. Pode-se minimizar o erro pela utilização de sólidos finos e realizando-se a amostragem numa velocidade a mais alta possível, igual a 3,0 m/s, neste caso.

A inércia da partícula relativa a um volume igual de fluido circundante, pode causar erros de amostragem.

O adimensional K representa o parâmetro de inércia da partícula e é definido como:

$$K = [\rho \cdot d_p^2 \cdot U_0] / [18 \cdot \mu \cdot (\phi/2)] \quad (28)$$

onde ρ é a massa específica da partícula, d_p é o diâmetro da partícula, U_0 é a velocidade local do fluxo, μ é a viscosidade do líquido e ϕ é o diâmetro interno do tubo de amostra.

Partículas muito pequenas, ou partículas com densidade próxima à do fluido, têm inércia muito baixa em relação a um igual volume de fluido. Estas partículas irão acompanhar o fluido e entrar no tubo de amostra, mesmo que o fluxo seja significativamente não-retilíneo. A eficiência de amostragem destas partículas aproxima-se da unidade.

Partículas muito densas têm inércia muito alta e não seguem as linhas de corrente do fluido. Estas partículas tendem a seguir em linha reta resultando em graves erros de amostragem.

O sólido usado foi areia de massa específica 2.631 kg/m^3 e água de torneira como fluido.

Os ensaios foram feitos num tanque de batelada quadrada, cujo diâmetro era 0,292 m, com 4 chicanas e impelidor Rushton. Os 9 tubos de amostra, feitos em aço inoxidável, foram posicionados verticalmente ao longo da parede do tanque. Foram empregados 2 tipos de tubos quanto ao ângulo na extremidade: 18° e 90° .

As amostras foram retiradas 5 minutos após ligar o misturador, tempo este considerado suficiente para o sistema atingir um estado constante, isto é, de concentração final.

As conclusões mais importantes foram:

- o formato da face do tubo de amostra, bem como seu diâmetro, influenciou a concentração de sólidos obtida na amostra;
- quando a amostragem é feita paralelamente ao fluxo do fluido, o tubo com ângulo de ponta 90° forneceu uma concentração maior do que o tubo de 18° e
- a distribuição do tamanho de partículas na amostra variou com o formato do tubo, com a velocidade de amostragem e com a posição no tanque de mistura.

Os autores afirmaram que a reprodutibilidade de se medir concentração de sólidos através da retirada de amostras, é de 4 a 5%.

No que diz respeito a avaliação do rendimento de um misturador, HICKS et al. (1976) utilizam-se de uma escala de agitação de uso bastante difundido.

Esta escala, reproduzida na tabela 1, classifica os níveis de agitação de 1 a 10 desde a intensidade mínima até a máxima, respectivamente, e baseia-se na velocidade média v_b do fluido, considerado o fator mais relevante na avaliação do desempenho de um misturador.

A escala tem como objetivo fornecer parâmetros de projeto e um indicativo das capacidades das várias intensidades de agitação e os níveis de escala apresentam magnitudes distintas de resposta dinâmica, com diferenças na velocidade média de 0,031 m/s.

BOWEN (1985) pesquisou a extrapolação para sistemas em operações de mistura de líquidos e apresentou uma tabela de processos em indústrias químicas, dentre os quais pode-se citar:

- estocagem de xarope, usado na indústria de açúcar e amido, onde $I_A = 1$ a 2;
- fermentação de cerveja, onde $I_A = 1$ a 2;
- dissolução do açúcar seco na produção do xarope, $I_A = 3$;
- preparação (cozimento) do amido para cobertura, na indústria de celulose, $I_A = 6$ a 8;
- estocagem de argila para se manter a suspensão, na indústria cerâmica, $I_A = 2$ a 5;
- mistura da base, veículo e pigmentos, na indústria de tintas, $I_A = 6$ a 10.

A capacidade de bombeamento ou de circulação Q de um impulsor operando num tanque, é calculada pela equação (14) onde o K_p depende do tipo e do projeto geométrico do impulsor, da relação D/T e do NRe .

BOWEN (1985) assim como HICKS et al. (1976) também considerou que deve haver uma resposta dinâmica mínima para atender um problema de agitação, resposta essa, para os sistemas de fluxo sensível, representada pela velocidade do fluido no agitador.

TABELA 1 - Níveis de agitação.

Escala de agitação (I _A)	Velocidade média do fluido (m/s)	Características
1	0,031	<p>Níveis de agitação 1 e 2 são característicos de aplicações necessitando de velocidades mínimas de fluido para atingir os resultados do processo.</p> <p>Os agitadores capazes do nível 2 irão:</p> <ul style="list-style-type: none"> - misturar fluidos miscíveis até a uniformidade se as diferenças entre densidades forem inferiores a 0,1. - misturar fluidos miscíveis até a uniformidade se a viscosidade do mais viscoso for menor do que 100 vezes a do outro.
2	0,062	
3	0,093	<p>Níveis de agitação de 3 a 6 são característicos de velocidades de fluido na maioria das bateladas agitadas das indústrias de processos químicos.</p> <p>Os agitadores capazes do nível 6 irão:</p> <ul style="list-style-type: none"> - misturar fluidos miscíveis até a uniformidade se as diferenças entre densidades forem inferiores a 0,6. - misturar fluidos miscíveis até a uniformidade se a viscosidade do mais viscoso for menor do que 10.000 vezes a do outro. - suspender traços de sólidos (inferior a 2%) com taxa de sedimentação de 0,01 a 0,02 m/s. - produzir ondulação superficial para baixas viscosidades.
4	0,124	
5	0,155	
6	0,186	
7	0,217	<p>Níveis de agitação de 7 a 10 são característicos de aplicações que requerem alta velocidade de fluido para o resultado do processo, tais como em reatores críticos.</p> <p>Os agitadores capazes do nível 10 irão:</p> <ul style="list-style-type: none"> - misturar fluidos miscíveis até a uniformidade se as diferenças entre densidades forem inferiores a 1,0. - misturar fluidos miscíveis até a uniformidade se a viscosidade do mais viscoso for menor do que 100.000 vezes a do outro. - suspender traços de sólidos (inferior a 2%) com taxa de sedimentação de 0,02 a 0,03 m/s. - produzir grande ondulação para baixas viscosidades.
8	0,248	
9	0,279	
10	0,310	

FONTE: HICKS et al. (1976) e DICKEY (1984).

Há trinta anos dividiu-se a intensidade de agitação em três categorias: baixa, média e muito alta. Tal classificação não trazia parâmetros quantitativos.

Contudo, HOLLAND (1962) apud BOWEN (1985) recomendou que a intensidade da agitação fosse relacionada à velocidade na extremidade do impulsor - 2,5 m/s para baixa agitação e 5,6 m/s para agitação muito alta - sendo tal classificação não amplamente adotada.

WEBER (1963) apud BOWEN (1985) sugeriu uma divisão da intensidade de agitação em suave, média e violenta, termos que ainda são usados hoje. Esta classificação, porém, ainda não quantificava a agitação, exceto pelo parâmetro potência por unidade de volume, o qual era descrito como aumentado em 4 vezes ao se passar de uma agitação suave para violenta.

Outro critério, proposto há cerca de dez anos, é a chamada taxa de circulação no tanque e expressa a idéia do tempo necessário para que o volume todo da mistura seja circulado pelo tanque. Esse critério é definido pela velocidade média do fluido e, à uma variação de intensidade de suave para violenta, fez-se corresponder uma velocidade média de 0,031 m/s a 0,310 m/s. Estabeleceu-se assim a escala de 1 a 10, já citada em HICKS et al. (1976).

O número de intensidade de agitação foi definido como:

$$I_A = v_b / 0,031 \quad (29)$$

o que representa uma variação linear desse adimensional com a velocidade média v_b do fluido no tanque de mistura.

Dividindo-se o fluxo Q pela área da seção transversal do vaso, A , tem-se a velocidade média do fluido:

$$v_b = Q / A \quad (30)$$

O fluxo do fluido no tanque pode ser calculado pela equação:

$$Q = v_b \cdot A = 0,031 \cdot I_A \cdot \pi \cdot (T^2/4) \quad (31)$$

Mas o volume V do tanque é

$$V = A \cdot Z = \pi \cdot (T^2/4) \cdot Z \quad (32)$$

Multiplicando-se o numerador e o denominador da equação (32) por T , tem-se:

$$V = (\pi \cdot T^3/4) \cdot (Z/T) \quad (33)$$

Dividindo-se Q por V , vem:

$$Q/V = [0,031 \cdot I_A \cdot \pi \cdot (T^2/4)] / [(\pi \cdot T^3/4) \cdot (Z/T)] = (0,031 \cdot I_A) / Z \quad (34)$$

onde Q/V é a chamada taxa de circulação no tanque, expressa em circulações por segundo, a qual varia diretamente com a escala de agitação e inversamente com a altura de líquido no tanque.

Rearranjando a equação (33) e substituindo-se na equação (34), tem-se:

$$Q/V = 0,031 \cdot (I_A/V^{1/3}) \cdot (Z/T)^{2/3} \quad (35)$$

Para bateladas quadradas ($Z/T = 1$), pode-se calcular a taxa de circulação Q/V para valores de I_A e V da equação (35), os quais foram colocados no gráfico da figura 17.

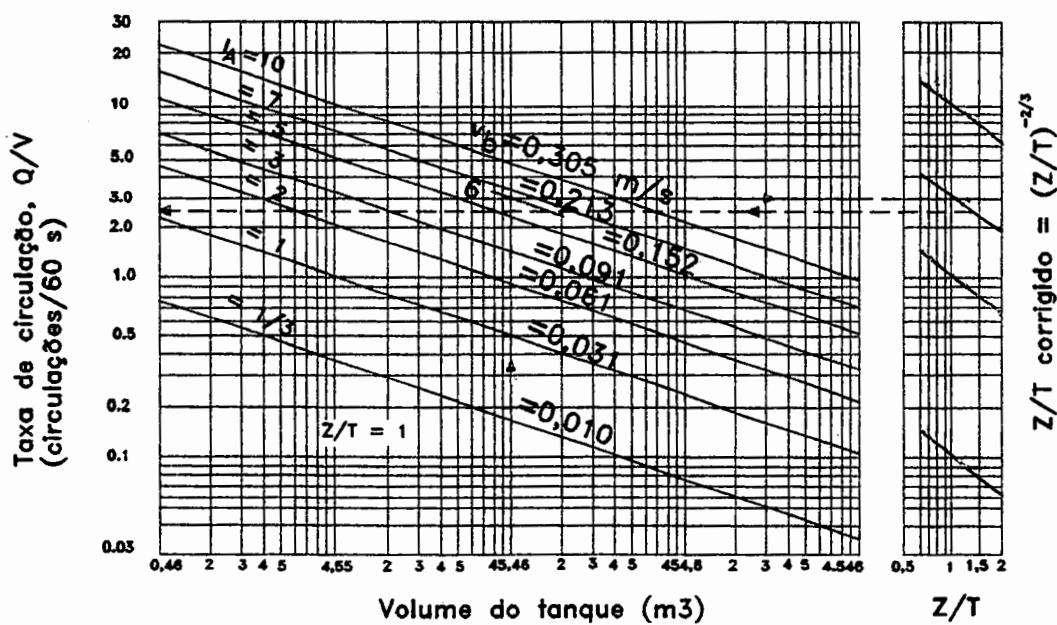


FIGURA 17 - Taxa de circulação em função do volume do tanque, segundo

BOWEN (1985).

Adicionou-se uma escala de correção a direita da figura 17, permitindo o cálculo da taxa de circulação para valores de Z/T diferentes da unidade. Para usar a escala de correção deve-se proceder da seguinte forma:

- entra-se com um determinado valor de V até encontrar o Q/V correspondente a uma certa agitação I_A para batelada quadrada;
- corre-se esse valor horizontalmente para a direita até $Z/T = 1$ na escala de correção;
- move-se para baixo ou para cima numa linha paralela às linhas de escala até o valor real de Z/T , diferente de 1, e
- volta-se horizontalmente para a esquerda até o eixo Q/V para ler a taxa de circulação real.

Para um determinado valor da escala de agitação I_A , a taxa de circulação real é menor para tanques altos (Z/T maior que 1) e maior para tanques baixos (Z/T menor que 1) quando comparada com Q/V para $Z/T = 1$.

Segundo os autores, outro critério usado é o tempo de circulação V/Q , isto é, o inverso da taxa de circulação. Esse parâmetro representa o tempo necessário para circular todo o conteúdo do tanque uma vez e, assim como foi feito com Q/V , pode-se também colocá-lo num gráfico.

Equacionar a potência de mistura em função do NRe e da relação T/D foi o assunto de interesse de KAMIENSKI (1990) para um novo projeto de impelidor tipo turbina para a mistura de líquidos homogêneos.

Para os experimentos utilizou-se um tanque de diâmetro 0,288 m com 4 chicanas e um impelidor semelhante ao impulsor de disco, porém com suas extremidades ajustáveis em relação ao seu plano de rotação.

Inclinando-se parte de cada lâmina, uma componente axial da velocidade aparece no líquido, uma configuração desejável quando dispersando sólidos.

A figura 18 mostra o impelidor tipo turbina com 6 lâminas, cada uma delas sendo dividida em 2 partes.

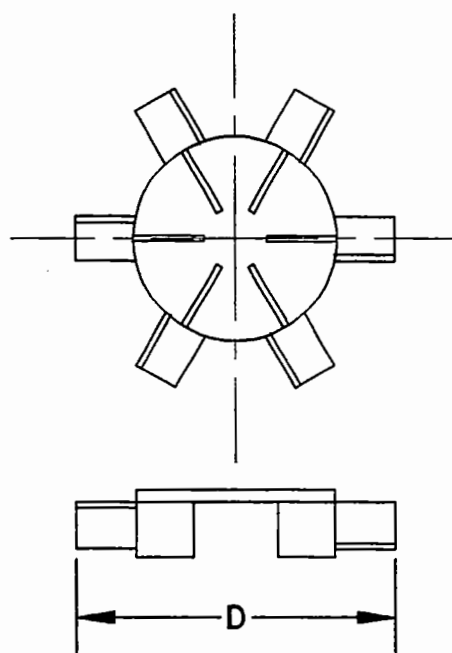


FIGURA 18 - O impelidor de disco usado por KAMIENSKI (1990)

Foram estudados impelidores com lâminas inclinadas em ângulos de 45° e 135° alternadamente. Vários líquidos foram empregados, tais como glicerina, água, etileno-glicol e outros.

Todos os experimentos foram feitos com o líquido numa altura $Z = T$ e com o impelidor numa altura $C = Z/3$. Os diâmetros dos impelidores usados foram $T/D = 2,4; 3,0$ e $3,6$. A faixa do NRe coberta foi de 3 a $1,9 \cdot 10^5$.

O autor chamou de fator de correção reduzido a relação

$$\psi_T = (T/D) / (T/D)_0 \quad (36)$$

onde a relação $(T/D)_0$ é igual a 3 e considerada por ele como padrão.

Logo, ψ_T assumia os valores 1,2 ou 1,0 ou 0,8, representando uma variação de $\pm 20\%$ do valor médio de $T/D = 3$.

Foram obtidas as seguintes fórmulas para o cálculo da potência de mistura para impelidores com lâminas externas inclinadas com:

- ângulo de 45° :

$$N_p = [(63/NRe)^{0,86} + 1,42 \cdot \psi_T^{0,28}]^{1,16} \quad (37)$$

- ângulo de 135° :

$$N_p = (78/NRe) + 1,65 \cdot \psi_T^{0,33} \quad (38)$$

- ângulo de 45° e 135° , alternadamente:

$$N_p = (73/NRe) + 1,85 \cdot \psi_T^{0,33} \quad (39)$$

Os erros relativos máximos, segundo o autor, devido a aproximação do N_p pelas respectivas equações foram: 17% para a equação (37); 12% para a equação (38) e 15% para a equação (39), sendo válida a equação (3) para o cálculo do número de potência.

As equações (37) a (39) são válidas para uma larga faixa do NRe , correspondentes aos regimes laminar, de transição e turbulento num tanque de mistura.

Os efeitos da rotação e da distância do impulsor ao fundo do tanque sobre as características de fluxo, foram pesquisados por DONG et al. (1994).

Frequentemente realizam-se testes em modelos de escala reduzida com o intuito de se baixar os altos custos que seriam realizados com os equipamentos em tamanho real. A informação resultante é então extrapolada para o tamanho real através das semelhanças geométrica e dinâmica e grupos adimensionais.

Os autores optaram, para seus experimentos, por um vaso de Plexiglass com um diâmetro de 0,1 m e 0,2 m de altura sem chicanas e um impulsor do tipo pás planas com 8 lâminas, cujo diagrama pode ser visto na figura 19.

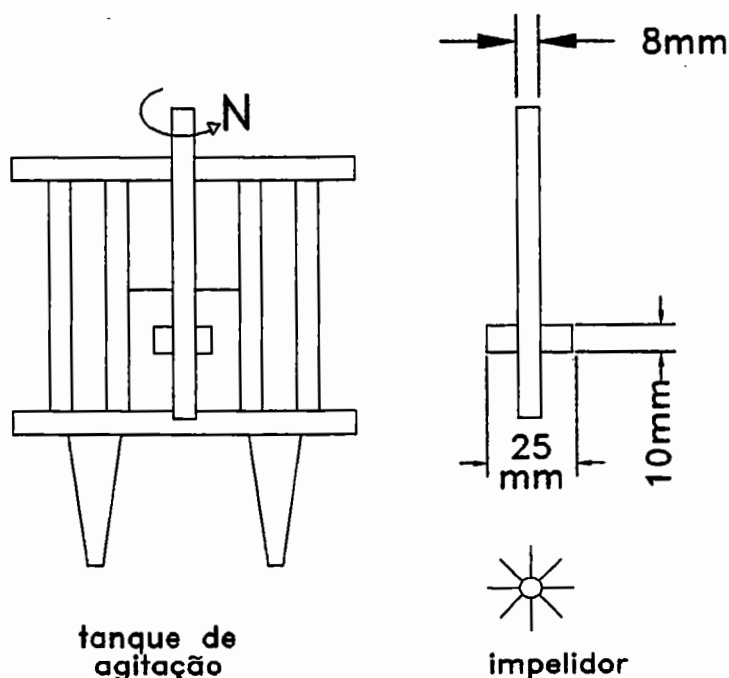


FIGURA 19 - Esquema do sistema de agitação proposto por DONG et al. (1994).

Para as medições de velocidade, usou-se um anemômetro de efeito laser-Doppler. Para minimizar o efeito da curvatura do vaso sobre os feixes de laser e, além disso, manter constante a temperatura do líquido no vaso, este foi posicionado num tanque quadrado cheio d'água.

O conjunto todo foi então montado numa mesa que podia se mover nas três direções.

Foram feitas medidas de velocidades nas três direções e investigados três casos de agitação cujos parâmetros C e N foram respectivamente: 0,05 m e 1,67 rps; 0,05 m e 2,50 rps; 0,03 m e 1,67 rps.

As distribuições de velocidades obtidas confirmam a classificação do impelidor de pás planas como sendo do tipo radial, visto que as componentes axiais da velocidade permanecem muito pequenas quando comparadas com as componentes radiais no fluxo do impulsor.

As equações (40), (14), (41) e (42), de COSTES & COUDERC (1988) apud DONG et al. (1994) foram adotadas para os seguintes cálculos:

- capacidade de bombeamento Q:

$$Q = 2 \cdot \pi \cdot (D/2 + s) \int_{z_0-w/2}^{z_0+w/2} U \cdot dz \quad (40)$$

que é a taxa de fluxo saindo do impelidor;

- número de bombeamento K_P , segundo a equação (14);

- capacidade de circulação Q_c :

$$Q_c = \int_j 2 \cdot \pi \cdot r' \cdot V \cdot dr' \quad (41)$$

que é o fluxo de circulação secundário num plano vertical.

Um balanço de massa fornece a quantidade de fluido subindo, a qual deve ser igual a quantidade de fluido descendo num determinado nível horizontal. Assim, a faixa j da integral da equação (41) deve ir da parede do tanque, ou do eixo do impelidor, até o ponto onde a velocidade axial média muda sua direção;

- número de circulação K_c , definido analogamente ao K_p :

$$K_c = Q_c / (N \cdot D^3) \quad (42)$$

Os números de bombeamento e de circulação são as formas adimensionais das capacidades de bombeamento e de circulação, respectivamente.

Os autores concluíram que o K_p é independente da rotação do impulsor mas é fortemente afetado pela distância do impelidor ao fundo do tanque. Já o K_c é independente desses dois parâmetros.

SHEN & BAIRD (1991) realizaram estudos hidrodinâmicos sobre o impelidor de mistura do tipo pá delta, mostrado na figura 20.

Tal impelidor foi introduzido e testado recentemente na China, sendo de projeto bastante simples. Consiste essencialmente de uma única lâmina triangular vertical que gira em torno de seu eixo de simetria. Devido a razões de segurança e conveniência, os cantos externos do triângulo foram removidos.

Foram feitos testes comparativos do rendimento do impelidor delta com o da turbina Rushton convencional de seis lâminas bem como o de uma pá retangular. O impulsor delta funcionou melhor, consumindo menos potência do que os demais e o seu N_p foi de aproximadamente 0,8, para um NRe entre 8.000 e 18.000.

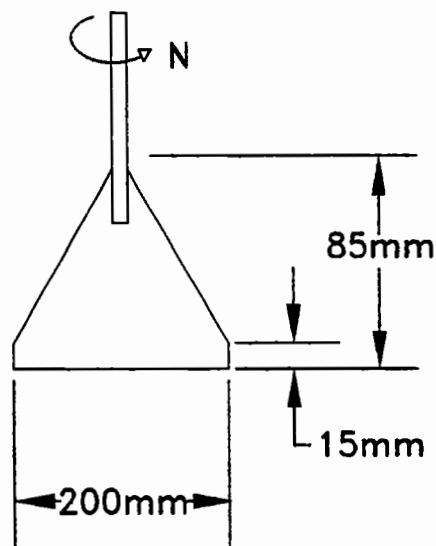


FIGURA 20 - Lâmina do impulsor delta, de SHEN & BAIRD (1991).

As medições de distribuição de velocidade num tanque quadrado cheio d'água, mostraram que o fluxo saindo da borda exterior da lâmina é essencialmente radial, com um forte fluxo de retorno axial entrando pelo centro da lâmina e por cima.

