

ESCOLA POLITECNICA DA UNIVERSIDADE DE SAO PAULO

Departamento de Engenharia Mecânica

Projeto Mecânico

ESTUDO DA AGITAÇÃO DE LIQUIDOS

Seleção e projeto

autor CHAN KIT

orientador LUIZ ROBERTO TERRON

(Depart. de Eng. Química)

1986

Agradecimentos ao professor Luiz Roberto Terron,
pela sempre paciente orientação, e ao engenheiro
Luis Carlos Franco (Setal), pela sugestão do
tema deste trabalho.

RESUMO

Este trabalho é um estudo geral da agitação de líquidos newtonianos, com viscosidades menores que 50000 cp, englobando apenas meios homogêneos. O seu propósito é servir como uma referência rápida para a seleção e avaliação de agitadores, tomando como base a literatura publicada.

Recomendações para as geometrias de vaso e rotores são dadas. Métodos de cálculo para a determinação de rotação e diâmetro de rotores; correlações para a potência consumida e transferência de calor são apresentados.

Não são abordadas:

- mistura contínua de fluidos por ejetores, bocais, misturadores estáticos etc.
- mistura de sólidos, pastas e materiais altamente viscosos (polímeros, resinas etc.)
- agitação por vibração de rotores
- seleção de componentes mecânicos (selos, mancais, redutores etc.)

INDICE

	Pág.
1. INTRODUÇÃO	
1.1 MISTURA E AGITAÇÃO	1
1.2 CONSIDERAÇÕES PRELIMINARES PARA A SELEÇÃO E PROJETO DE AGITADORES	1
1.3 DESCRIÇÃO GERAL DO EQUIPAMENTO PADRÃO	3
1.3.1 Rotor	4
1.3.1.1 Classificação dos rotores	4
1.3.1.2 Seleção de rotores	6
1.3.2 Vasos e chicanas	9
2. SISTEMAS LIQUIDO-LIQUIDO	
2.1 INTRODUÇÃO	10
2.1.1 Vasos de processo	10
2.1.2 Vasos de armazenagem	10
2.2 CRITERIOS DE PROJETO	11
2.2.1 Generalidades	11
2.2.2 Bombeamento do fluido no vaso agitado e escala de agitação	11
2.2.3 Relação da escala de agitação com outras variáveis	13
2.2.3.1 Velocidade de recirculação do vaso e a escala de agitação	13
2.2.3.2 Tempo de recirculação e a escala de agitação	14
2.2.3.3 Torque por unidade de volume e a escala de agitação	15
2.3 METODO DE CALCULO	16
2.3.1 Recomendações para a geometria do sistema	19
2.3.2 Recomendações para o nível de agitação	21
2.3.3 Escolha da rotação e cálculo do diâmetro do rotor	22
2.4 POTENCIA CONSUMIDA	23

2.5 TRANSFERÊNCIA DE CALOR	25
2.5.1 Coeficiente de transferência de calor por convecção da massa agitada (h_i)	26
2.5.2 Coeficiente de transferência de calor no interior de camisas e serpentinas (h_o)	28

NOMENCLATURA

BIBLIOGRAFIA

1. INTRODUÇÃO

1.1 MISTURA E AGITAÇÃO

A mistura de substâncias é uma operação muito frequente nos processos industriais, sendo bastante importante nas indústrias químicas, farmacêuticas, petroquímicas, de papel e celulose, de alimentos, de minérios etc.

Alguns autores distinguem o significado dos termos mistura e agitação. Mistura é a redução de desigualdades, ou gradientes de propriedades (temperatura, concentração, densidade etc.), de um ou vários componentes. Pode ser aplicado a sólidos, líquidos, gases e suas combinações.

Agitação é um modo particular de obter misturas. Caracteriza a movimentação circular de um fluido contido num vaso. Este trabalho discute apenas os agitadores que utilizam rotores, de vários tipos, imersos no fluido.

Sob o aspecto de aplicação, os agitadores podem ser usados para alcançar os seguintes propósitos:

PROPÓSITOS DA AGITAÇÃO	FINALIDADE DA AGITAÇÃO
Mistura de líquidos miscíveis	Meramente a solução de líquidos miscíveis entre si.
Mistura de líquidos imiscíveis	Lavagem de líquidos, extração, emulsificação.
Agitação em sistemas gás-líquido	Absorção ou dispersão de gases em líquidos (hidrogenação, aeração, lavagem de gases, cloração, etc.).
Agitação em sistemas sólido-líquido	Suspensões ou dissoluções de sólidos em líquidos, controle de crescimento de cristais, redução de tamanho de partículas, floculação de precipitados, lixiviação, reação química.
Agitação em sistemas trifásico (gás-líquido-sólido)	Reação química, fermentação.
Transporte de calor	Aquecimento ou resfriamento de líquidos, suspensões ou emulsões.

TABELA 1
Propósitos da
agitação
(de Terron, 86)

1.2 CONSIDERAÇÕES PRELIMINARES PARA A SELEÇÃO E PROJETO DE AGITADORES

Em muitos aspectos, o projeto de um agitador continua sendo uma arte, baseada em experiência acumulada por fabricantes e usuários. Nas aplicações mais comuns, todavia, podemos seguir uma abordagem organizada e simples que satisfaz os principais requisitos de processo.

No projeto da maioria dos equipamentos de processo, geralmente procuramos definir e alcançar um objetivo bem claro e compreendido. Por exemplo, o projeto de uma torre de destilação começaria com a especificação do grau de separação desejado. As condições de processo, número de bandejas, altura e diâmetro da coluna etc., seriam calculadas com base nas correlações estabelecidas para a eficiência de estágios e performance hidráulica.

Nos equipamentos de agitação, a grande variedade de aplicações e a falta de um critério comum para avaliar o desempenho dificultam a especificação e seleção. Muitas vezes, são usadas declarações imprecisas para expressar o resultado desejado, tais como:

- fornecer agitação suficiente para promover reação química
- promover contato sólido-líquido
- misturar dois líquidos até a uniformidade
- dispersar gás para promover reação
- fornecer agitação (leve, média, violenta)

Os procedimentos apresentados a seguir têm a função de melhorar a comunicação dos requisitos de agitação, bem como traduzir essas informações nos equipamentos apropriados (ver Gates et alii, 75).

O projeto de um agitador tem três aspectos principais: processo, cálculo de potência consumida e projeto mecânico.

- PROCESSO

É a escolha e especificação do agitador que satisfaça os requisitos de processo. Inclui considerações sobre a mecânica de fluidos do rotor (padrões de fluxo, vazão e cisalhamento produzido etc.), regime de fluxo (laminar, transição ou turbulento), mudança de escala ("scale-up") etc.

São considerados os seguintes aspectos nesta etapa:

- a. Características do material: quantidade e propriedades;
- b. Objetivos de processo: transferência de massa, reação química, transferência de calor, homogeneização etc.;
- c. Resposta dinâmica: velocidade média do fluido, dispersão visual, tempo de recirculação, nível de suspensão de sólidos etc.;
- d. Obtenção de dados em equipamentos de escala reduzida (bancada piloto, semi-industrial) e "scale-up".

- POTÊNCIA CONSUMIDA

É a potência consumida apenas para a agitação, sem considerar perdas mecânicas em selos, redutores etc.

- e. Correlações envolvendo potência, rotação e diâmetro

- PROJETO MECANICO

f. Rotor

g. Eixo (ressonância etc.)

h. Selos etc.

Vamos, aqui, tratar apenas dos dois primeiros aspectos.

É importante notar a diferença entre uma descrição baseada em observações visuais e o resultado de processo. Em alguns casos, a simples descrição da resposta dinâmica não caracteriza o resultado desejado.

1.3 DESCRIÇÃO GERAL DO EQUIPAMENTO PADRAO

O arranjo básico do equipamento está mostrado na fig.1.