O impelidor delta pesquisado, de fabricação extremamente simples, era de aço inoxidável com espessura 1.10^{-3} m e largura (diâmetro) 0,2 m; foi montado num tanque quadrado de largura 0,3 m com profundidade d'água de 0,3 m, resultando num volume de $0,027$ m³. A distância entre a base da lâmina e o fundo do tanque foi de 0,075 m ou T/4.

Uma configuração importante do tanque era a chicana de topo, um conjunto leve de barras de plástico de seção $(15 \times 8) \cdot 10^{-3}$ m montado num plano horizontal, a uma distância de 0,02 m abaixo da superfície livre do líquido. Tal chicana mostrou-se efetiva para toda a faixa de rotações ensaiada, em evitar o desenvolvimento de um turbilhão superficial com o resultante arrastamento de bolhas de ar para dentro do líquido. Os dados foram obtidos com e sem a chicana de topo.

A principal técnica experimental foi a medição da pressão muito próximo à superfície da pá delta girando.

TAY & TATTERSON (1985) apud SHEN & BAIRD (1991), já haviam usado esta técnica para estudar os padrões de pressão em turbinas de lâminas inclinadas.

A técnica consiste em atar à lâmina do impulsor um tubo de $4 \cdot 10^{-3}$ m de diâmetro externo e $2,5 \cdot 10^{-3}$ m de diâmetro interno, com sua abertura localizada em posições pré-determinadas do impelidor e dirigido verticalmente para baixo, no sentido de evitar qualquer impacto do fluxo.

Fez-se necessária então, uma correção nas leituras de tal manômetro rotativo, afetado pela rotação do líquido no tubo.

Chamando-se de h' a leitura de coluna d'água no manômetro quando este encontra-se no eixo, a nova leitura

$$h = h' + v^2 / 2.g = h' + w^2 . r^2 / 2.g$$

$$h = h' + 2 . \pi^2 . N^2 . r^2 / g \quad (43)$$

será para uma posição $r \neq 0$ onde a pressão aumenta com o raio devido à aceleração centrípeta. Ou seja, a coluna h' observada foi corrigida para h .

Para o cálculo do N_p empregou-se a equação (3).

As conclusões mais significativas obtidas pelos autores foram:

- muito embora o N_p obtido para a pá retangular tenha sido levemente inferior ao do impulsor delta, seu rendimento em termos de potência mínima por unidade de volume requerido para criar uma dispersão líquido-líquido aceitável, não foi tão bom quanto o do impelidor delta;
- a mesma conclusão foi obtida com relação à turbina Rushton;
- com as chicanas de topo a pressão atingiu o mínimo atrás da lâmina na posição $0,6.r$; sem as chicanas, a pressão mínima ocorreu numa posição $(0,6-0,8).r$. A esta pressão mínima correspondeu uma velocidade máxima.
- as grandes velocidades radiais atingidas (1 a 1,5 vezes a velocidade na ponta da lâmina) contribuíram para a boa eficiência operacional do impelidor delta para dispersões líquido-líquido e
- recomendaram mais pesquisa do impelidor delta, com modificações por tentativa, para sistemas multifase e sistemas gás-líquido.

RAGHAV RAO & JOSHI (1988) pesquisaram a mistura para a fase líquida (água) em agitadores com a presença de partículas sólidas (quartzo).

Verificou-se o desempenho de três tipos de impelidores: turbina de disco, turbina de lâmina inclinada com fluxo descendente e turbina de lâmina inclinada com fluxo ascendente. Foram medidos o tempo de mistura e o consumo de potência.

Os resultados mostraram que as turbinas de lâminas inclinadas foram mais eficientes na operação de mistura, em termos de energia, do que as turbinas de disco em sistemas sólido-líquido e entre os dois tipos de turbinas de lâminas inclinadas ensaiados, a melhor foi a de fluxo para baixo.

Com base em seus estudos, os autores propuseram a seguinte correlação para o número de homogeneização, com um desvio médio de 12%:

$$Ho = C \cdot X^{0,19} \cdot d_p^{0,11} \cdot T^{0,32} / D^{1,15} \quad (44)$$

onde o Ho é válido no regime de suspensão crítica.

Este regime está associado a uma rotação do impelidor suficiente para que não permaneçam partículas no fundo do tanque por mais de 1 ou 2 s, tal como definido por ZWIETERING (1958) e já mencionado nos trabalhos de PETERSEN et al. (1993) e TILJANDER & THELIANDER (1993). A constatação foi feita por observações visuais.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Todos os experimentos, tanto de agitação como de mistura, foram executados três vezes e os valores aqui apresentados são a média aritmética.

O desvio máximo para todos os ensaios foi de $\mp 1\%$ do valor médio.

O homogeneizador de quatro pás radiais a 90° será chamado simplesmente de homogeneizador. Quanto ao impelidor convencional de quatro pás retas inclinadas a 45° , será tratado como turbina, devido ao extenso uso desta denominação nos trabalhos publicados no exterior.

No Brasil a designação de turbina é mais comumente empregada para os impelidores de alta rotação, como o propulsor naval.

3.1 Sistema de agitação

Para estes ensaios, as variáveis estudadas foram:

- líquidos: água, óleo comestível, óleo lubrificante SAE 20W40 e detergente;
- impelidor: homogeneizador de 4 pás radiais a 90° com e sem o estator;
- rotações: de 1,67 a 50 rps, com intervalos de 1,67 rps.

O equipamento de realização dos experimentos foi uma bancada marca Rayneri, modelo Turbotest, tipo 33/300, fabricada em 27/3/1995 na França e mostrada na figura 21.

Como tanque de agitação foi usado um béquer de diâmetro interno 0,18 m com volume de $5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$ empregado para todos os líquidos ensaiados.

O impulsor, de diâmetro $5,1 \cdot 10^{-2} \text{ m}$ e visto na figura 4, permitiu dois modos de ensaio: com ou sem o estator. Em ambos os casos, ele foi mergulhado no fluido até uma altura de 0,03 m acima do fundo do tanque com o eixo descentralizado de uma distância igual a metade do raio do tanque.

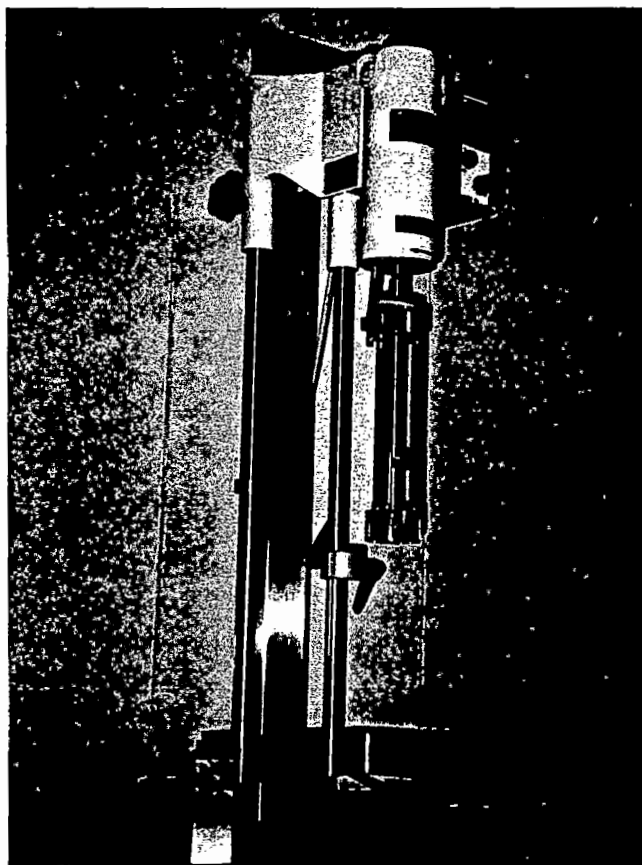


FIGURA 21 - A bancada de experimentos Rayneri.

Pelo acionamento da chave de comando do misturador, o impulsor era colocado em movimento com rotações que variaram de 1,67 rps até um máximo de 50 rps, em intervalos de 1,67 rps. O controle da rotação foi feito através de um tacômetro digital integrado a própria bancada.

Para cada rotação ensaiada, mediu-se a amperagem através de um multímetro digital Minipa ET 3200.

O equipamento funcionou numa tensão de 220 V.

A tabela 2 apresenta as propriedades de interesse para este estudo dos quatro líquidos ensaiados.

TABELA 2 - Propriedades dos líquidos ensaiados na temperatura de 28° C.

Líquido	Massa específica (kg/m ³)	Viscosidade absoluta (kg/m.s)
água	997	0,001
óleo comestível	1.013	0,060
óleo lubrificante SAE 20W40	825	0,320
detergente	953	0,630

A massa específica foi determinada através da balança de Mohr-Westphal, com informações no apêndice A, e a viscosidade pelo Rheotest modelo 2.1, ambas a mesma temperatura dos experimentos da mistura, isto é, 28 °C.

Inicialmente procedeu-se a um ensaio em vazio, isto é, com o impelidor girando no ar ou a seco, com o objetivo de se verificar a potência consumida.

Tendo-se a potência aparente consumida em regime, isto é, com o impelidor girando num determinado líquido, pode-se, então, determinar a potência líquida requerida pelo líquido em agitação.

Os dados de rotação e amperagem colhidos nos ensaios, foram inseridos numa planilha eletrônica.

3.2 Sistema de mistura

Para estes ensaios, as variáveis estudadas foram:

- mistura: água e açúcar cristal em concentrações de 40° e 60° Brix;
- impelidores: homogeneizador com estator e a turbina;
- rotações: 9,6 - 19,2 - 25 - 50 (rps);
- água: de torneira e deionizada

Aqui, optou-se pela mistura de água e açúcar cristal, obtendo-se assim o chamado xarope simples, base da produção na indústria de refrigerantes.

O Instituto do Açúcar e do Alcool (IAA) classifica os tipos de açúcares segundo as especificações da tabela 3. Maiores detalhes são encontrados no apêndice B.

TABELA 3 - Especificações do Instituto do Açúcar e do Alcool para o açúcar cristal.

Parâmetros	Tipo		
	Standard	Superior	Especial
polarização	99,3	99,5	99,7
umidade máxima (%)	0,15	0,10	0,10

Para todos os ensaios, empregou-se um mesmo lote de açúcar cristal comprado em supermercado. Sua composição, conforme dados do próprio fabricante e impressa na embalagem, é a seguinte:

- sacarose(ou polarização):	99,5 - 99,8 %
- glucose e frutose:	0,03 - 0,1 %
- umidade:	0,05 - 0,1 %
- sais minerais:	0,04 - 0,1 %

Assim, pode-se classificar esse açúcar como superior, que é o tipo comumente empregado na indústria de refrigerantes.

Procedeu-se ainda a um ensaio para determinação da densidade aparente do açúcar, no sentido de caracterizar melhor o produto. O valor encontrado foi de $937,4 \text{ kg/m}^3$, conforme a norma NBR 7251, apêndice B.

A água empregada nos processos industriais de produção de refrigerantes é especialmente tratada para essa finalidade, sendo muitas vezes extraída de poços artesianos ou mesmo da rede de abastecimento público. Em qualquer dos casos costuma ser abrandada para diminuição da sua dureza.

Nesta pesquisa, a mistura de xarope simples foi obtida de duas maneiras, no que diz respeito a composição da água: água comum (ou de torneira) e água deionizada.

A água de torneira, a despeito do tratamento feito nas estações municipais, é menos onerosa que a água deionizada, apresentando porém a desvantagem de ter uma composição química variável com o tempo.

A água deionizada foi previamente destilada, retirando-se assim os compostos orgânicos eventualmente presentes. Na deionização subsequente, executada em resina, foram retirados os íons, compostos inorgânicos pesados. O produto final é uma água isenta de orgânicos e inorgânicos e portanto padronizada, cuja composição é independente do tempo.

Assim, sem essa variável, pôde-se focalizar o estudo, quando usando a água deionizada, no desempenho dos agitadores, já que a concentração obtida no xarope passa a ser função apenas da quantidade de açúcar na mistura, da rotação e do tipo de agitador.

De uso corrente na produção do xarope de açúcar, o grau Brix, é definido como sendo a porcentagem, em peso, dos sólidos solúveis em uma solução.

Assim, tomando como exemplo um xarope a 40° Brix, cuja massa específica deve ser igual a 1.176 kg/m³, tem-se, para 1 litro de xarope à ser produzido:

$$\text{massa de açúcar} = 0,4 \cdot 1.176/1.000 = 0,4704 \text{ kg}$$

$$\text{massa de água} = 0,6 \cdot 1.176/1.000 = 0,7056 \text{ kg}$$

não importando a massa específica da água, desde que se trabalhe com quantidades em massa e não em volume.

A tabela 4 apresenta a massa específica em função do grau Brix, bem como as quantidades relativas de água e açúcar para a produção do xarope. O açúcar cristal deve ser o superior.

TABELA 4 - Composição do xarope.

Brix (°)	Massa específica (kg/m ³)	Quantidades para 1 litro de xarope:	
		água (kg)	açúcar cristal (kg)
40	1.176	0,706	0,470
41	1.181	0,697	0,484
42	1.186	0,688	0,498
43	1.191	0,679	0,512
44	1.197	0,670	0,527
45	1.202	0,661	0,541
46	1.207	0,652	0,555
47	1.213	0,643	0,570
48	1.218	0,633	0,585
49	1.224	0,624	0,600
50	1.229	0,615	0,615
51	1.235	0,605	0,630
52	1.240	0,595	0,645
53	1.246	0,586	0,660
54	1.251	0,576	0,676
55	1.257	0,566	0,691
56	1.263	0,556	0,707
57	1.268	0,545	0,723
58	1.274	0,535	0,739
59	1.280	0,525	0,755
60	1.286	0,514	0,772
61	1.292	0,504	0,788
62	1.298	0,493	0,805
63	1.304	0,483	0,822
64	1.310	0,472	0,838
65	1.316	0,461	0,855

A figura 22 mostra em gráfico a variação da massa específica em função do grau Brix.

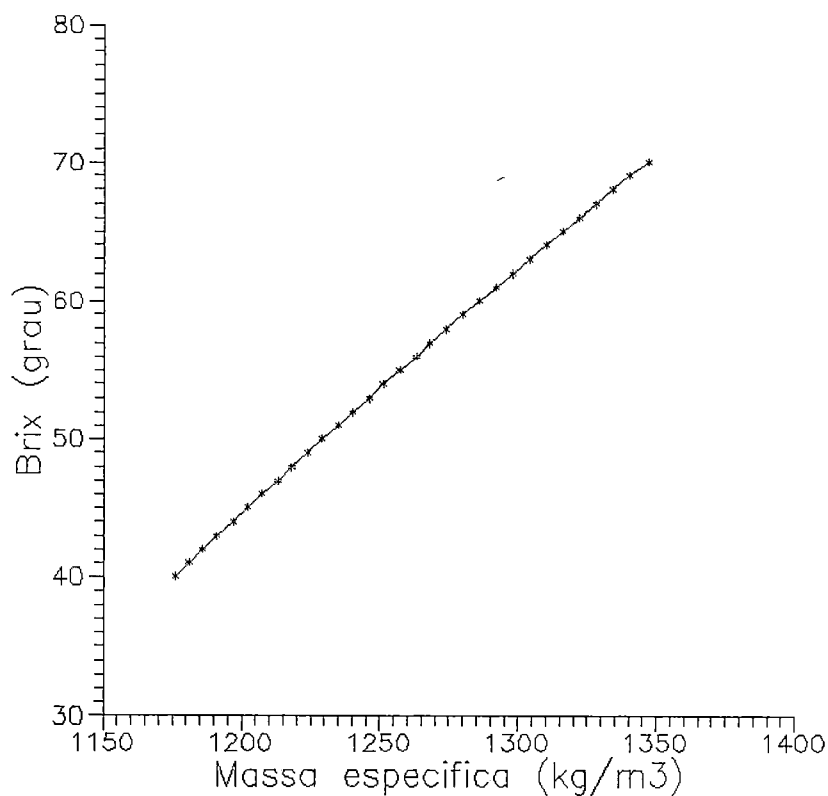


FIGURA 22 - A massa específica em função do grau Brix.

3.2.1 Os impelidores

Além do homogeneizador montado com o estator, visto na figura 4, foi ensaiado também um impelidor com quatro pás retas inclinadas a 45°, executado em aço inoxidável, e com diâmetro de $7,5 \cdot 10^{-2}$ m.

As rotações de ensaio foram 25 rps e 50 rps para ambos os impelidores, os quais podem ser vistos lado a lado na figura 23.

Optou-se também pela realização de xaropes a duas concentrações: 40° e 60° Brix, cujas viscosidades foram medidas resultando iguais a 0,0062 kg/m.s e 0,0600 kg/m.s, respectivamente, à temperatura de 28 °C.

Devido a diferenças de diâmetros dos impelidores e dos graus Brix ensaiados com suas respectivas viscosidades, decidiu-se pela execução de mais duas rotações suplementares.

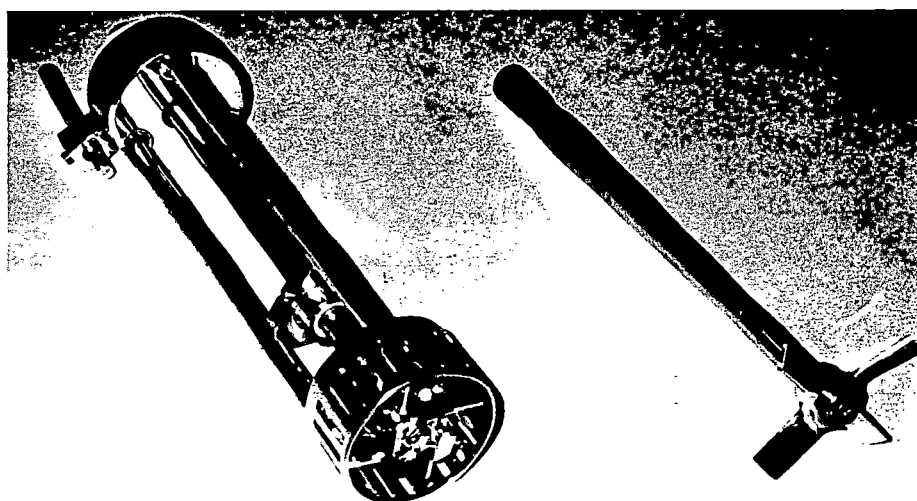


FIGURA 23 - Os impulsores estudados: a esquerda, o homogeneizador e a direita, a turbina.

Pode-se calcular o número de bombeamento K_P , segundo DICKEY (1984), através da expressão:

$$K_P = 0,683 \cdot [0,394 / (D/T)]^{1/2} \quad (45)$$

o qual é constante para o regime turbulento e uma dada relação D/T.

Contudo, deve-se neste ponto executar um cálculo iterativo da seguinte forma:

- calcula-se o NRe , expressão (1), que deve ser ajustado pela relação D/T , dando origem ao número de Reynolds modificado, NRe^* , de acordo com a equação (24);

- segundo DICKEY (1984), em função do valor do NRe^* , deve-se também corrigir o número de bombeamento, dando origem ao K_P^* , conforme abaixo:

- para NRe^* maior que 20.000:

$$K_P^* = 0,683 \quad (46)$$

- para NRe^* entre 20.000 e 300:

$$K_P^* = \exp(-5,71 + 1,683 \cdot \ln NRe^* - 0,179 \cdot (\ln NRe^*)^2 + 0,0064 \cdot (\ln NRe^*)^3) \quad (47)$$

- para NRe^* entre 300 e 25:

$$K_P^* = \exp(-0,947 - 0,231 \cdot \ln NRe^* + 0,0467 \cdot (\ln NRe^*)^2) \quad (48)$$

- para NRe^* menor que 25:

$$K_P^* = 0,3 \quad (49)$$

Conhecendo-se o valor do número de bombeamento modificado K_P^* , a expressão

$$K_P = K_P^* \cdot [0,394 / (D/T)]^{1/2} \quad (50)$$

permite recalcular o K_p que deve ser comparado com o valor obtido pela equação (45).

Um cálculo iterativo, executado por computador, permite que seja obtida a igualdade.

Conhecido K_p , a rotação N e o diâmetro D do agitador, pode-se calcular, através da expressão (14), a capacidade de bombeamento Q do impulsor em questão.

Calcula-se a seguir a área A da secção transversal do vaso através da expressão:

$$A = \pi T^2/4 \quad (51)$$

Pela equação (30), basta dividir Q por A para obter-se a velocidade média v_b do fluido.

Conhecida v_b e aplicando-se a fórmula da equação (29) ou entrando na tabela 1, por interpolação, determina-se o índice de agitação I_A , que, para a produção de xarope de açúcar usualmente é igual a 3, conforme BOWEN (1985).

3.2.2 Os índices de agitação

Pela aplicação do roteiro de cálculo descrito anteriormente e considerando-se os dois modelos de impelidores estudados, bem como as duas rotações e as duas concentrações de açúcar, tem-se todas as informações que possibilitam a determinação dos índices de agitação.

Assim, executados os cálculos, obtiveram-se os resultados apresentados na tabela 5.

TABELA 5 - Os índices de agitação.

Impelidor	Rotação (rps)	Concentração ° Brix	Nível de agitação (I _A)
45° (D = 75 mm) (convencional)	25	40	8,3
		60	8,0
	50	40	16,7
		60	16,3
90° D = 51 mm (homogeneizador)	25	40	3,1
		60	2,8
	50	40	6,4
		60	6,0

Devido ao seu maior diâmetro, a turbina com pás a 45° leva a níveis de agitação maiores que o homogeneizador, para uma mesma rotação e um mesmo grau Brix.

Devido a este fato, decidiu-se pela comparação do desempenho entre os dois impelidores também pelo índice de agitação, além da rotação e da concentração.

Assim, tomando-se como referência os I_A para o impelidor com pás a 90°, foram recalculadas, pelo mesmo roteiro anterior, as rotações necessárias para que a turbina a 45° produzisse o mesmo efeito de mistura, isto é, o mesmo índice de agitação.

Tais rotações para a turbina a 45° resultaram:

- para 40° Brix:

$$I_A = 3,1 \quad N = 9,6 \text{ rps}$$

$$I_A = 6,4 \quad N = 19,2 \text{ rps}$$

- para 60° Brix:

$$I_A = 2,8 \quad N = 9,6 \text{ rps}$$

$$I_A = 6,0 \quad N = 19,2 \text{ rps}$$

Desta forma, as duas rotações suplementares acima tornam a comparação mais justa entre os dois impelidores, do ponto de vista de resposta dinâmica.

3.2.3 As potências consumidas

A exemplo dos ensaios de agitação, também para o sistema de mistura foram colhidos dados de corrente elétrica consumida, para efeito de cálculo de potência.

Foi de interesse nesta parte, medir a corrente elétrica sob duas condições distintas:

- no instante de partida do motor, caracterizando a potência de pico, em início de operação de mistura, e
- após o xarope ter atingido sua concentração, ou grau Brix final, caracterizando a menor potência demandada.

O equipamento funcionou sob tensão de 220 V.

Justifica-se a necessidade destas medições devido a extrapolação, que será feita no capítulo 5, para sistemas de porte industrial, cujos tanques podem atingir alguns milhares de litros exigindo motores com potências consideráveis.

Os valores das correntes elétricas lidas são apresentados no capítulo de Resultados.

3.2.4 O método de ensaio

Todos os ensaios de mistura foram realizados conforme a sequência descrita a seguir.

- a) Montagem do impulsor à ser estudado na bancada Rayneri.
- b) Centralização do impulsor com relação ao diâmetro do béquer, através de dispositivo de encosto da própria bancada, o qual uma vez regulado, garantiu o posicionamento nos ensaios subsequentes.
- c) Regulagem da rotação pelo controle digital da própria bancada.
- d) Pesagem da massa de açúcar cristal no próprio béquer, feita numa balança eletrônica digital marca/modelo KLD, para um volume de $5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$ de xarope à ser produzido.
- e) Pesagem da massa de água, feita em outro recipiente, conforme descrito no passo anterior.

- f) Transferência da massa de água para o béquer com açúcar, pelo uso de uma mangueira com diâmetro interno 5.10^{-3} m e efeito sifão. O diâmetro reduzido da mangueira, juntamente com o pequeno desnível entre os dois recipientes, minimizou uma possível pré-agitação nessa operação.
- g) Posicionamento do béquer contra o dispositivo de encosto da bancada.
- h) Abaixamento do conjunto motor/eixo-árvore/impelidor, pelas colunas da própria bancada, até o final do curso delimitado por uma parada num cabo de aço. Nessas condições, o impulsor trabalhou a 0,03 m acima do fundo do tanque.
- i) Posicionamento e regulagem da escala para o multímetro digital Minipa, inicialmente no modo apropriado para leitura de pico de carga. Nesse modo de operação, o Minipa armazena e mostra a maior corrente requerida. Desativando-se esse botão, lê-se a corrente instantânea.
- j) Início da operação de mistura, pelo acionamento da chave de comando concomitantemente a marcação de tempo, feita com um cronômetro digital marca Technos, modelo Cronus.
- k) Funcionamento do impelidor por um tempo de 15 s.
- l) Parada do impelidor e espera de 5 minutos para desaeração do xarope e coleta da amostra.

- m) Coleta de um volume de $4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3$ em outro béquer para amostra, retirados sempre da mesma posição, através de mangueira e efeito sifão.
- n) Procedimento de medição da massa específica pela balança de Mohr-Westphal, conforme apêndice A.
- o) Reposição da amostra retirada para novo tempo de mistura. Os tempos de coleta foram, em segundos: 15, 30, 45, 60, 120, 180 e em alguns casos 300 e 420.
- p) Após o último tempo de coleta, final do ensaio e preparação para o ensaio seguinte.
- q) A última amostra era retirada num tempo correspondente à leitura na balança de Mohr-Westphal do grau Brix pretendido.

Assim, percebeu-se que, sob determinadas condições, a massa específica desejada era rapidamente obtida, quando comparada com outras condições.

Os dados colhidos em todos os ensaios são apresentados no capítulo seguinte.

4 RESULTADOS

4.1 Sistema de agitação

Com os dados de rotação e amperagem obtidos através das leituras durante os ensaios, pôde-se iniciar a etapa seguinte que consistiu em alimentar a planilha eletrônica. As letras entre parênteses referem-se as colunas das planilhas.

4.1.1 Cálculos executados:

$$(D) P = 220 \cdot I \quad (52)$$

$$(E) N_P \text{ conforme a equação (3)}$$

$$(F) N_{Re} \text{ conforme a equação (1)}$$

$$(G) N_{Re}^* \text{ conforme a equação (24)}$$

$$(H) v = \pi \cdot D \cdot N \quad (53)$$

Nas tabelas 6 e 7, para os ensaios em vazio, foi calculada apenas a potência aparente consumida, já que para o impelidor girando no ar, não há sentido em se calcular os demais parâmetros.

Com relação aos quatro líquidos ensaiados em agitação, seus dados são apresentados nas tabelas de 8 a 15, para as montagens do homogeneizador com estator e sem estator.

TABELA 6 - Ensaio a seco, homogeneizador com estator.

A	B	C	D
SEQ	N (rps)	I (A)	P (W)
1	1,67	0,15	33,0
2	3,33	0,20	44,0
3	5,00	0,26	57,2
4	6,67	0,30	66,0
5	8,33	0,34	74,8
6	10,00	0,35	77,0
7	11,67	0,37	81,4
8	13,33	0,38	83,6
9	15,00	0,39	85,8
10	16,67	0,39	85,8
11	18,33	0,40	88,0
12	20,00	0,40	88,0
13	21,67	0,41	90,2
14	23,33	0,41	90,2
15	25,00	0,41	90,2
16	26,67	0,42	92,4
17	28,33	0,42	92,4
18	30,00	0,42	92,4
19	31,67	0,43	94,6
20	33,33	0,43	94,6
21	41,67	0,44	96,8
22	50,00	0,46	101,2

TABELA 7 - Ensaio a seco, homogeneizador sem estator.

A	B	C	D
SEQ	N (rps)	I (A)	P (W)
1	1,67	0,11	24,2
2	3,33	0,13	28,6
3	5,00	0,17	37,4
4	6,67	0,20	44,0
5	8,33	0,22	48,4
6	10,00	0,23	50,6
7	11,67	0,25	55,0
8	13,33	0,26	57,2
9	15,00	0,26	57,2
10	16,67	0,27	59,4
11	18,33	0,27	59,4
12	20,00	0,28	61,6
13	21,67	0,28	61,6
14	23,33	0,28	61,6
15	25,00	0,29	63,8
16	26,67	0,29	63,8
17	28,33	0,30	66,0
18	30,00	0,30	66,0
19	31,67	0,30	66,0
20	33,33	0,31	68,2

TABELA 8 - Ensaio com água, homogeneizador com estator.

A	B	C	D	E	F	G	H
SEQ	N (rps)	I (A)	P (W)	NP	NRe	NRe*	v (m/s)
1	1,67	0,13	28,6	17959	4322	3665	0,27
2	3,33	0,20	44,0	3454	8644	7330	0,53
3	5,00	0,25	55,0	1279	12966	10995	0,80
4	6,67	0,31	68,2	669	17288	14660	1,07
5	8,33	0,35	77,0	387	21610	18325	1,34
6	10,00	0,40	88,0	256	25932	21991	1,60
7	11,67	0,44	96,8	177	30254	25656	1,87
8	13,33	0,49	107,8	132	34576	29321	2,14
9	15,00	0,51	112,2	97	38898	32986	2,40
10	16,67	0,55	121,0	76	43220	36651	2,67
11	18,33	0,58	127,6	60	47542	40316	2,94
12	20,00	0,60	132,0	48	51864	43981	3,20
13	21,67	0,62	136,4	39	56186	47646	3,47
14	23,33	0,66	145,2	33	60508	51311	3,74
15	25,00	0,72	158,4	29	64830	54976	4,01
16	26,67	0,75	165,0	25	69152	58641	4,27
17	28,33	0,81	178,2	23	73474	62307	4,54
18	30,00	0,83	182,6	20	77796	65972	4,81
19	31,67	0,88	193,6	18	82118	69637	5,07
20	33,33	0,92	202,4	16	86440	73302	5,34
21	35,00	0,94	206,8	14	90762	76967	5,61
22	36,67	0,96	211,2	12	95084	80632	5,87
23	38,33	1,03	226,6	12	99406	84297	6,14
24	40,00	1,08	237,6	11	103728	87962	6,41
25	41,67	1,13	248,6	10	108050	91627	6,68
26	43,33	1,17	257,4	9	112372	95292	6,94
27	45,00	1,21	266,2	8	116694	98958	7,21
28	46,67	1,26	277,2	8	121016	102623	7,48
29	48,33	1,30	286,0	7	125338	106288	7,74
30	50,00	1,34	294,8	7	129660	109953	8,01

TABELA 9 - Ensaio com água, homogeneizador sem estator.

A	B	C	D	E	F	G	H
SEQ	N (rps)	I (A)	P (W)	NP	NRe	NRe*	v (m/s)
1	1,67	0,11	24,2	15196	4322	3665	0,27
2	3,33	0,14	30,8	2418	8644	7330	0,53
3	5,00	0,19	41,8	972	12966	10995	0,80
4	6,67	0,22	48,4	475	17288	14660	1,07
5	8,33	0,26	57,2	287	21610	18325	1,34
6	10,00	0,31	68,2	198	25932	21991	1,60
7	11,67	0,36	79,2	145	30254	25656	1,87
8	13,33	0,41	90,2	111	34576	29321	2,14
9	15,00	0,46	101,2	87	38898	32986	2,40

TABELA 10 - Ensaio com óleo comestível, homogeneizador com estator.

A	B	C	D	E	F	G	H
SEQ	N (rps)	I (A)	P (W)	NP	NRe	NRe*	v (m/s)
1	1,67	0,13	28,6	17675	73	62	0,27
2	3,33	0,19	41,8	3229	146	124	0,53
3	5,00	0,24	52,8	1209	220	186	0,80
4	6,67	0,29	63,8	616	293	248	1,07
5	8,33	0,35	77,0	381	366	310	1,34
6	10,00	0,37	81,4	233	439	372	1,60
7	11,67	0,40	88,0	159	512	434	1,87
8	13,33	0,43	94,6	114	586	497	2,14
9	15,00	0,48	105,6	90	659	559	2,40
10	16,67	0,50	110,0	68	732	621	2,67
11	18,33	0,53	116,6	54	805	683	2,94
12	20,00	0,58	127,6	46	878	745	3,20
13	21,67	0,62	136,4	38	951	807	3,47
14	23,33	0,62	136,4	31	1025	869	3,74
15	25,00	0,66	145,2	27	1098	931	4,01
16	26,67	0,68	149,6	23	1171	993	4,27
17	28,33	0,74	162,8	20	1244	1055	4,54
18	30,00	0,77	169,4	18	1317	1117	4,81
19	31,67	0,80	176,0	16	1391	1179	5,07
20	33,33	0,84	184,8	14	1464	1241	5,34
21	35,00	0,90	198,0	13	1537	1303	5,61
22	36,67	0,91	200,2	12	1610	1365	5,87
23	38,33	0,95	209,0	11	1683	1427	6,14
24	40,00	0,98	215,6	10	1757	1490	6,41
25	41,67	1,07	235,4	9	1830	1552	6,68
26	43,33	1,12	246,4	9	1903	1614	6,94
27	45,00	1,18	259,6	8	1976	1676	7,21
28	46,67	1,22	268,4	8	2049	1738	7,48
29	48,33	1,28	281,6	7	2122	1800	7,74
30	50,00	1,35	297,0	7	2196	1862	8,01

TABELA 11 - Ensaio com óleo comestível, homogeneizador sem estator.

A	B	C	D	E	F	G	H
SEQ	N (rps)	I (A)	P (W)	NP	NRe	NRe*	v (m/s)
1	1,67	0,11	24,2	14956	73	62	0,27
2	3,33	0,15	33,0	2549	146	124	0,53
3	5,00	0,19	41,8	957	220	186	0,80
4	6,67	0,23	50,6	489	293	248	1,07
5	8,33	0,27	59,4	294	366	310	1,34
6	10,00	0,30	66,0	189	439	372	1,60
7	11,67	0,35	77,0	139	512	434	1,87
8	13,33	0,39	85,8	104	586	497	2,14
9	15,00	0,43	94,6	80	659	559	2,40

TABELA 12 - Ensaio com óleo lubrificante, homogeneizador com estator.

A	B	C	D	E	F	G	H
SEQ	N (rps)	I (A)	P (W)	NP	NRe	NRe*	v (m/s)
1	1,67	0,13	28,6	21703	11	9	0,27
2	3,33	0,18	39,6	3756	22	19	0,53
3	5,00	0,23	50,6	1422	34	28	0,80
4	6,67	0,28	61,6	730	45	38	1,07
5	8,33	0,32	70,4	427	56	47	1,34
6	10,00	0,35	77,0	271	67	57	1,60
7	11,67	0,40	88,0	195	78	66	1,87
8	13,33	0,44	96,8	143	89	76	2,14
9	15,00	0,47	103,4	108	101	85	2,40
10	16,67	0,52	114,4	87	112	95	2,67
11	18,33	0,55	121,0	69	123	104	2,94
12	20,00	0,60	132,0	58	134	114	3,20
13	21,67	0,65	143,0	49	145	123	3,47
14	23,33	0,70	154,0	43	156	133	3,74
15	25,00	0,75	165,0	37	168	142	4,01
16	26,67	0,79	173,8	32	179	152	4,27
17	28,33	0,84	184,8	29	190	161	4,54
18	30,00	0,89	195,8	25	201	171	4,81
19	31,67	0,94	206,8	23	212	180	5,07
20	33,33	1,00	220,0	21	224	190	5,34
21	35,00	1,04	228,8	19	235	199	5,61
22	36,67	1,09	239,8	17	246	209	5,87
23	38,33	1,16	255,2	16	257	218	6,14
24	40,00	1,19	261,8	14	268	227	6,41
25	41,67	1,21	266,2	13	279	237	6,68
26	43,33	1,24	272,8	12	291	246	6,94
27	45,00	1,27	279,4	11	302	256	7,21
28	46,67	1,29	283,8	10	313	265	7,48
29	48,33	1,33	292,6	9	324	275	7,74
30	50,00	1,37	301,4	8	335	284	8,01

TABELA 13 - Ensaio com óleo lubrificante, homogeneizador sem estator.

A	B	C	D	E	F	G	H
SEQ	N (rps)	I (A)	P (W)	NP	NRe	NRe*	v (m/s)
1	1,67	0,11	24,2	18364	11	9	0,27
2	3,33	0,15	33,0	3130	22	19	0,53
3	5,00	0,19	41,8	1175	34	28	0,80
4	6,67	0,23	50,6	600	45	38	1,07
5	8,33	0,26	57,2	347	56	47	1,34
6	10,00	0,30	66,0	232	67	57	1,60
7	11,67	0,35	77,0	170	78	66	1,87
8	13,33	0,40	88,0	130	89	76	2,14
9	15,00	0,45	99,0	103	101	85	2,40
10	16,67	0,49	107,8	82	112	95	2,67
11	18,33	0,54	118,8	68	123	104	2,94
12	20,00	0,60	132,0	58	134	114	3,20
13	21,67	0,64	140,8	49	145	123	3,47
14	23,33	0,69	151,8	42	156	133	3,74
15	25,00	0,72	158,4	36	168	142	4,01
16	26,67	0,76	167,2	31	179	152	4,27
17	28,33	0,81	178,2	28	190	161	4,54

TABELA 14 - Ensaio com detergente, homogeneizador com estator.

A	B	C	D	E	F	G	H
SEQ	N (rps)	I (A)	P (W)	NP	NRe	NRe*	v (m/s)
1	1,67	0,16	35,2	23123	7	6	0,27
2	3,33	0,22	48,4	3974	13	11	0,53
3	5,00	0,27	59,4	1445	20	17	0,80
4	6,67	0,33	72,6	745	26	22	1,07
5	8,33	0,40	88,0	462	33	28	1,34
6	10,00	0,45	99,0	301	39	33	1,60
7	11,67	0,49	107,8	206	46	39	1,87
8	13,33	0,54	118,8	152	52	44	2,14
9	15,00	0,58	127,6	115	59	50	2,40
10	16,67	0,64	140,8	92	66	56	2,67
11	18,33	0,71	156,2	77	72	61	2,94
12	20,00	0,74	162,8	62	79	67	3,20
13	21,67	0,78	171,6	51	85	72	3,47
14	23,33	0,81	178,2	43	92	78	3,74
15	25,00	0,84	184,8	36	98	83	4,01
16	26,67	0,88	193,6	31	105	89	4,27
17	28,33	0,96	211,2	28	111	95	4,54
18	30,00	1,01	222,2	25	118	100	4,81
19	31,67	1,03	226,6	22	125	106	5,07
20	33,33	1,09	239,8	20	131	111	5,34
21	35,00	1,14	250,8	18	138	117	5,61
22	36,67	1,18	259,6	16	144	122	5,87
23	38,33	1,23	270,6	15	151	128	6,14
24	40,00	1,30	286,0	14	157	133	6,41
25	41,67	1,37	301,4	13	164	139	6,68
26	43,33	1,42	312,4	12	170	145	6,94
27	45,00	1,49	327,8	11	177	150	7,21
28	46,67	1,53	336,6	10	184	156	7,48
29	48,33	1,57	345,4	9	190	161	7,74
30	50,00	1,67	367,4	9	197	167	8,01

TABELA 15 - Ensaio com detergente, homogeneizador sem estator.

A	B	C	D	E	F	G	H
SEQ	N (rps)	I (A)	P (W)	NP	NRe	NRe*	v (m/s)
1	1,67	0,10	22,0	14452	7	6	0,27
2	3,33	0,15	33,0	2710	13	11	0,53
3	5,00	0,19	41,8	1017	20	17	0,80
4	6,67	0,23	50,6	519	26	22	1,07
5	8,33	0,27	59,4	312	33	28	1,34
6	10,00	0,31	68,2	207	39	33	1,60
7	11,67	0,35	77,0	147	46	39	1,87
8	13,33	0,39	85,8	110	52	44	2,14
9	15,00	0,42	92,4	83	59	50	2,40
10	16,67	0,46	101,2	66	66	56	2,67
11	18,33	0,53	116,6	58	72	61	2,94
12	20,00	0,59	129,8	49	79	67	3,20
13	21,67	0,66	145,2	43	85	72	3,47
14	23,33	0,70	154,0	37	92	78	3,74

Percebe-se que para todos os experimentos realizados com estator, com exceção do homogeneizador girando no ar, elevou-se a rotação até um máximo de 50 rps. Tal condição não foi possível de ser obtida de maneira satisfatória para os demais casos, devido a ocorrência de vibrações no conjunto eixo-impelidor a partir de uma determinada rotação. Justifica-se o fato pela diminuição da rigidez do conjunto em função da ausência do estator naqueles casos.

Para os ensaios a seco, a vibração manifestou-se mesmo com o estator montado, fato esse devido as baixas massa específica e viscosidade do ar.

As figuras de 24 a 27 apresentam as curvas do número de potência em função do número de Reynolds modificado para cada um dos líquidos agitados e para ambas as montagens.

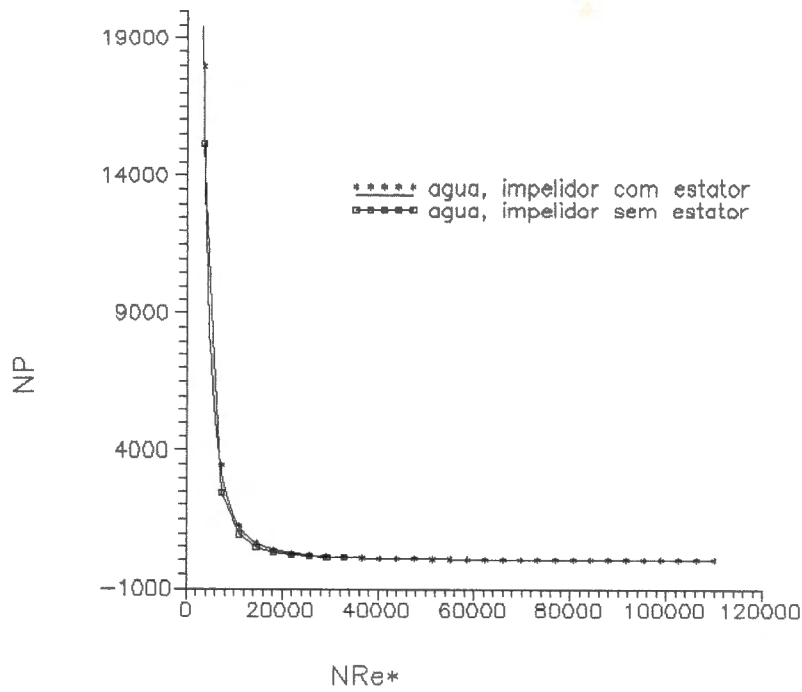


FIGURA 24 - N_p em função do NRe^* para a água.

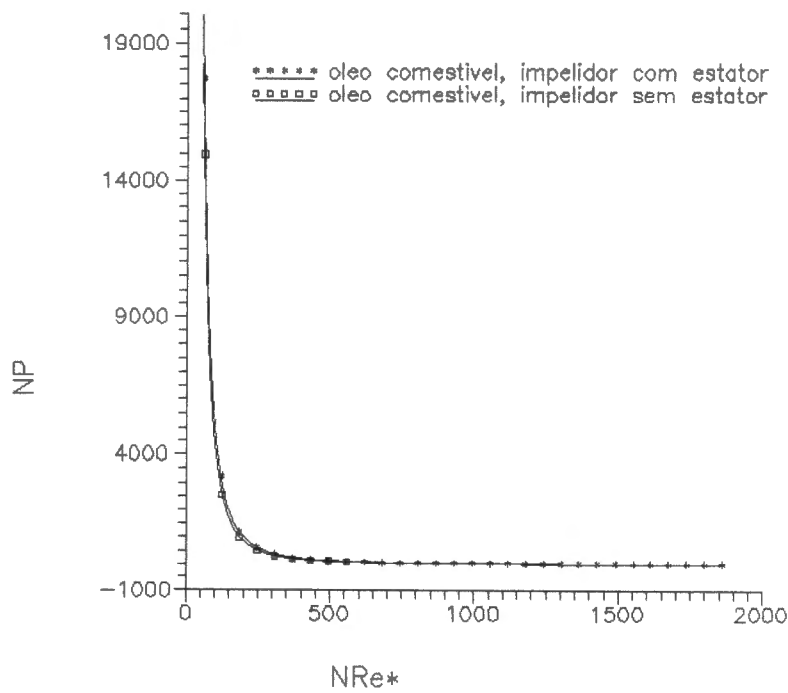


FIGURA 25 - N_p em função do NRe^* para o óleo comestível.

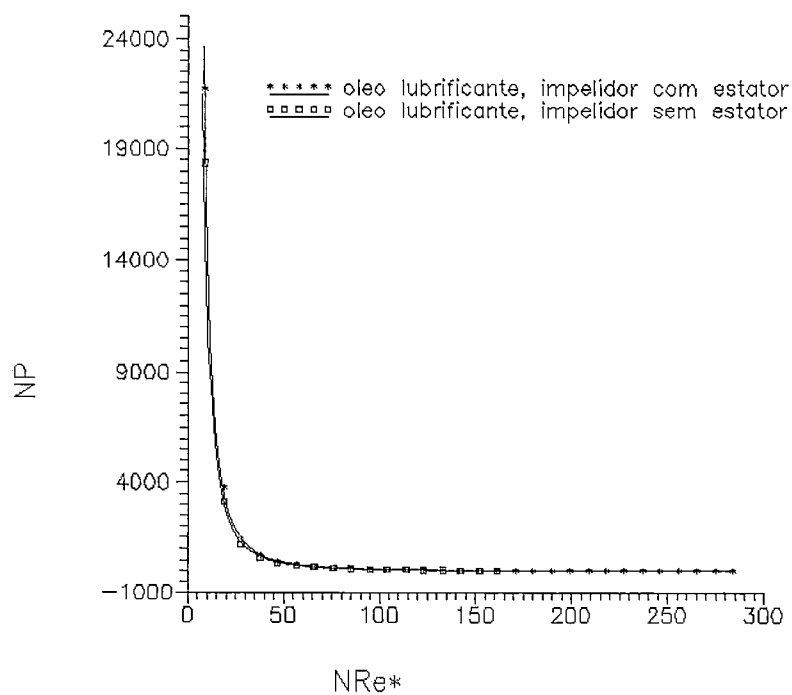


FIGURA 26 - N_p em função do NRe^* para o óleo lubrificante.

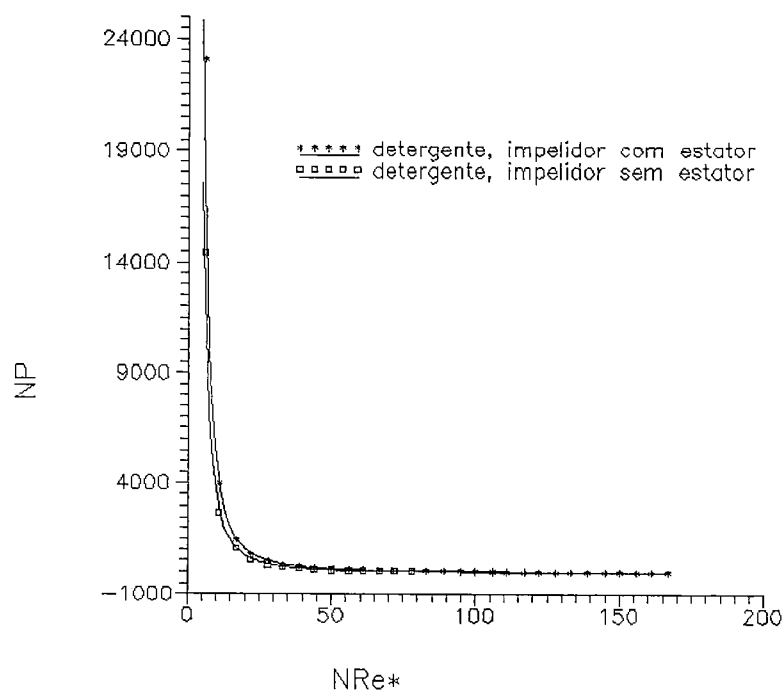


FIGURA 27 - N_p em função do NRe^* para o detergente.

Após traçadas as curvas, pôde-se estabelecer o melhor ajuste de regressão para as oito condições experimentais testadas, obtendo-se assim as equações (54) a (61).

4.1.2 Equações obtidas:

Água:

$$\text{- com estator: } N_p = NRe^*^{-2,31587} \cdot 2,93142 \cdot 10^{12} \quad (54)$$

válida para o NRe^* entre 3.700 e 110.000.

$$\text{- sem estator: } N_p = NRe^*^{-2,33327} \cdot 2,74478 \cdot 10^{12} \quad (55)$$

válida para o NRe^* entre 3.700 e 33.000.

Óleo comestível:

$$\text{- com estator: } N_p = NRe^*^{-2,3113} \cdot 2,10176 \cdot 10^8 \quad (56)$$

válida para o NRe^* entre 60 e 1.900.

$$\text{- sem estator: } N_p = NRe^*^{-2,36903} \cdot 2,41771 \cdot 10^8 \quad (57)$$

válida para o NRe^* entre 60 e 560.

Óleo lubrificante:

$$\text{- com estator: } N_p = NRe^*^{-2,23407} \cdot 2.461.000 \quad (58)$$

válida para o NRe^* entre 10 e 280.

$$\text{- sem estator: } N_p = NRe^*^{-2,22112} \cdot 2.055.320 \quad (59)$$

válida para o NRe^* entre 10 e 260.

Detergente:

$$\text{- com estator: } N_p = NRe^*^{-2,29702} \cdot 1.002.350 \quad (60)$$

válida para o NRe^* entre 6 e 170.

$$\text{- sem estator: } N_p = NRe^*^{-2,29939} \cdot 712.197 \quad (61)$$

válida para o NRe^* entre 6 e 80.

4.2 Sistema de mistura

4.2.1 Massa específica

Cada amostra de xarope retirada do vaso de mistura, nos tempos já mencionados na metodologia, era em seguida analisada na balança de Mohr-Westphal.

À título de exemplo, segue a planilha de coleta de dados, na tabela 16, para as condições: pá de 45°, água comum, rotação de 9,6 rps e xarope a 40° Brix.

Acrescentou-se ainda, à essa planilha, a coluna da direita onde foi calculada a massa específica segundo os princípios e equacionamento descritos no apêndice A.

Nas tabelas de 17 a 20 são apresentados todos os resultados da massa específica em função do tempo para as diversas combinações das variáveis de ensaio.

TABELA 16 - Resultados para a pá de 45°, água comum, 9,6 rps e 40° Brix.

Tempo (s)	Massas m_i (g) nas distâncias d_i (cm)						massa específica (kg/m ³)
	m_i	5	5	0,5	0,05	0,05	
15	d_i	3	7	9	2	5	1.097
30	m_i	5	5	0,5	0,05	0,05	1.130
	d_i	4	7	2	3	7	
45	m_i	5	5	0,5	0,05	0,05	1.134
	d_i	4	7	2	5	9	
60	m_i	5	5	0,5			1.150
	d_i	4	7	5			
120	m_i	5	5	0,5	0,05	0,05	1.164
	d_i	4	7	5	5	9	
180	m_i	5	5	0,5	0,05	0,05	1.166
	d_i	4	7	5	7	9	
300	m_i	5	5	0,5	0,05	0,05	1.178
	d_i	4	7	7	1	9	

TABELA 17 - Massa específica em função do tempo para a pá de 45° e água comum.

<u>9,6 rps, 40° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	300
ρ (kg/m ³)	1.097	1.130	1.134	1.150	1.164	1.166	1.178
<u>9,6 rps, 60° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	300
ρ (kg/m ³)	1.040	1.176	1.207	1.221	1.243	1.260	1.280
<u>19,2 rps, 40° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120		
ρ (kg/m ³)	1.133	1.138	1.145	1.175	1.176		
<u>19,2 rps, 60° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	
ρ (kg/m ³)	1.186	1.238	1.257	1.260	1.280	1.286	
<u>25 rps, 40° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	300
ρ (kg/m ³)	1.110	1.117	1.125	1.137	1.156	1.170	1.176
<u>25 rps, 60° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	
ρ (kg/m ³)	1.190	1.239	1.259	1.272	1.278	1.285	
<u>50 rps, 40° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120		
ρ (kg/m ³)	1.122	1.141	1.170	1.178	1.180		
<u>50 rps, 60° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120		
ρ (kg/m ³)	1.207	1.259	1.272	1.283	1.284		

TABELA 18 - Massa específica em função do tempo para a pá de 45° e água deionizada.

<u>9,6 rps, 40° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	300
ρ (kg/m ³)	1.085	1.137	1.151	1.157	1.169	1.172	1.176
<u>9,6 rps, 60° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	300
ρ (kg/m ³)	1.005	1.057	1.157	1.180	1.230	1.257	1.277
<u>19,2 rps, 40° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120		
ρ (kg/m ³)	1.125	1.135	1.162	1.171	1.176		
<u>19,2 rps, 60° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	300
ρ (kg/m ³)	1.171	1.237	1.249	1.267	1.270	1.280	1.286
<u>25 rps, 40° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120		
ρ (kg/m ³)	1.128	1.158	1.172	1.175	1.175		
<u>25 rps, 60° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	300
ρ (kg/m ³)	1.184	1.240	1.261	1.274	1.282	1.282	1.292
<u>50 rps, 40° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120		
ρ (kg/m ³)	1.148	1.151	1.170	1.176	1.176		
<u>50 rps, 60° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120		
ρ (kg/m ³)	1.214	1.259	1.275	1.280	1.286		

TABELA 19 - Massa específica em função do tempo para a pá de 90° e água comum

<u>25 rps, 40° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	
ρ (kg/m ³)	1.090	1.126	1.146	1.156	1.174	1.181	
<u>25 rps, 60° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	300
ρ (kg/m ³)	1.014	1.055	1.198	1.210	1.249	1.258	1.270
<u>50 rps, 40° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	
ρ (kg/m ³)	1.144	1.159	1.162	1.172	1.174	1.176	
<u>50 rps, 60° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120		
ρ (kg/m ³)	1.108	1.245	1.248	1.250	1.250		

TABELA 20 - Massa específica em função do tempo para a pá de 90° e água deionizada.

<u>25 rps, 40° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120		
ρ (kg/m ³)	1.084	1.122	1.141	1.156	1.168		
<u>25 rps, 60° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	300
ρ (kg/m ³)	1.098	1.200	1.229	1.249	1.267	1.278	1.278
<u>50 rps, 40° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	300
ρ (kg/m ³)	1.143	1.159	1.163	1.167	1.174	1.176	1.176
<u>50 rps, 60° Brix</u>							
Tempo (s)	15	30	45	60	120	180	300
ρ (kg/m ³)	1.016	1.185	1.251	1.267	1.282	1.285	1.285

4.2.2 Potência

Além da massa específica, foram realizadas medições de corrente elétrica para permitir o cálculo da potência consumida e, por conseguinte, do número de potência N_p .

Foram feitos alguns ensaios preliminares para verificar se o tipo de água, comum ou deionizada, influia no consumo de potência, constatando-se não haver tal influência.

Assim, obtiveram-se os valores mostrados na tabela 21, onde constam também os resultados dos cálculos da potência aparente.

TABELA 21 - Resultados para corrente elétrica e potência aparente.

Tipo de pá	Rotação (rpm)	Brix (°)	Partida		Regime	
			I (A)	P (W)	I (A)	P (W)
45°	9,6	40	2,40	528,0	0,23	50,6
		60	2,43	534,6	0,25	55,0
	19,2	40			0,35	77,0
		60			0,46	101,2
	25	40	3,37	741,4	0,37	81,4
		60	6,29	1.383,8	0,50	110,0
90°	9,6	40	2,39	525,8	0,37	81,4
		60	3,48	765,6	0,54	118,8
	25	40	3,50	770,0	0,80	176,0
		60	5,53	1.216,6	1,10	242,0
	50	40			1,67	367,4
		60			2,30	506,0

Para se calcular a potência útil ou a efetivamente requerida pelo xarope, basta subtrair a potência consumida pelo impulsor girando a seco da potência em regime.

Com esse objetivo foram feitas as medições apresentadas na tabela 22, com os impulsores girando em vazio, em regime.

TABELA 22 - Corrente elétrica e potência aparente para ensaios a seco, em regime.

Impulsor	Rotação (rps)	I (A)	P (W)
45°	9,6	0,19	41,8
	19,2	0,25	55,0
	25	0,27	59,4
90°	9,6	0,39	85,8
	25	0,50	110,0
	50	0,55	121,0

Pode-se então, calcular a potência consumida pelo xarope:

a) $I_A = 3,1$ (40° Brix)

pá 90°: $P = (0,80 - 0,50) \cdot 220 = 66 \text{ W}$

pá 45°: $P = (0,23 - 0,19) \cdot 220 = 8,8 \text{ W}$

b) $I_A = 2,8$ (60° Brix)

pá 90°: $P = (1,10 - 0,50) \cdot 220 = 132 \text{ W}$

pá 45°: $P = (0,25 - 0,19) \cdot 220 = 13,2 \text{ W}$

c) $I_A = 6,4$ (40° Brix)

pá 90°: $P = (1,67 - 0,55) \cdot 220 = 246,4 \text{ W}$

pá 45°: $P = (0,35 - 0,25) \cdot 220 = 22 \text{ W}$

d) $I_A = 6,0$ (60° Brix)

pá 90°: $P = (2,30 - 0,55) \cdot 220 = 385 \text{ W}$

pá 45°: $P = (0,46 - 0,25) \cdot 220 = 46,2 \text{ W}$

No sentido de se facilitar a visualização dos resultados, foram colocados na forma de gráficos os dados das tabelas de 17 a 20.

Tais gráficos são apresentados nas figuras de 28 a 47. As figuras de 48 a 51 mostram os resultados para comparação entre os dois impelidores pelo índice de agitação.

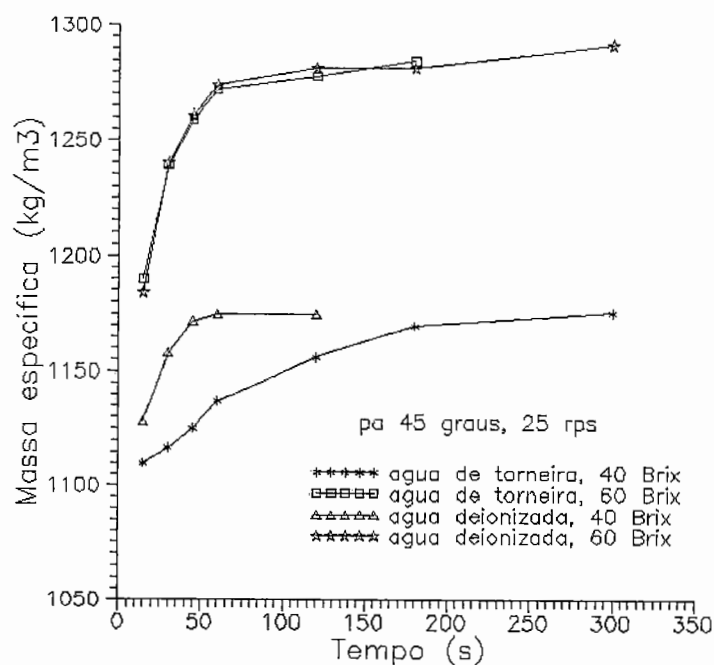


FIGURA 28 - Resultados para pá 45° e 25 rps.

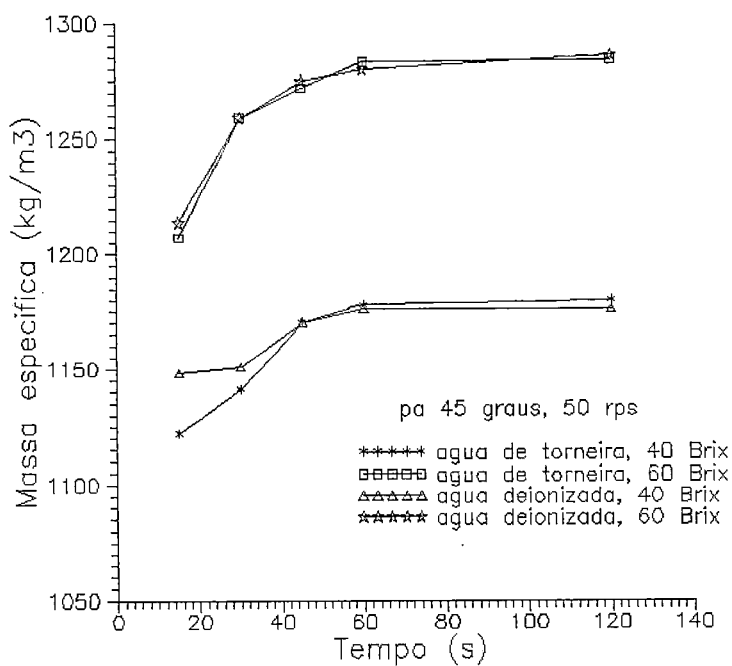


FIGURA 29 - Resultados para pá 45° e 50 rps.

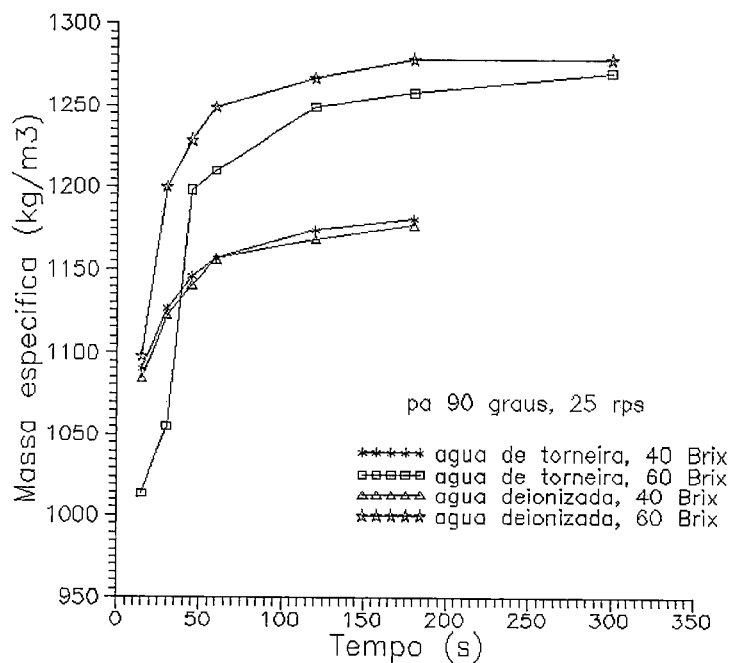


FIGURA 30 - Resultados para pá 90° e 25 rps.

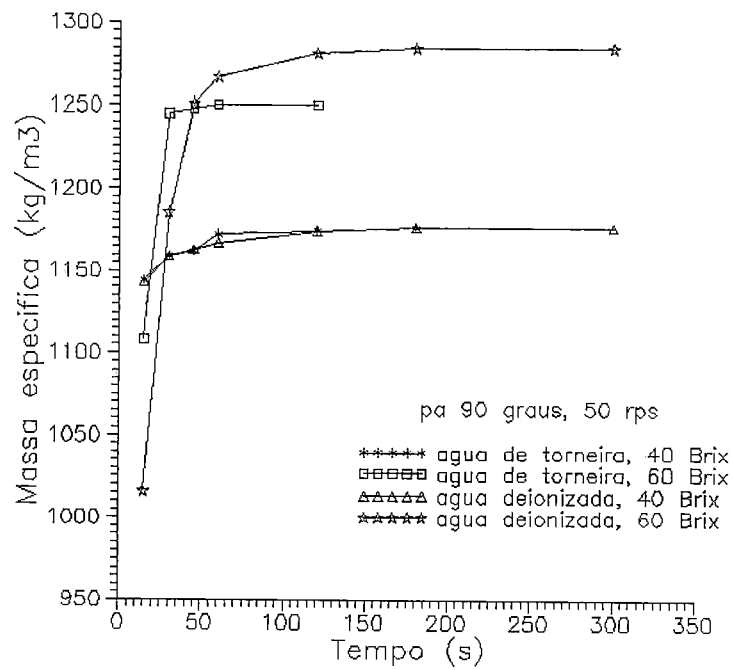


FIGURA 31 - Resultados para pá 90° e 50 rps.

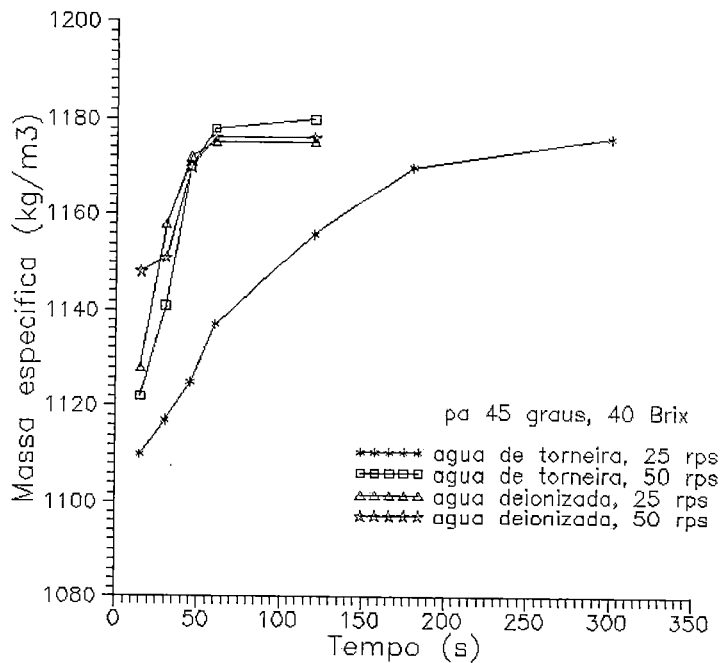


FIGURA 32 - Resultados para pá 45° e 40° Brix.

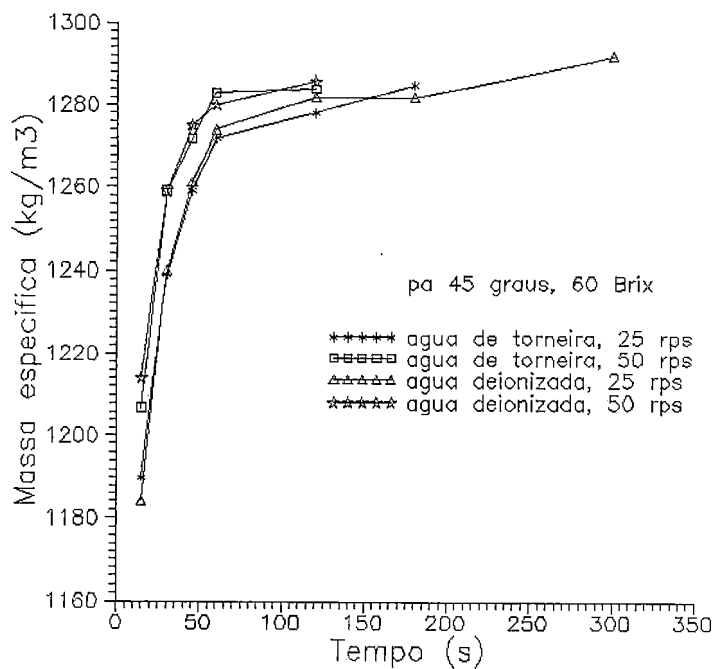


FIGURA 33 - Resultados para pá 45° e 60° Brix.

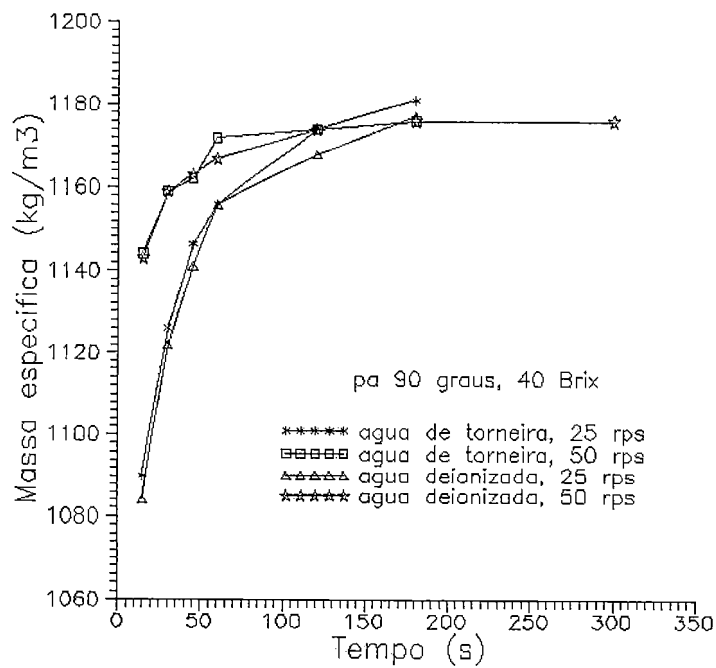


FIGURA 34 - Resultados para pá 90° e 40° Brix.

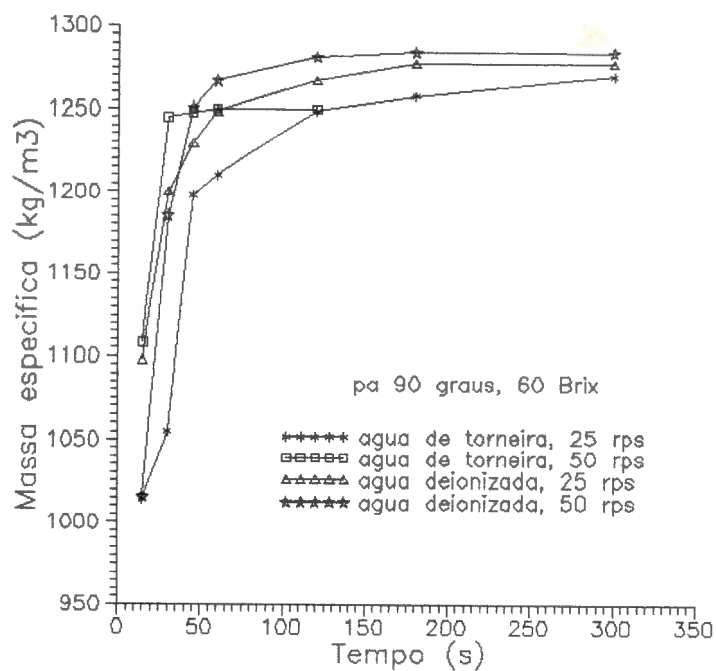


FIGURA 35 - Resultados para pá 90° e 60° Brix.

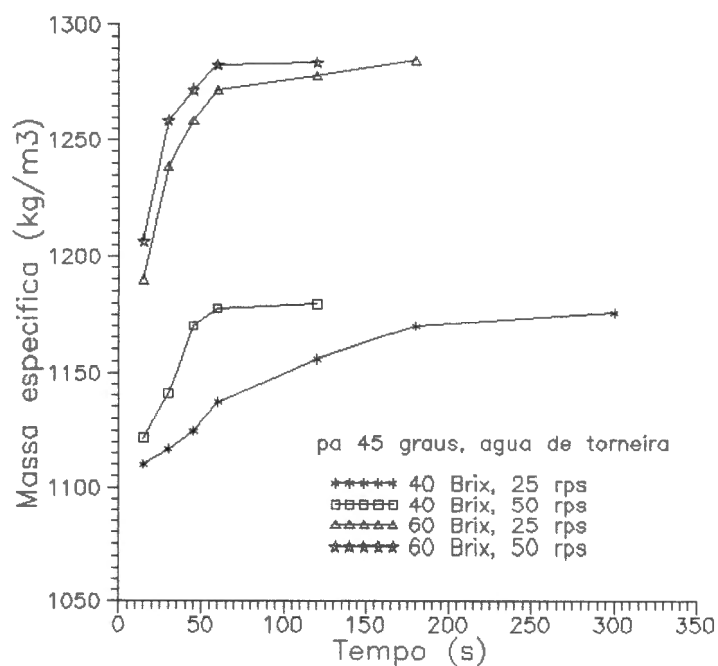


FIGURA 36 - Resultados para pá 45° e água comum.

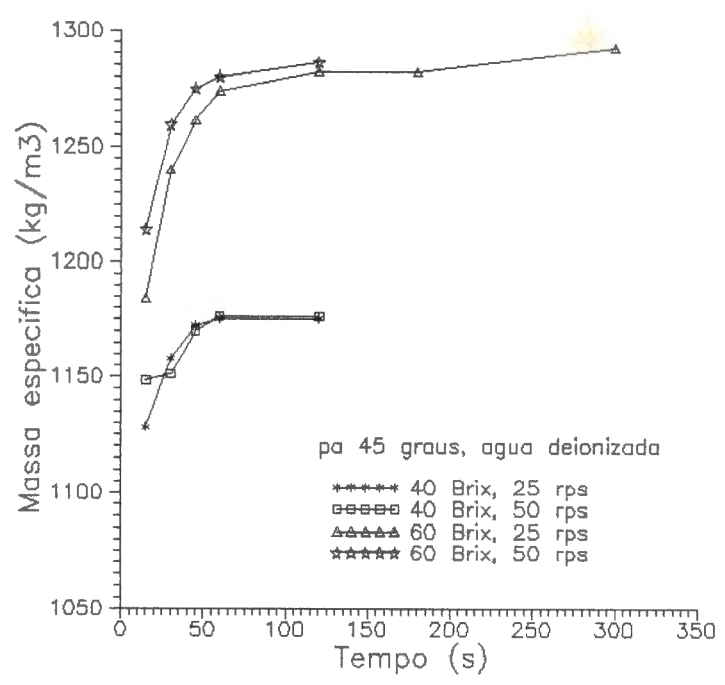


FIGURA 37 - Resultados para pá 45° e água deionizada.

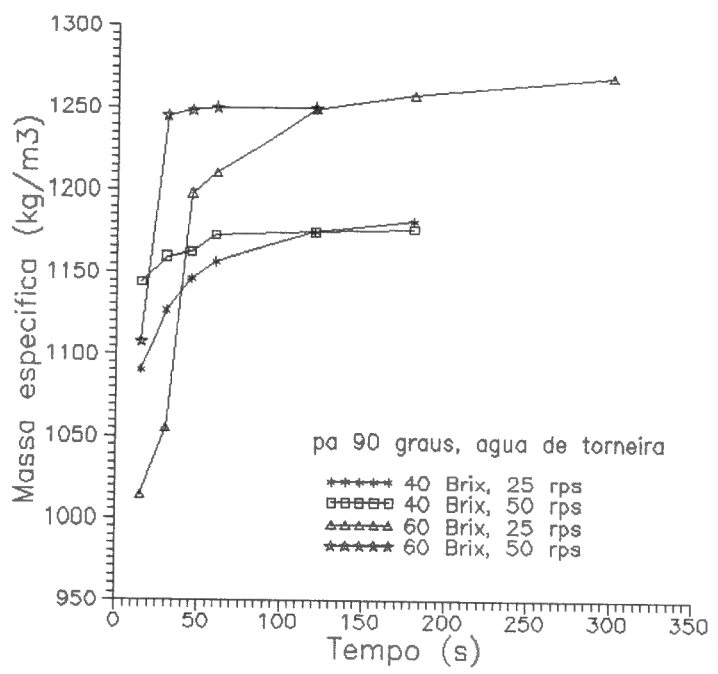


FIGURA 38 - Resultados para pá 90° e água comum.

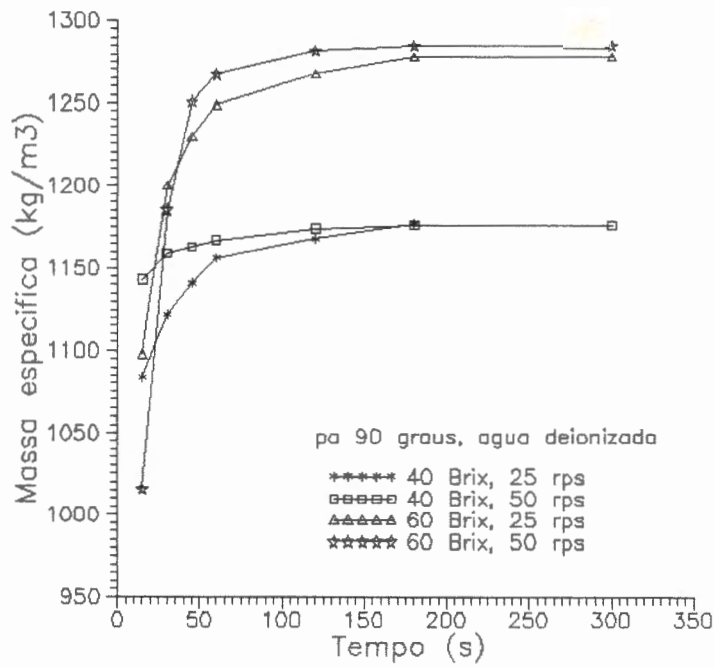


FIGURA 39 - Resultados para pá 90° e água deionizada.

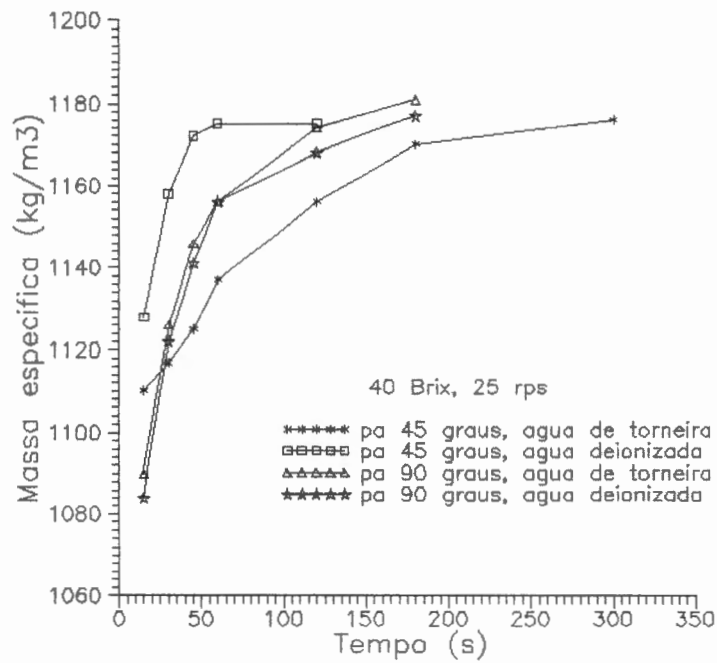


FIGURA 40 - Resultados para 40° Brix e 25 rps.

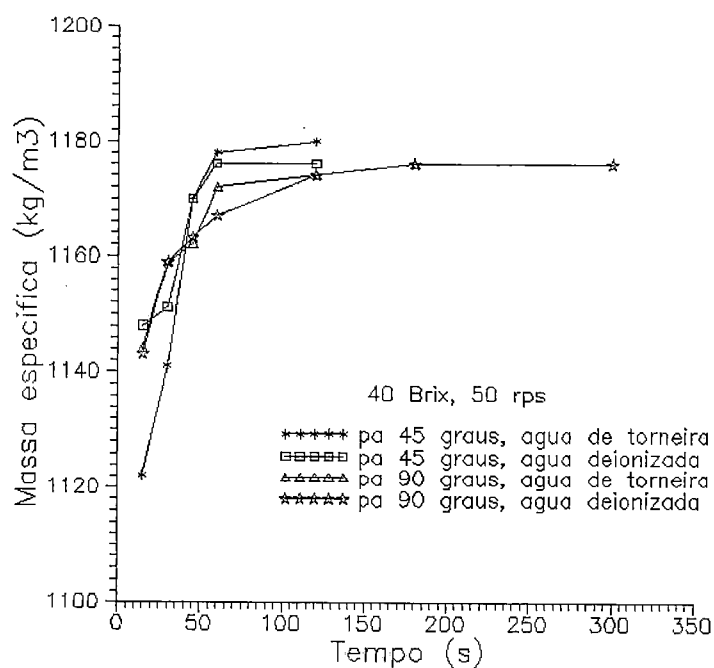


FIGURA 41 - Resultados para 40° Brix e 50 rps.

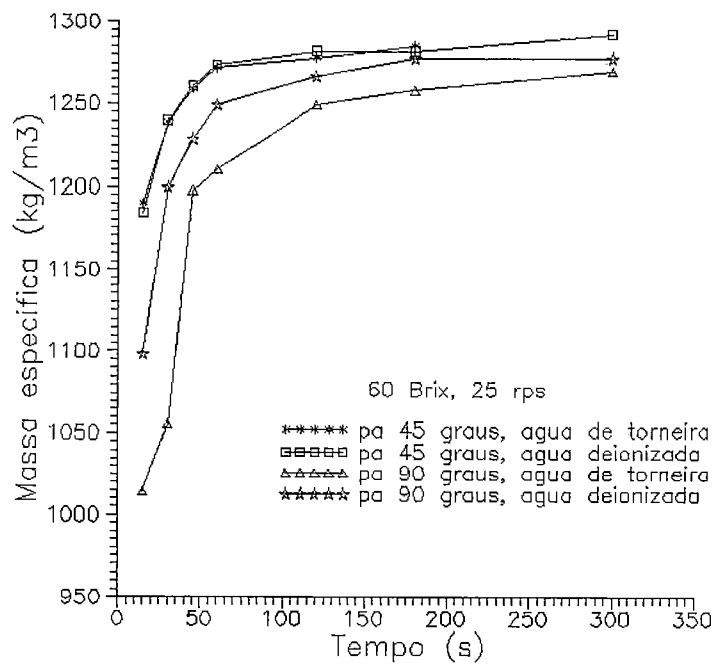


FIGURA 42 - Resultados para 60° Brix e 25 rps.

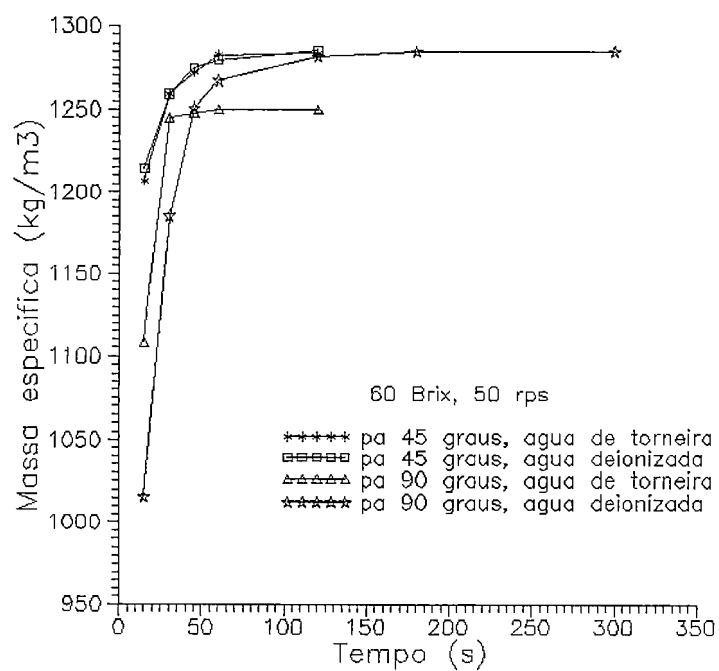


FIGURA 43 - Resultados para 60° Brix e 50 rps.

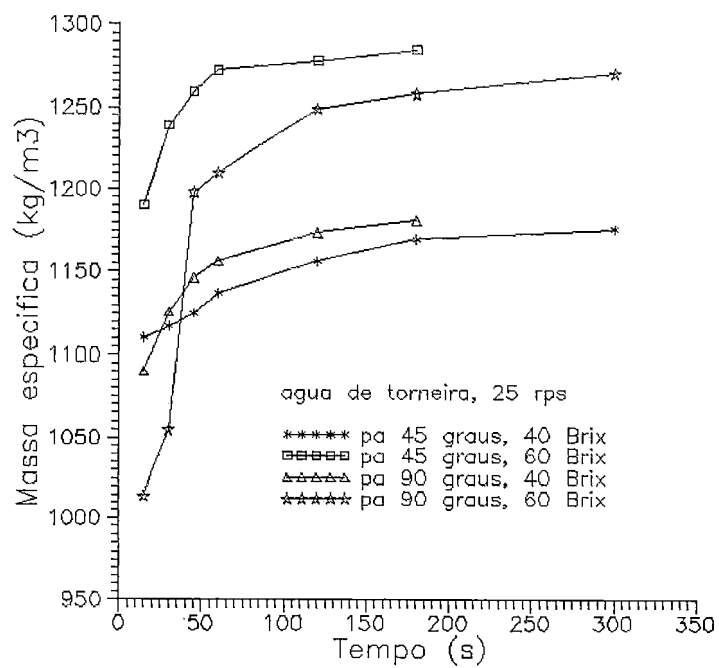


FIGURA 44 - Resultados para água comum e 25 rps.

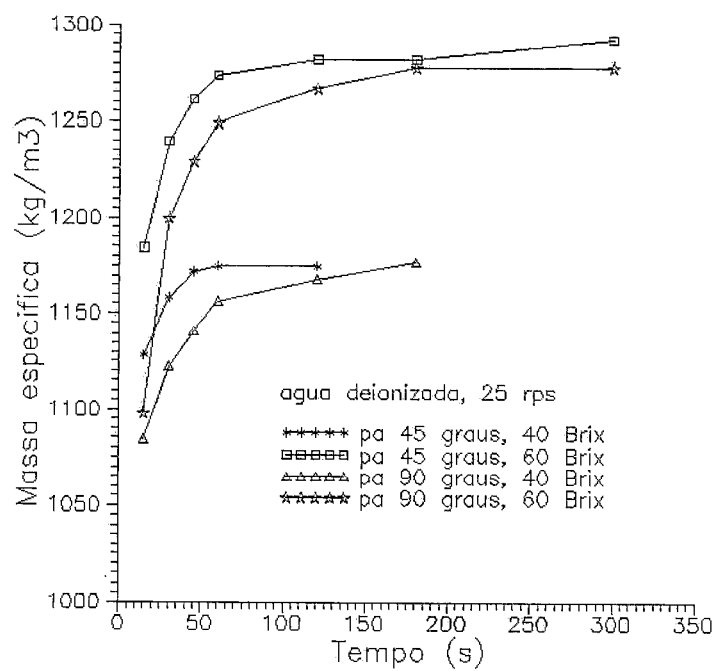


FIGURA 45 - Resultados para água deionizada e 25 rps.

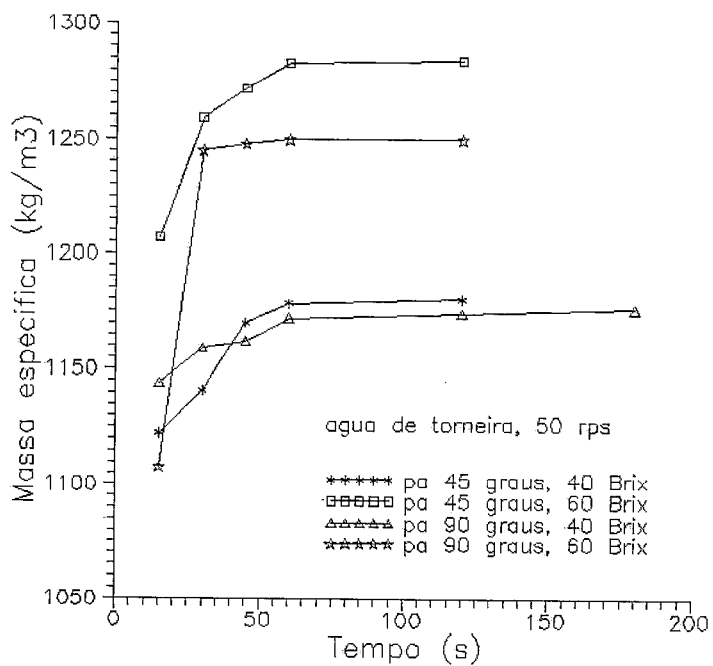


FIGURA 46 - Resultados para água comum e 50 rps.

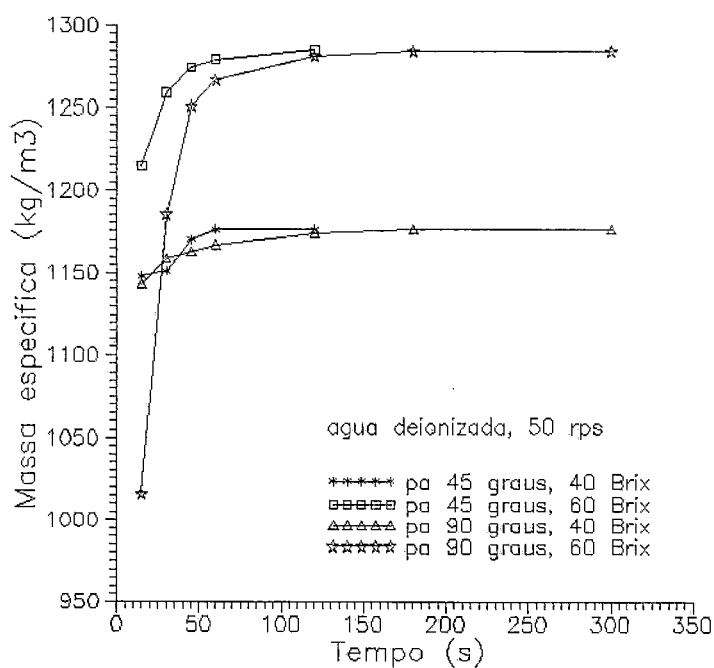


FIGURA 47 - Resultados para água deionizada e 50 rps.

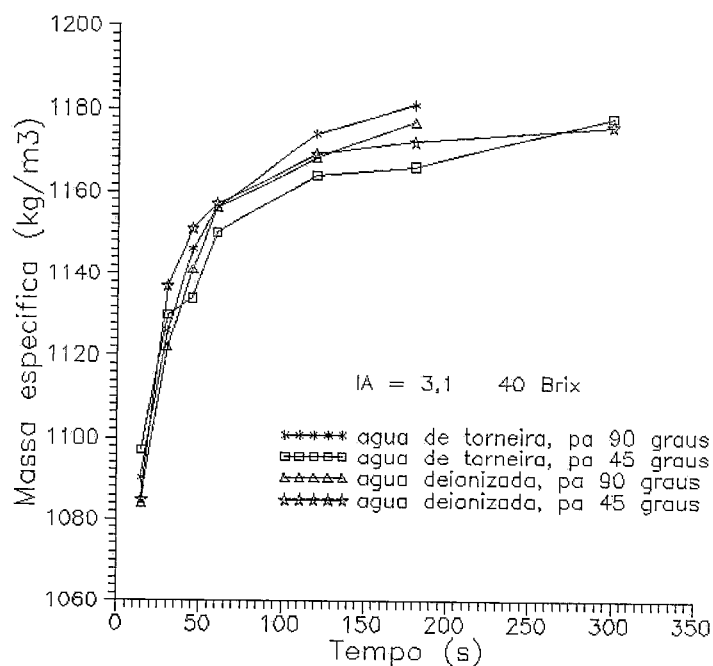


FIGURA 48 - Resultados para $I_A = 3,1$ e 40° Brix.

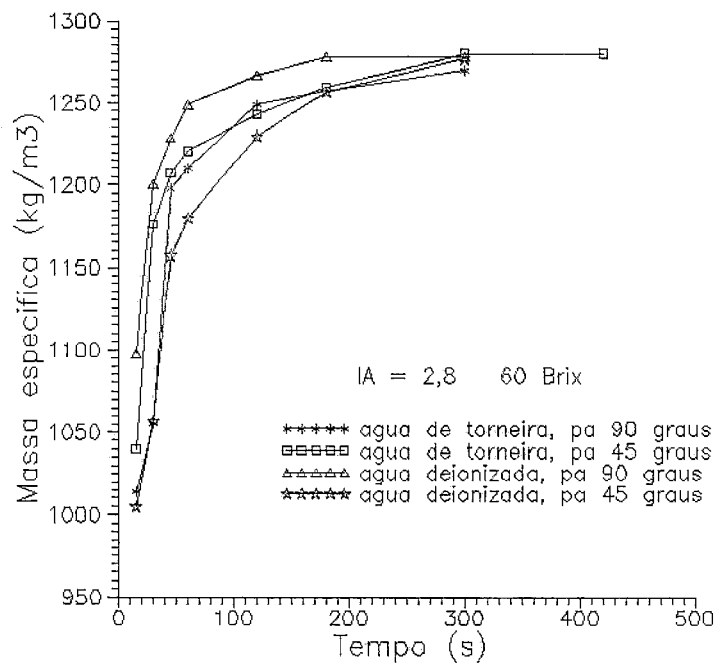


FIGURA 49 - Resultados para $I_A = 2,8$ e 60° Brix.

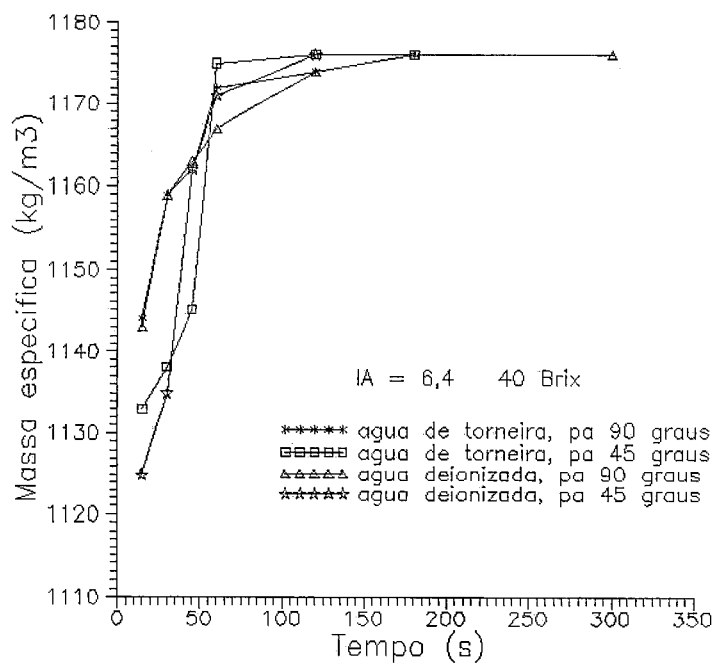


FIGURA 50 - Resultados para $I_A = 6,4$ e 40° Brix.

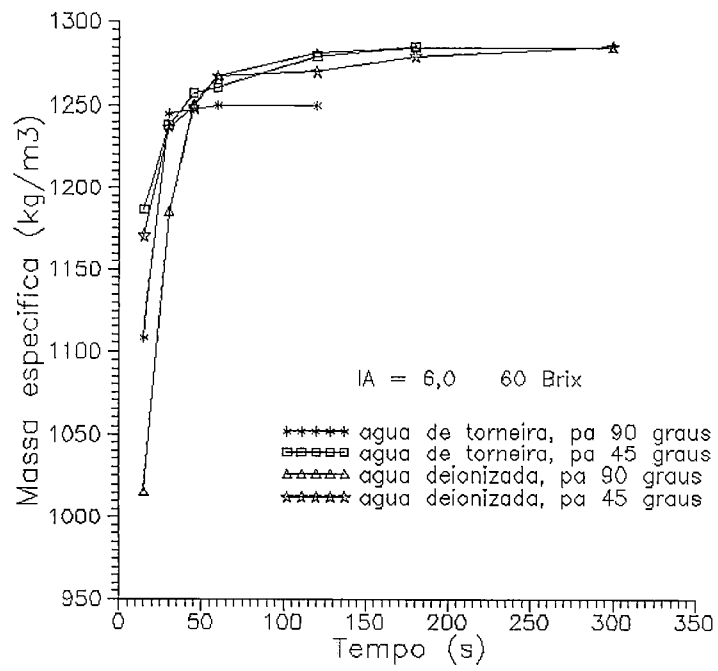


FIGURA 51 - Resultados para $I_A = 6,0$ e 60° Brix.

5 DISCUSSÃO

5.1 Sistema de agitação

Analisando-se os resultados das tabelas 6 e 7, percebe-se que mesmo com o impelidor girando a seco em ambas as situações, isto é, com ou sem o estator, ocorrem diferenças quanto a demanda de corrente elétrica, e portanto quanto a potência consumida.

Para toda e qualquer rotação, a potência consumida é maior quando se utiliza o estator.

Justifica-se este fato devido a presença dos dois mancais de apoio do eixo do impelidor, conforme nota-se na figura 23. Tal peça, montada com a finalidade de melhorar a rigidez do conjunto e, inclusive, evitar o contato direto entre rotor e estator, adicionou uma potência consumida extra pelo atrito causado durante a rotação da haste do impelidor.

Além disso, a perda de carga do fluido, cujo escoamento, predominantemente radial e fazendo-se pelas ranhuras do estator, acrescenta outra parcela de demanda de potência no acionamento do conjunto.

No caso do impelidor girando na água, a presença do estator fez com que a potência, e portanto o N_p , aumentassem para um mesmo NRe^* , isto é, para uma mesma rotação quando comparados com a montagem sem estator.

Tal fato é perceptível até o NRe^* de 32.986, correspondente a rotação máxima obtida para o ensaio com água e sem estator.

Para a condição com estator, o N_p inicia-se 18% maior do que na condição sem estator para a rotação de 1,67 rps, diminuindo-se até cerca de 9% para 15,0 rps

Ou seja, nota-se a tendência de igualdade entre os N_p para ambas as condições conforme aumenta-se a rotação..

Verificou-se comportamento semelhante para os demais líquidos testados, mesmo para o detergente, onde a diferença entre os N_p inicia-se em 60% a 1,67 rps, caindo para 16% a 23,33 rps.

O N_p tende a um valor constante, conforme aumenta-se o NRe^* , valor esse igual a 7 para a água, 7 para o óleo comestível, 8 para o óleo lubrificante e 9 para o detergente.

5.2 Sistema de mistura

Os gráficos mostrados nas figuras de 28 a 47, levam à discussão a seguir, cuja sequência corresponde a das figuras citadas.

a) Pá 45°, 25 rps.

Para o xarope de açúcar a 60° Brix, o tipo de água não influenciou no desempenho da pá 45°, que necessitou de 60 s para chegar a concentração final.

Para a mistura a 40° Brix, o impelidor rendeu melhor com água deionizada, atingindo a concentração final no tempo de 60 s, contra 180 s com água comum.

b) Pá 45°, 50 rps.

Dobrar a rotação, em relação ao ensaio anterior, fez com que a água não influísse no rendimento da turbina, tanto para 60° Brix como para 40° Brix. Nestes quatro ensaios, atingiu-se a densidade final com aproximadamente 60 s.

c) Pá 90°, 25 rps.

A mistura a 60° Brix com água deionizada foi a mais eficiente, enquanto que a de 40° Brix provocou o mesmo desempenho do homogeneizador, independente da água.

d) Pá 90°, 50 rps.

Para 60° Brix, o impelidor só obteve a concentração final com o uso da água deionizada.

Já para a mistura a 40° Brix, o tipo de água mostrou-se indiferente quanto ao rendimento do homogeneizador.

e) Pá 45°, 40° Brix.

Dobrar a rotação de 25 para 50 rps para a água deionizada, mostrou-se desnecessário pois não baixou o tempo de mistura, que foi igual inclusive com o uso da água de torneira a 50 rps.

A mistura preparada com água de torneira a 25 rps, levou um tempo 5 vezes maior para atingir 40° Brix, quando comparada com as demais.

f) Pá 45°, 60° Brix.

Pode-se afirmar que foram desprezíveis as influências da água e da rotação para a mistura a 60° Brix com o uso da turbina.

g) Pá 90°, 40° Brix.

Para a mesma rotação, 25 ou 50 rps, a água deionizada não melhorou a eficiência.

Houve, sim, uma melhora para o impelidor girando a 50 rps em comparação com a condição de 25 rps.

h) Pá 90°, 60° Brix.

Para estas condições, a vantagem foi para a água deionizada a 50 rps e a desvantagem para a água comum a 25 rps.

i) Pá 45°, água de torneira.

Para 60° Brix, a rotação de 50 rps levou a densidade final em 1/3 do tempo gasto quando a 25 rps.

A vantagem foi ainda maior para a condição de 40° Brix: 60 s a 50 rps contra 300 s a 25 rps.

j) Pá 45°, água deionizada.

Para um mesmo grau Brix, o uso da água deionizada permitiu anular o efeito da rotação.

k) Pá 90°, água comum.

Para um mesmo grau Brix, a rotação de 50 rps foi mais eficiente. Tal efeito foi mais pronunciado para a mistura a 60° Brix, quando o tempo necessário foi de 30 s, contra 120 s a 25 rps.

l) Pá 90°, água deionizada.

Neste caso, os resultados foram análogos à situação anterior. A diferença de tempo foi de 120 s para 50 rps contra 180 s a 25 rps, ambas para 60° Brix. Além disso, a concentração final obtida na rotação de 25 rps não passou de 1278 kg/m³, equivalente a menos de 59° Brix.

m) 40° Brix, 25 rps.

Para a turbina, a água deionizada melhorou substancialmente o desempenho: 60 s contra 300 s para a água comum.

Para o homogeneizador, a água fez pouca diferença, com um tempo aproximado de 150 s.

n) 40° Brix, 50 rps.

A vantagem foi para a turbina, com rendimento semelhante para qualquer água.

O tipo de água também não influenciou para o homogeneizador.

o) 60° Brix, 25 rps.

Novamente vantagem para a turbina, cujo rendimento foi independente da água utilizada.

O homogeneizador, porém, funcionou melhor com a água deionizada.

p) 60° Brix, 50 rps.

A turbina funcionou melhor com qualquer água.

O fato digno de menção foi de que o homogeneizador, com o uso da água comum, obteve apenas 54° Brix, e não os 60° Brix desejado.

q) Água de torneira, 25 rps.

Para 60° Brix, a turbina foi 5 vezes mais rápida, enquanto que para a mistura a 40° Brix o homogeneizador trabalhou melhor, sendo 2,5 vezes mais rápido.

r) Água deionizada, 25 rps.

Vantagem da pá 45°, sendo 3 vezes mais rápida tanto para 40° Brix como para 60° Brix.

s) Água comum, 50 rps.

Vantagem da pá 45°, especialmente para 60° Brix.

t) Água deionizada, 50 rps.

Novamente vantagem da turbina em qualquer dos 2 graus Brix ensaiados.

Os tempos foram: 60 s, contra 120 s para o homogeneizador.

De maneira geral, verificou-se que o impelidor de pás a 45° apresenta melhor rendimento que o conjunto rotor/estator com pás a 90°.

Observou-se que nos ensaios com o homogeneizador com mistura a 60° Brix, ainda restava algum açúcar no fundo do béquer, mesmo após agitar por um tempo de 300 s ou mais, especialmente na rotação mais baixa, de 25 rps.

Esse inconveniente não ocorreu quando usando a turbina.

O motivo está no baixo poder de sucção do impelidor com pás a 90°, as quais pela sua geometria e ângulo, não conseguem o mesmo desempenho que a turbina, que nitidamente promove um vigoroso fluxo circulatório, notadamente longitudinal, capaz de realmente misturar o açúcar com a água.

As fotos da figura 52 comprovam o exposto acima.

Elas mostram a agitação da água, a 25 rps, com a turbina e com o homogeneizador.

Na figura 53, onde são mostrados os impelidores em operação a 25 rps para um xarope a 40° Brix, pode-se visualizar o homogeneizador no interior do líquido, enquanto que a turbina não é mais visível, tamanha a agitação provocada.

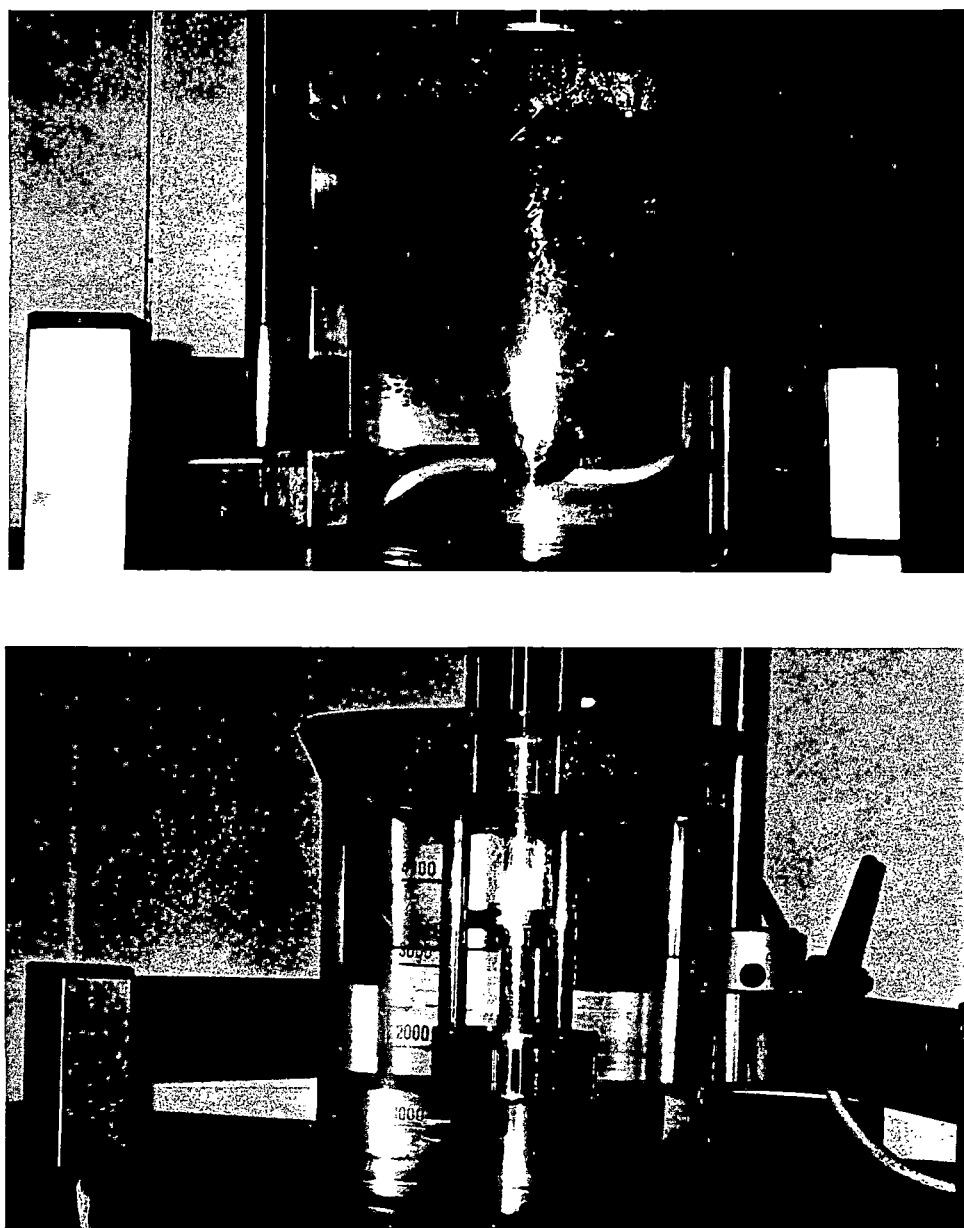


FIGURA 52 - A agitação da água, a 25 rps. Acima, a turbina e abaixo, o homogeneizador.

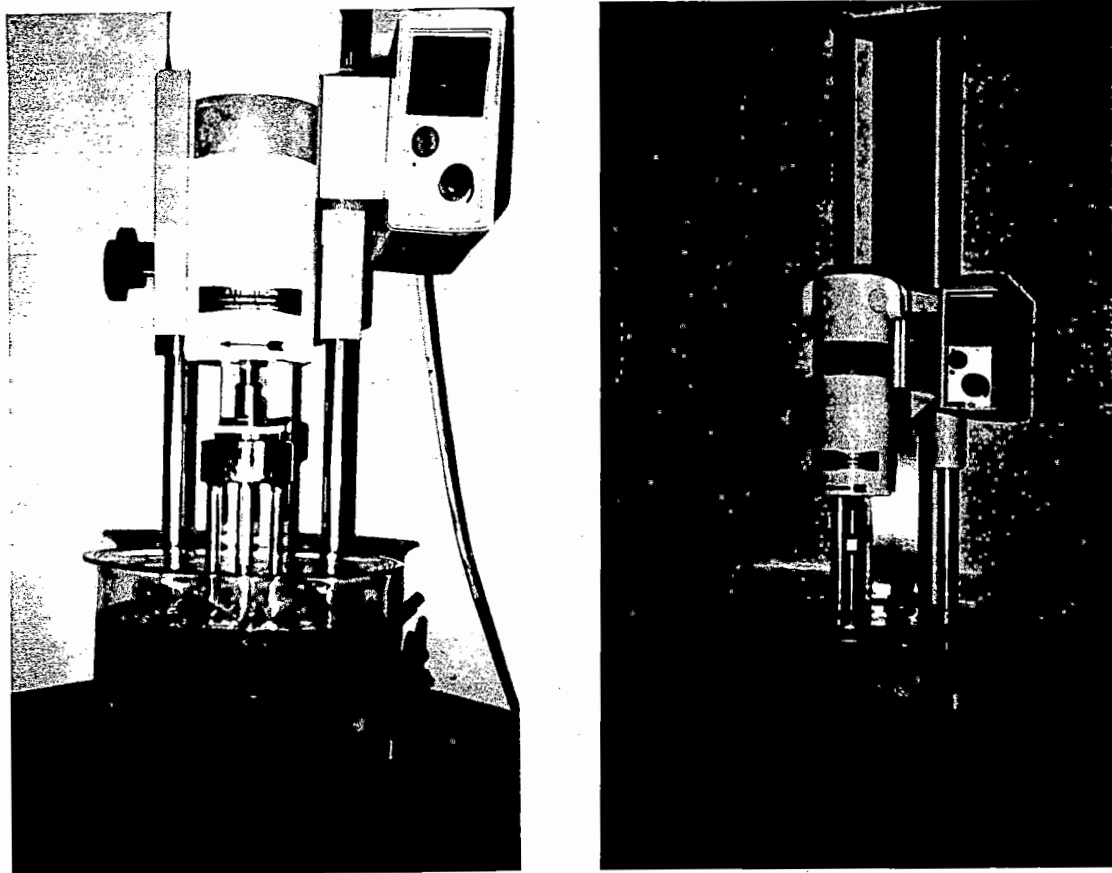


FIGURA 53 - A agitação do xarope a 40° Brix e 25 rps. À esquerda, o homogeneizador e à direita, a turbina.

Percebe-se na foto da direita, na figura 53, a aeração causada pela intensa agitação da turbina. Tal característica deve ser levada em consideração quando da opção do sistema à ser usado num processo de agitação ou mistura, visto que a maioria dos produtos não admite a aeração.

Com poucas exceções, o uso da água deionizada pareceu não compensador, visto que não implicou numa melhora do rendimento, em termos da diminuição do tempo necessário para se atingir uma determinada massa específica.

Nos poucos casos em que isso ocorreu, há que se lembrar o aspecto financeiro do custo maior que existiria em se trabalhar com uma água nessas condições, ou seja, previamente tratada.

Outra forma de comparação entre os 2 impelidores estudados é através do índice de agitação, cujos resultados foram apresentados nas figuras de 48 a 51 e a análise é feita a seguir.

a) $I_A = 3,1$ (40° Brix)

O homogeneizador, qualquer que seja o tipo de água, foi mais eficiente, em termos do tempo de mistura, sobre a turbina. O melhor rendimento foi da pá 90° com água comum, que atingiu a concentração final em 150 s contra 300 s da turbina, cujo desempenho foi o mesmo com qualquer água.

Deve-se ressaltar, contudo, o consumo de potência muito maior, 7,5 vezes, do homogeneizador quando comparado com a turbina, que demandou apenas 8,8 W.

b) $I_A = 2,8$ (60° Brix)

O menor tempo, 180 s, foi para a pá 90° com água deionizada, contra 300 s para as outras 3 condições. Seu consumo, porém, foi de 132 W, ou dez vezes maior que o consumo de potência da turbina.

c) $I_A = 6,4$ (40° Brix)

Para este índice de agitação, a turbina além de atingir a concentração final num tempo menor e com qualquer água, demandou menos potência com relação ao homogeneizador. Precisou de apenas 10% da potência exigida pela pá 90°.

d) $I_A = 6,0$ (60° Brix)

Novamente vantagem da turbina, com qualquer água, tanto no tempo de mistura como no consumo de potência, que foi cerca de 12% do consumo do homogeneizador.

Na comparação entre os dois impelidores pelo índice de agitação, houve vantagem para a turbina, para os I_A de 6,0 e 6,4, tanto no menor tempo de mistura quanto na menor potência demandada.

Já para os I_A de 2,8 e 3,1, houve melhor desempenho para o impelidor de pás a 90° no que diz respeito ao tempo menor exigido para a mistura. Tal vantagem, porém, foi anulada pelo consumo demasiadamente alto de potência requerida para a operação.

5.2.1 A extrapolação para um tanque industrial.

Com os dados obtidos para o modelo, de volume $5 \cdot 10^3 \text{ m}^3$, pode-se realizar a extrapolação para um tanque de grande volume, no caso, com 10 m^3 de capacidade útil, bastando para isso manter-se constante o número de potência.

Deve-se lembrar que para a determinação da potência de acionamento no tanque industrial, é preciso partir da potência consumida pelo xarope, que é a diferença entre a potência em regime e a potência em vazio, no modelo.

Aplica-se tal conceito, visto que esta extrapolação, tal como enunciada, refere-se as características da mistura em si, não levando em consideração os parâmetros de dimensionamento mecânico, tais como diâmetro do eixo de acionamento, mancais, etc...

Nessas condições, para um tanque cilíndrico com tampos de fechamento do tipo toro esférico, cujo volume real seria de 11 m^3 e considerando-se ainda $T = H$, onde H é a altura do costado cilíndrico do tanque, tem-se:

a) Diâmetro do tanque

$$V = (\pi \cdot T^2 / 4) \cdot H + 0,1 \cdot T^3 = 11$$

$$V = (\pi \cdot T^3 / 4) + 0,1 \cdot T^3 = 11$$

portanto $T = 2,316 \text{ m}$, com um valor adotado de $T = 2,3 \text{ m}$.

b) Volume real do tanque

$$\text{Recalculando para } T = 2,3 \text{ m: } V = 10,773 \text{ m}^3$$

c) Relação D/T

$$\text{Para o modelo: } D/T = 7,5 \cdot 10^{-2} / 0,18 = 0,417$$

d) Diâmetro da pá (tanque industrial)

$$D = 0,417 \cdot (2,3) = 0,959 \text{ m}$$

$$\text{Adotado: } D = 0,96 \text{ m}$$

e) Rotação

Com $D = 0,96$ m e considerando-se o procedimento de cálculos descrito no item 3.2.1., temos:

para $I_A = 2,8$ uma rotação de 0,62 rps.

f) Número de potência

Para o modelo:

$$N_p = P / (\rho \cdot N^3 \cdot D^5) = 13,2 / [(1286 \cdot (9,6)^3 \cdot (0,075)^5)] = 4,89$$

g) Potência aparente

Para o tanque com $V = 10,773$ m³:

$$P = 4,89 \cdot (1286) \cdot (0,62)^3 \cdot (0,96)^5 = 1.222 \text{ W}$$

$$P = 1,22 \text{ kW}$$

Tem-se assim, a potência aparente de 1,22 kW para o tanque de volume 10,773 m³ misturando um xarope de açúcar a 60° Brix com I_A de 2,8 a 0,62 rps.

5.2.2. Sugestões

A baixa capacidade de sucção e mistura do impelidor com pás a 90° e estator, sugere que se altere o ângulo de suas pás, bem como a disposição, formato e quantidade de furos no estator.

Poder-se-ia verificar também a influência que o aquecimento do tanque de ensaios provocaria na mistura do xarope, já que tal procedimento poderia baixar o tempo de mistura pelo aumento da solubilidade do açúcar.

Na hipótese acima, seria válido um estudo financeiro da questão, já que trata-se de uma potência extra no processo.

Outra alternativa seria a utilização do açúcar líquido, uma opção que começa a ser explorada atualmente nos processos industriais.

As variáveis acima poderiam ser combinadas com a montagem do impelidor descentralizado no tanque, além da instalação de quebra-ondas em sua parede.

6 CONCLUSÕES

Os ensaios mostraram que $N_p = f(NRe^*)$, dentro dos limites ensaiados para o número de Reynolds e para os quatro líquidos testados neste trabalho, sendo obtidas equações que correlacionam os dois adimensionais acima.

Ocorreu também um maior consumo de potência para a pá 90° montada com o seu estator, quando comparada com a montagem sem estator, mantidas as demais condições inalteradas para as rotações ensaiadas.

A partir de uma certa magnitude do NRe^* , o N_p tende a um valor constante, para todos os líquidos testados.

Na preparação do xarope de açúcar a duas concentrações, 40° Brix e 60° Brix com o uso de água de torneira e água deionizada, os experimentos testaram a eficiência da pá 90° com o estator e da pá 45°.

Com poucas exceções, na comparação entre os dois impelidores quando à mesma rotação, a turbina apresentou um desempenho melhor. Mesmo quando comparados para o mesmo índice de agitação, implicando numa rotação maior para o homogeneizador, houve melhor rendimento da turbina, que necessitou de menos tempo para a obtenção do grau Brix final, nas condições do índice de agitação igual a 6,0 e 6,4.

Para os índices de agitação 2,8 e 3,1, muito embora o homogeneizador tenha sido mais rápido, seu consumo de potência muito maior que o da turbina, tornou questionável essa vantagem.

Com relação ao tipo de água, houve vantagem, na maior parte dos testes, para a água comum feita interpolação entre as tabelas de seleção.

Anexo A

Tabelas para potência e rotação do misturador

De HICKS et al. (1976).

TABELA 23 - Potência e rotação (kW/rps) do eixo para acionamento do misturador.

$$\mu = 5 \text{ kg/m.s} \quad Z = T$$

Escala de agitação	Volume equivalente (m ³)			
	2,273	4,546	9,092	22,730
1	0,75/4,67	1,49/4,67	1,49/3,17	1,49/1,67
		0,75/3,17	0,75/1,67	
2	1,49/4,67	1,49/3,17	1,49/2,08	3,73/2,08
	0,75/3,17	0,75/1,67	1,49/1,40	2,24/1,40
			1,12/1,40	2,24/1,13
				1,49/0,75
3	1,49/3,17	1,49/2,08	2,24/1,40	5,59/2,08
	0,75/1,67	1,12/1,40	1,12/0,93	3,73/1,67
				3,73/1,40
				2,24/0,93
4	1,49/2,08	1,49/1,40	3,73/2,08	7,46/1,40
	1,12/1,40	1,12/0,93	2,24/1,13	5,59/1,13
			2,24/0,93	3,73/0,75
			1,49/0,75	2,24/0,62
5	2,24/2,08	3,73/2,08	5,59/2,08	11,19/1,67
	1,49/1,40	2,24/1,40	3,73/1,40	7,46/1,13
				5,59/0,75
6	1,49/1,13	3,73/1,67	11,19/2,58	18,64/2,08
	1,12/0,93	2,24/1,13	7,46/1,67	14,91/1,67
		2,24/0,93	5,59/1,40	7,46/0,93
		1,49/0,75	2,24/0,62	5,59/0,62
7	2,24/1,40	5,59/2,08	7,46/1,40	11,19/1,13
		3,73/1,40	5,59/1,13	11,19/0,93
			3,73/0,75	7,46/0,75
				7,46/0,62
8	3,73/2,08	7,46/2,08	7,46/1,13	22,37/1,67
		5,59/1,67	5,59/0,93	18,64/1,40
				14,91/1,13
				11,19/0,75
9	5,59/2,58	11,19/2,58	11,19/1,40	44,74/2,58
	3,73/1,67	7,46/1,67	7,46/0,93	29,83/1,67
	3,73/1,40	5,59/1,40	5,59/0,75	
10	7,46/2,58	7,46/1,40	22,37/2,58	37,29/1,67
	5,59/2,08	5,59/1,13	18,64/2,08	29,83/1,40
			14,91/1,67	22,37/1,13
			11,19/1,13	18,64/0,93

TABELA 23 (continuação) - Potência e rotação (kW/rps) do eixo para acionamento do

misturador.

 $\mu = 5 \text{ kg/m.s}$ $Z = T$

Escala de agitação	Volume equivalente (m ³)			
	45,460	136,380	454,600	1363,800
1	2,24/1,40	5,59/1,40	14,91/1,67	55,93/2,08
		3,73/0,93	11,19/1,13	37,29/1,40
		2,24/0,62	7,46/0,75	22,37/0,75
			5,59/0,62	14,91/0,62
2	3,73/2,08	11,19/2,58	18,64/1,40	44,74/1,40
	3,73/1,40	7,46/1,40	14,91/1,13	37,29/1,13
	2,24/1,13	5,59/1,13	11,19/0,75	29,83/0,93
	1,49/0,75	3,73/0,75	7,46/0,62	22,37/0,62
3	11,19/2,58	18,64/1,40	44,74/1,40	93,21/1,13
	7,46/1,40	14,91/1,13	37,29/1,13	74,57/0,93
	5,59/1,13	11,19/0,75	29,83/0,93	55,93/0,75
	3,73/0,75	7,46/0,62	22,37/0,62	55,93/0,62
4	18,64/2,08	29,83/1,40	55,93/1,13	186,43/1,40
	14,91/1,67	22,37/1,13	44,74/0,93	149,14/1,13
	7,46/0,75	18,64/0,93	37,29/0,75	111,86/0,75
	5,59/0,62	14,91/0,62	29,83/0,62	93,21/0,62
5	14,91/1,13	44,74/1,40	93,21/1,13	223,71/1,13
	11,19/1,13	37,29/1,13	74,57/0,93	186,43/0,93
	11,19/0,93	29,83/0,93	55,93/0,75	149,14/0,75
	7,46/0,62	22,37/0,75	55,93/0,62	111,86/0,50
6	22,37/1,67	55,93/1,40	186,43/1,40	298,28/0,93
	18,64/1,40	37,29/0,93	149,14/1,13	261,00/0,75
	11,19/0,75	22,37/0,62	111,86/0,93	186,43/0,62
		18,64/0,50	93,21/0,75	149,14/0,50
7	29,83/1,40	55,93/1,13	223,71/1,67	
	22,37/1,13	44,74/0,93	111,86/0,75	
	18,64/0,93	37,29/0,75	93,21/0,62	
	26,82/0,75	29,83/0,62	74,57/0,50	
8	37,29/1,67	111,86/1,67	223,71/1,13	
	26,82/0,62	74,57/1,13	186,43/0,93	
			149,14/0,75	
			111,86/0,62	
9	44,74/1,40	111,86/1,40	111,86/0,50	
	37,29/1,40	93,21/1,13	93,21/0,42	
	29,83/0,93	74,57/0,93	74,57/0,39	
	22,37/0,75	55,93/0,75		
10	55,93/1,67	149,14/1,13	298,28/0,93	
	37,29/1,13	55,93/0,62	261,00/0,75	
	22,37/0,62	44,74/0,50	186,43/0,62	
	18,64/0,50	37,29/0,42	149,14/0,50	

TABELA 24 - Potência e rotação (kW/rps) do eixo para acionamento do misturador.

$$\mu = 25 \text{ kg/m.s} \quad Z = T$$

Escala de agitação	Volume equivalente (m ³)			
	2,273	4,546	9,092	22,730
1	1,12/2,08	1,49/2,08	1,49/1,40	5,59/2,08
	0,75/1,67	1,12/1,40	1,12/0,93	3,73/1,67
				3,73/1,40
				2,24/0,93
2	1,49/3,17	2,24/1,40	3,73/2,08	7,46/1,40
	1,49/2,08	1,49/1,40	2,24/1,40	5,59/1,13
	1,12/1,40	1,12/0,93	2,24/1,13	3,73/0,75
			1,49/0,75	2,24/0,62
3	2,24/1,40	3,73/2,08	11,19/2,58	14,91/1,67
	1,49/1,40	3,73/1,40	5,59/1,13	11,19/1,13
	1,12/0,93	2,24/1,13	3,73/0,75	7,46/0,75
		1,49/0,75	2,24/0,62	5,59/0,62
4	3,73/2,08	5,59/1,40	7,46/1,40	22,37/1,67
	3,73/1,67	3,73/0,93	5,59/0,75	18,64/1,40
	2,24/1,13			14,91/1,13
	2,24/0,93			7,46/0,62
5	5,59/2,08	11,19/2,58	18,64/2,08	55,93/3,17
	3,73/1,40	7,46/1,67	14,91/1,67	44,74/2,58
		7,46/1,40	11,19/1,40	29,83/1,67
		5,59/1,13	7,46/0,93	11,19/0,75
6	7,46/2,08	14,91/2,58	18,64/1,67	29,83/1,40
	5,59/1,40	11,19/2,08	11,19/1,13	22,37/1,13
			11,19/0,93	18,64/0,93
			7,46/0,75	14,91/0,62
7	11,19/2,58	18,64/2,58	29,83/2,58	55,93/2,08
	7,46/1,67	11,19/1,40	22,37/1,67	37,29/1,40
			18,64/1,40	22,37/0,75
			14,91/1,13	
8	14,91/2,58	22,37/2,58	37,29/2,58	55,93/1,67
	11,19/2,08	18,64/2,08	29,83/2,08	44,74/1,40
		14,91/1,67		37,29/1,13
				29,83/0,93
9	18,64/2,58	29,83/2,58	55,93/3,17	55,93/1,40
	14,91/2,08	22,37/2,08	44,74/2,58	44,74/1,13
		18,64/1,67	29,83/1,67	37,29/0,93
			22,37/1,13	
10	22,37/2,58	29,83/2,08	44,74/2,08	93,21/2,08
	14,91/1,40	22,37/1,67	37,29/1,67	74,57/1,67
			37,29/1,40	55,93/1,13
			29,83/1,40	44,74/0,93

TABELA 24 (continuação) - Potência e rotação (kW/rps) do eixo para acionamento do

misturador.

 $\mu = 25 \text{ kg/m.s}$

Z = T

Escala de agitação	Volume equivalente (m ³)			
	45,460	136,380	454,600	1363,800
1	11,19/2,58	18,64/2,08	55,93/2,08	111,86/1,67
	7,46/1,67	14,91/1,67	37,29/1,40	74,57/1,13
	5,59/1,13	11,19/1,13	22,37/0,75	
	3,73/0,75	7,46/0,75	14,91/0,62	
2	14,91/1,67	22,37/1,67	44,74/1,40	93,21/1,13
	11,19/1,13	18,64/1,40	37,29/1,13	74,57/0,93
	7,46/1,40	14,91/1,13	29,83/0,93	55,93/0,75
	7,46/0,75	11,19/0,75	22,37/0,62	55,93/0,62
3	18,64/1,40	44,74/1,40	93,21/1,13	149,14/0,75
	14,91/1,13	37,29/1,13	74,57/0,93	111,86/0,75
	11,19/0,75	29,83/0,93	55,93/0,75	111,86/0,50
	7,46/0,62	22,37/0,62	55,93/0,62	93,21/0,62
4	29,83/1,40	55,93/1,13	186,43/1,40	298,28/0,93
	22,37/1,13	44,74/0,93	149,14/1,13	223,71/0,75
	18,64/0,93	37,29/0,75	111,86/0,93	186,43/0,62
	14,91/0,62	29,83/0,62	93,21/0,75	149,14/0,50
5	44,74/1,40	149,14/2,08	111,86/0,75	261,00/0,75
	37,29/1,40	111,86/1,67	111,86/0,62	
	29,83/0,93	74,57/1,13	93,21/0,62	
	22,37/0,75	55,93/0,75	74,57/0,50	
6	55,93/1,67	111,86/1,40	223,71/1,13	
	37,29/1,13	93,21/1,13	186,43/0,93	
	22,37/0,62	74,57/0,93	149,14/0,75	
	18,64/0,50	55,93/0,62	111,86/0,50	
7	55,93/1,13	111,86/1,13	111,86/0,75	
	44,74/0,93	55,93/0,50		
	37,29/0,75			
	29,83/0,62			
8	74,57/1,40	186,43/1,40	298,28/0,93	
	55,93/0,93	149,14/1,13	261,00/0,75	
		111,86/0,93	186,43/0,62	
		93,21/0,75	149,14/0,50	
9	111,86/1,67	223,71/1,67		
	74,57/1,13	111,86/0,75		
		93,21/0,62		
		74,57/0,50		
10	111,86/1,40	186,43/0,93		
	93,21/1,13	149,14/0,75		
	74,57/0,93	111,86/0,62		
	55,93/0,75	111,86/0,50		

Anexo B

Análise da relação potência/rotação para agitadores de turbina - exemplo.

De HICKS et al. (1976).

Um reator de 22,73 m³ será usado para agitar um fluido de densidade 1 e viscosidade de 5 kg/m.s. Qual o tamanho do agitador que fornecerá uma resposta dinâmica correspondente a velocidade média do fluido igual a 0,183 m/s? Qual será a potência e a rotação necessária para tal agitador?

Inicialmente, suponhamos a batelada no tanque com profundidade (Z) igual ao diâmetro (T).

Cálculos:

1. Diâmetro do tanque:

$$V = \pi \cdot (T/2)^2 \cdot Z \quad (62)$$

$$V = \pi \cdot (T/2)^2 \cdot T$$

$$22,73 = \pi \cdot T^3/4$$

$$T = 3,1\text{m} = Z$$

2. Capacidade de bombeamento efetivo (Q) do impulsor, capaz de gerar uma velocidade média do fluido igual a 0,183 m/s no tanque:

$$Q = v_b \cdot A \quad (30)$$

$$Q = 0,183 \cdot \pi \cdot (3,1)^2/4$$

$$Q = 1,381 \text{ m}^3/\text{s}$$

3. Adotar uma relação D/T ; valores típicos situam-se entre 0,2 e 0,6.

Adotando-se $D/T = 0,3$, tem-se:

$$D = 0,3 \cdot (3,1) = 0,93 \text{ m}$$

4. Número de bombeamento (K_p) retirado da figura 5.

Como ainda não conhecemos a rotação do impulsor, não podemos calcular seu NRe . Assim, faremos a suposição de que a agitação ocorrerá sob condições totalmente turbulentas.

Da figura 5 encontra-se $K_p = 0,8$ para $D/T = 0,3$.

5. Rotação (N) do impulsor.

Para fazer a primeira tentativa de cálculo da rotação, utiliza-se a expressão do K_p :

$$K_p = Q / (N \cdot D^3) \quad (14)$$

$$\therefore N = 1,381 / [0,8 \cdot (0,93)^3] = 2,146 \text{ rps}$$

6. Verificação da concordância entre o NRe e o K_p :

$$NRe = \rho \cdot N \cdot D^2 / \mu \quad (1)$$

$$NRe = [1.000 \cdot (2,146) \cdot (0,93)^2] / 5 = 371$$

7. Da figura 5 percebe-se que o $NRe = 371$ não leva ao $K_p = 0,8$ para $D/T = 0,3$. Deve-se então partir para uma segunda tentativa usando outra hipótese, o que será feito tomando para $NRe = 371$ um $K_p = 0,55$ para $D/T = 0,3$.

Assim,

$$N = 1,381 / [0,55 \cdot (0,93)^3] = 3,122 \text{ rps}$$

8. Cálculo do NRe para 3,122 rps:

$$\text{NRe} = [1.000 \cdot (3,122) \cdot (0,93)^2] / 5 = 540$$

9. Da figura 5 percebe-se que a concordância é razoável podendo, contudo, ser melhorada numa terceira tentativa. Assim, com o NRe = 540, tomaremos $K_p = 0,60$ para $D/T = 0,3$, o que nos leva a:

$$N = 1,381 / [0,60 \cdot (0,93)^3] = 2,862 \text{ rps}$$

10. Cálculo do NRe para 2,862 rps:

$$\text{NRe} = [1.000 \cdot (2,862) \cdot (0,93)^2] / 5 = 495$$

11. Para o NRe = 495 e $D/T = 0,3$ encontramos $K_p = 0,60$ na figura 5, o que torna a concordância muito boa, podendo-se interromper as iterações.

12. Determinação da potência necessária para a rotação de 2,862 rps.

Deve-se corrigir o diâmetro da turbina, devido aos efeitos da viscosidade do fluido agitado, através da expressão:

$$D = D_T \cdot C_F \tag{63}$$

onde D_T é o diâmetro corrigido e C_F é o fator de correção da viscosidade, retirado da tabela 25.

Assim, para o $NRe = 495$, retira-se $C_F = 0,99$ e

$$D_T = 0,93/0,99 = 0,94 \text{ m}$$

TABELA 25 - Fator de correção da viscosidade para o diâmetro da turbina de lâmina inclinada.

NRe	C_F	NRe	C_F
700	1,00	100	0,91
500	0,99	80	0,90
400	0,98	70	0,89
300	0,97	60	0,88
200	0,95	50	0,87
150	0,93		

Calcula-se finalmente a potência do impulsor pela equação

$$P = D_T^5 \cdot m \cdot \rho \cdot N^3 \quad (64)$$

onde m é o número de turbinas, dado pela tabela 26.

Adotando-se $m = 1$ e substituindo os demais valores na equação (64), chega-se a potência de 17.205 kW.

Assim, numa aplicação onde a velocidade média do fluido igual a 0,183 m/s é necessária, precisa-se de uma potência de 17,2 kW para girar o impulsor a 2,862 rps para uma relação D/T igual a 0,3.

Outras relações D/T produzirão diferentes rotações e potências, as quais podem ou não serem valores padrões.

TABELA 26 - Número de impulsores para mistura.

Viscosidade (kg/m.s)	Impulsores (quantidade)	Distância do impulsor		Máxima relação Z/T
		fundo	superior	
até 25	1	Z/3	-	1,4
até 25	2	T/3	$(2/3) \cdot Z$	2,1
maior que 25	1	Z/3	-	0,8
maior que 25	2	T/3	$(2/3) \cdot Z$	1,6

Assim, torna-se prática comum partir de potências e rotações comercialmente disponíveis e calcular a velocidade média do fluido que será produzida para diferentes volumes e viscosidades.

Estas seleções de agitadores são então colocadas numa matriz volume, viscosidade e velocidade média do fluido, matriz essa apresentada no anexo A.

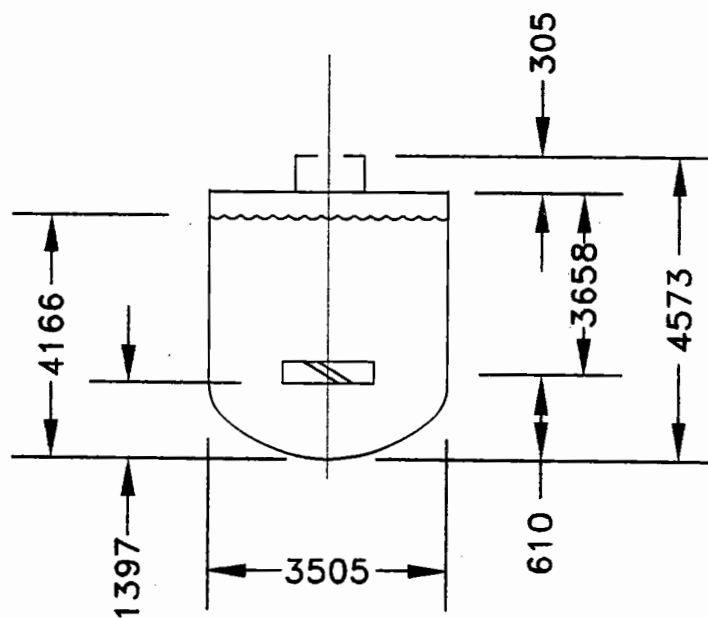
Anexo C**Análise de projeto para misturadores - exemplos.**

De HICKS et al. (1976).

Exemplo 1.

O tanque de estocagem de $45,46 \text{ m}^3$, esquematizado na figura 54, recebe o produto de uma bateria de reatores de batelada. O produto tem uma densidade igual a 1,05 com uma variação máxima de 0,05 e viscosidade de $4,9 \text{ kg/m.s}$ sem variação significativa entre as bateladas, sendo mantido no tanque por pelo menos dois dias.

Selecionar o sistema de agitação, supondo a mistura de dois fluidos miscíveis.



Dimensões em mm

FIGURA 54 - Geometria e dimensões do tanque do exemplo 1.

Este problema requer um baixo nível de resposta dinâmica, pois envolve a mistura de fluidos miscíveis com pequenas diferenças de densidade e pouca variação de viscosidade.

Na tabela 1, percebe-se que é apropriada a escala de agitação 1 ou 2, porém, como não foi estabelecido nenhum grau de uniformidade e o tempo de residência é longo, adotaremos o nível 1.

Entrando agora na tabela 23 para uma escala de agitação igual a 1 e um volume equivalente de 45,46 m³, seleciona-se o agitador de 2,24 kW e 1,40 rps.

Exemplo 2.

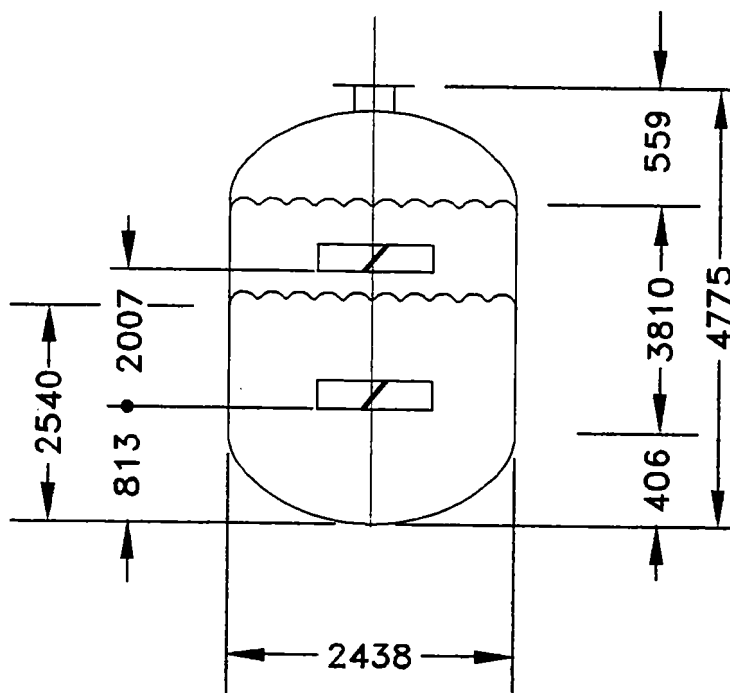
O produto residual de uma reação, de densidade 1,3 e viscosidade 5,0 kg/m.s é coletado num vaso de 22,73 m³ numa profundidade total de 2,54 m. São adicionados 9,34 m³ de ácido de densidade 1,05 e viscosidade 0,001 kg/m.s para neutralizar o resíduo. Este procedimento eleva o nível de líquido até a linha tangente superior do vaso, cujas dimensões são dadas na figura 55.

Selecionar o agitador para este sistema.

Neste exemplo, deve-se primeiro notar que o volume equivalente é

$$V_{eq} = 22,73 \cdot 1,3 = 29,55 \text{ m}^3$$

e que pode ser feita interpolação entre as tabelas de seleção.



Dimensões em mm

FIGURA 55 - Geometria e dimensões do tanque do exemplo 2.

Da tabela 1, adotaremos o nível de agitação 3.

Após a adição do ácido, tem-se $Z/T = 1,73$ que nos leva a adoção de duas turbinas de lâminas inclinadas, conforme a tabela 26.

Utilizaremos a tabela 23, válida para viscosidade de 5 kg/m.s , com nível 3 e volume equivalente de $22,73 \text{ m}^3$, mesmo sabendo que o volume equivalente real é maior, pois a adição do ácido irá diluir o resíduo para uma viscosidade inferior a 5 kg/m.s . Assim, o desvio no volume equivalente compensa o desvio na viscosidade.

Tem-se então quatro combinações potência/rotação, a saber: $5,59 \text{ kW} / 2,08 \text{ rps}$, $3,73 \text{ kW} / 1,67 \text{ rps}$, $3,73 \text{ kW} / 1,40 \text{ rps}$ e $2,24 \text{ kW} / 0,93 \text{ rps}$.

Para cada uma das quatro seleções de potência / rotação acima e considerando-se um sistema de dois impulsores, pode-se calcular os quatro diâmetros possíveis de turbinas através da equação (64).

O uso de chicanas é recomendável, visto que a fase ácida, de baixa viscosidade, irá "afinar" o resíduo.

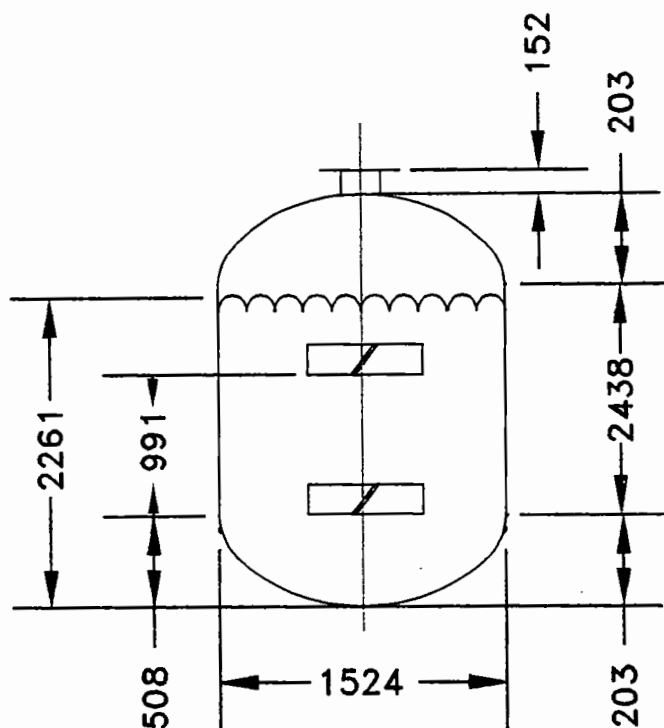
Exemplo 3.

Façamos uma análise preliminar dos requisitos de agitação para o reator de polimerização de $4,55 \text{ m}^3$, mostrado na figura 56.

O vaso possui uma camisa de resfriamento d'água nas laterais, no fundo e no topo. Os monômeros à serem polimerizados possuem uma densidade máxima de 0,95 e viscosidade inicial de 0,01 kg/m.s, sendo carregados no reator até um nível de 2,26 m. Simultaneamente carregados com os monômeros, estão 22,68 kg de um catalisador finamente dividido, iniciando-se a polimerização exotérmica cuja reação isotérmica prossegue até que a viscosidade da batelada atinja 25 kg/m.s. A reação é então interrompida e a solução de polímeros retirada do reator.

Primeiro, pode-se desprezar a presença dos traços sólidos pois os cerca de 23 kg do catalisador representam menos de 2% em peso da carga. Além disso, o catalisador irá se fixar lentamente, a medida que a viscosidade da batelada aumente com a polimerização.

Em segundo lugar, a variável primária a ser usada para projeto é a viscosidade máxima a ser atingida de 25 kg/m.s.



Dimensões em mm

FIGURA 56 - Geometria e dimensões do tanque do exemplo 3.

Em terceiro lugar, no início da polimerização a viscosidade será baixa e o monômero formará redemoinho rapidamente, sem o uso de chicanas. A medida que a reação avança, a viscosidade aumenta e o redemoinho diminui. Nesse momento os impulsores estabelecerão o padrão de fluxo desejado controlando a batelada.

Assim, devido ao fato da fase crítica da reação ocorrer durante a etapa final, de alta viscosidade, não são recomendadas chicanas.

Os níveis de agitação apropriados para reatores deste tipo são as escalas 10 e 7. A tabela 24 fornece as combinações potência / rotação apropriadas

para este caso. São elas: 29,83 kW / 2,08 rps ou 22,37 kW / 1,67 rps para o nível 10; 18,64 kW / 2,58 rps ou 11,19 kW / 1,40 rps caso seja adotado o nível 7.

Além disso seria necessária uma análise mecânica e econômica para otimizar a escolha do agitador, bem como um estudo de transferência de calor para garantir a polimerização exotérmica e isotérmica no reator.

Referências Bibliográficas

Bibliografia citada.

BOWEN, R.L. (1985) Agitation intensity: key to scaling up flow-sensitive liquid systems. Chemical Engineering, p.159-168, Mar.

DICKEY, D.S. (1984). Program chooses agitator. Chemical Engineering, p.73-81, Jan.

DICKEY, D.S.; HEMRAJANI, R.R. (1992). Recipes for fluid mixing. Chemical Engineering, p.82-89, Mar.

DONG, L.; JOHANSEN, S.T.; ENGH, T.A. (1994). Flow induced by an impeller in an unbaffled tank - I.Experimental. Chemical Engineering Science, v.49, n.4, p.549-560.

FASANO, J.B.; PENNEY, W.R. (1991). Avoid blending mix-ups. Chemical Engineering Progress, p.56-63, Oct.

FREITAS, P. (1993). Análises de relações potência/ velocidade para o projeto de agitadores com respostas dinâmicas desejadas. Botucatu, SP, 109 p. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista.

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

IBRAHIM, S. (1991). New currents in mixing. The Chemical Engineer, p.18-19, Nov.

JAHODA, M.; MACHON, V. (1994). Homogenization of liquids in tanks stirred by multiple impellers. Chemical Engineering Technology, n.17, p.95-101.

- KAMIENSKI, J. (1990) Mixing power of turbine-type impellers with divided, inclined blades. International Chemical Engineering, v.30, n.3, p.517-525.
- KING, R.L.; HILLER, R.A.; TATTERSON, G.B. (1988). Power consumption in a mixer. AIChE Journal, v.34, n.3, p.506-509.
- KOMORI, S.; MURAKAMI, Y. (1988). Turbulent mixing in baffled stirred tanks with vertical-blade impellers. AIChE Journal, v.34, n.6, p.932-937.
- LENG, D.E. (1991). Succeed at scale up. Chemical Engineering Progress, p.23-31, June.
- MacTAGGART, R.S.; NASR-EL-DIN, H.A.; MASLIYAH, J.H. (1993). Sample withdrawal from a slurry mixing tank. Chemical Engineering Science, v.48, n.5, p.921-931.
- PANDIT, A.B. et al. (1987). A multipurpose impeller. The Chemical Engineer, p.21, Sept.
- PANDIT, A.B. et al. (1989). The convex bladed mixed flow impeller: a multipurpose agitator. Chemical Engineering Science, v.44, n.11, p.2463-2474.
- PARKINSON, G. (1987). Made a mess of mixing? Try some proven answers. Chemical Engineering, p.32-35, June.
- PETERSEN, F.W.; KRUGER, S.; TEIRLINCK, P.A.M. (1993). Minimum power requirements for complete suspension of solid particles in an agitator. Separation Science and Technology, n.28, p.2247-2254.
- RAGHAV RAO, K.S.M.S.; JOSHI, J.B. (1988). Liquid-phase mixing and power consumption in mechanically agitated solid-liquid contactors. The Chemical Engineering Journal, v.39, p.111-124.

- RAMSEY, C.J.; KYSER III, E.A.; TATTERSON, G.B. (1989). Mixing and solid suspension by up-down agitators in a slab tank. AIChE Journal, v.35, n.7, p.1219-1223.
- RZYSKI, E. (1993). Liquid homogenization in agitated tanks. Chemical Engineering Technology, n.16, p.229-233.
- SHEN, Z.J.; BAIRD, M.H.I. (1991). The delta paddle mixing impeller - some hydrodynamic studies. Trans IChemE, v.69, part A, Mar.
- TILJANDER, P.; THELIANDER, H. (1993). Power consumption and solid suspension in completely filled vessels. Chemical Engineering Communications, v.124, p.1-14.

Bibliografia recomendada.

KREITH, F. (1977). Princípios da Transmissão de Calor. São Paulo: Editora Edgard Blucher.

MORETTI FILHO, J. (1982). Redação de dissertações e teses. Piracicaba, USP/ESALQ.

NAGATA, S. (1975). Mixing: Principles and Applications. New York: Wiley.

OLDSHUE, J.Y. (1984). Fluid Mixing Technology. New York, McGraw-Hill.

PFLEIDERER, C.; PETERMANN, H. (1979). Máquinas de Fluxo. Rio de Janeiro, Livros Técnicos e Científicos.

UHL, V.W.; GRAY, J.B. (1986). Mixing. Theory and Practice. New York, Academic Press.

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO (1993). Escola de Engenharia de São Carlos. Serviço de Biblioteca. Diretrizes para elaboração de dissertações e teses na EESC-USP. São Carlos.

Apêndice A

Balança de Mohr-Westphal

Dentre os métodos existentes para determinação da massa específica de uma substância, destaca-se a balança de Mohr-Westphal por agregar condições de precisão, robustez e simplicidade de operação.

Isto significa que, com baixo custo operacional, pode-se obter valores rápidos e precisos para medições de densidade de líquidos.

Seu princípio de funcionamento baseia-se num equilíbrio de momentos.

A figura 57 mostra a balança de Mohr-Westphal num ensaio para determinação da densidade de um xarope de açúcar.

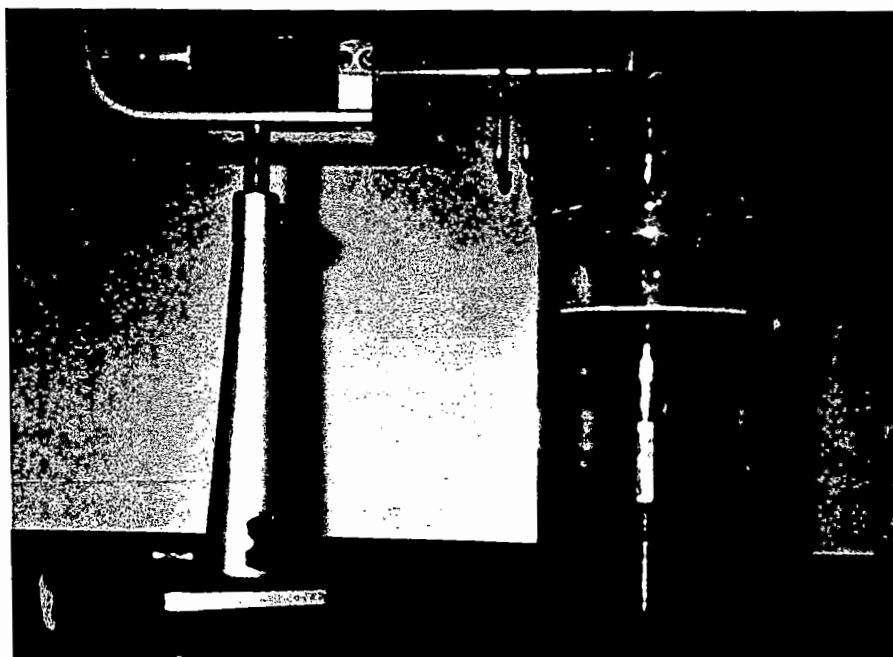


FIGURA 57 - A balança de Mohr-Westphal.

O flutuador, imerso no xarope contido no béquer, sofre a ação de um empuxo, que será compensado pelos pesos de massas colocadas em posições no braço da balança, graduado em centímetros, tal que seja possível a obtenção do equilíbrio.

A balança, com o flutuador apenas, deve ser inicialmente nivelada a seco, isto é, no ar.

Os pesos, ou cavaleiros, tiveram suas massas aferidas previamente numa balança de precisão marca Marte, modelo AL 500, conforme mostra a figura 58.



FIGURA 58 - Cavaleiro de 5 g sendo pesado.

O equacionamento para a balança de Mohr-Westphal é demonstrado a seguir.

Sendo:

M - momento

O - ponto correspondente a articulação do braço da balança e ao zero da escala

E - empuxo sofrido pelo flutuador

m_1, m_2, \dots, m_i - massas dos cavaleiros, iguais a 5 g, 0,5 g e 0,05 g

d_1, d_2, \dots, d_i - distâncias das massas m_1, m_2, \dots, m_i ao ponto O

V - volume do flutuador, igual a 5 cm^3

d - distância, do ponto O, onde é colocado o flutuador no braço da balança, igual a 10 cm

g - aceleração da gravidade

Temos:

$$\Sigma M_o = 0$$

$$E_f \cdot d = m_1 \cdot g \cdot d_1 + m_2 \cdot g \cdot d_2 + \dots + m_i \cdot g \cdot d_i$$

mas,

$$E_f = \rho \cdot g \cdot V$$

$$\therefore \rho = \left(\sum_{i=1}^n m_i \cdot d_i \right) / 5 \cdot 10^{-2} \quad (65)$$

onde a massa específica ρ sai em kg/m^3 , desde que se entre com m_i em gramas e d_i em centímetros.

Apêndice B

Tipos de açúcares

B.1 - Açúcares produzidos no Brasil

Segundo a ABNT, na sua NBR 9967, o açúcar é um sólido cristalino, orgânico, constituído basicamente por cristais de sacarose envolvidos ou não, por película de mel de alta ou baixa pureza.

Temos basicamente três tipos de açúcares produzidos atualmente em nosso país: o demerara, o cristal e o refinado.

O açúcar demerara não sofre processo de sulfitação e nem passa pela lavagem dos cristais, diferentemente dos outros dois tipos.

A sulfitação é um processo de purificação e de branqueamento e a lavagem é feita na centrifugação com água potável a 82 °C, sendo a operação denominada de afinação.

Assim, o açúcar demerara é mais escuro e úmido que o açúcar cristal, sendo produzido mais para matéria-prima de exportação, devido as dificuldades alfandegárias que o açúcar branco encontra em diversos países que protegem suas refinarias.

O açúcar demerara aqui produzido pode ser considerado de alta qualidade, com teor de sacarose de 98,5%.

Devido as suas características físicas, com facilidade para perder umidade e empedrar ou absorver umidade e melar, em função da umidade relativa do ar, deve ser embalado em pacotes a base de filmes de polietileno.

O método de ensaio segundo a NBR 7251 destina-se a determinação da massa unitária do agregado em estado solto, cuja definição é a do quociente de uma massa lançada num recipiente padrão pelo volume desse recipiente.

O recipiente padrão deve ser paralelepípedo de material metálico, com espessura apropriada ou reforço conveniente de modo a torná-lo indeformável.

O volume dessa caixa era de $5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$.

O recipiente é enchido por meio de uma pá, sendo o agregado lançado de uma altura de 10 a 12 cm do topo do recipiente.

Em seguida a superfície do agregado deve ser alisada com uma régua, quando se tratar do agregado miúdo, como é o caso do açúcar cristal.

O recipiente é então pesado com o material nele contido. A massa de açúcar é a diferença entre a massa do recipiente cheio e a massa do recipiente vazio.

A caixa aqui utilizada pesou 1,08 kg vazia numa balança marca Hobart-Dayton tipo 415.

Numa média de três medições, obteve-se o valor de 5,767 kg para a massa do recipiente cheio de açúcar cristal.

Assim, resultou para a densidade aparente do açúcar cristal ensaiado:

$$(5,767 - 1,08) / 5 \cdot 10^{-3} = 937,4 \text{ kg/m}^3$$

O açúcar cristal, que passa pelo processo de sulfitação e pela lavagem dos seus cristais na centrífuga, tem o seu teor de sacarose aumentado para até 99,8% e umidade inferior a 0,04%.

Caracteriza-se por ser um produto estável, não perdendo nem absorvendo umidade, desde que não seja exposto a grandes variações de temperatura e de umidade relativa.

O açúcar cristal de alta qualidade, isto é, com alto teor de sacarose, destina-se à exportação enquanto que o açúcar com teor abaixo de 99,5% se destina as refinarias nacionais.

O açúcar refinado no Brasil é obtido quase que exclusivamente a partir do açúcar cristal standard. O processo de refino consiste na dissolução do açúcar cristal bem como na remoção do material insolúvel e dos corantes naturais solúveis por processos físicos.

Cerca de 1/3 do açúcar consumido no Brasil é incorporado em produtos industrializados, contra 2/3 nos países desenvolvidos.

Pode-se dizer que, devido ao processo de colheita, transporte e moagem da cana de açúcar, são incorporadas impurezas e contaminantes ao produto, tais como metais pesados, pesticidas e microorganismos. Nesse sentido, os processos de cristalização e refino se traduzem em ferramentas de purificação, o que não acontece no açúcar demerara. Em alguns países, como nos Estados Unidos, a venda ao consumidor do açúcar demerara é proibida.

B.2 Método de ensaio - NBR 7251