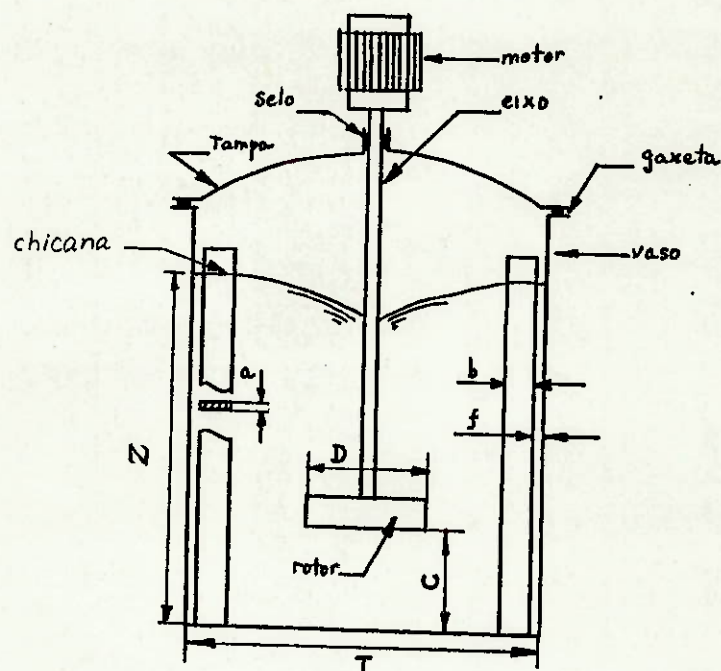


FIGURA 1

Arranjo básico do
agitador
(ver nomenclatura)

Em aplicações especiais, como tanques de armazenagem de petróleo ou suspensão de polpa de papel, são usados agitadores de entrada lateral, com eixo horizontal (fig.2).

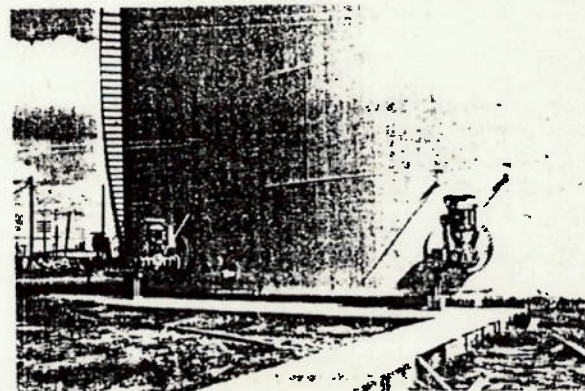
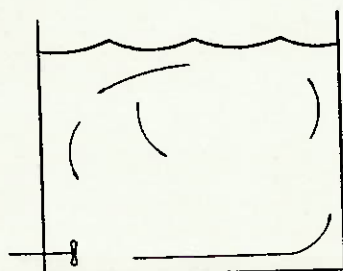


FIGURA 2

Agitadores de
entrada lateral

1.3.1 ROTOR

1.3.1.1 CLASSIFICAÇÃO DOS ROTORES

A figura 3 mostra a enorme variedade de rotores que tem sido usada ao longo dos anos. Seria inviável se cada nova aplicação exigisse o projeto de um novo rotor, portanto, os rotores são geralmente construídos em séries geometricamente semelhantes a alguns modelos padrões.

Entretanto, os fabricantes também lançam modelos próprios, que procuram melhorar o desempenho das geometrias mais conhecidas. Cabe ao usuário avaliar as qualidades dos modelos propostos.

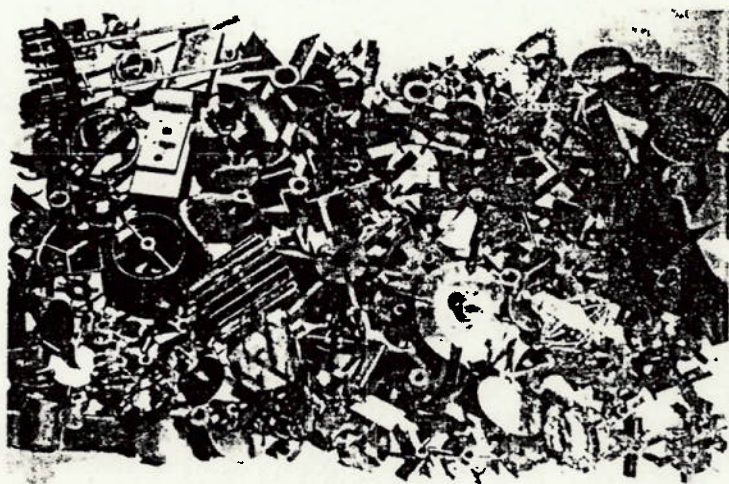


FIGURA 3

Grande variedade de rotores

Existem várias formas de se classificar os rotores (Uhl e Gray, 66, cap.3; Rase, 77, cap.8; McCabe e Smith, 67, cap.9). Neste trabalho, escolheu-se dividi-los em duas categorias gerais: fluxo axial e fluxo radial, descritos a seguir.

ROTORES DE FLUXO AXIAL

São rotores onde o fluxo principal ocorre ao longo do seu eixo. Um padrão de fluxo típico, criado dentro do vaso é mostrado na fig.4.

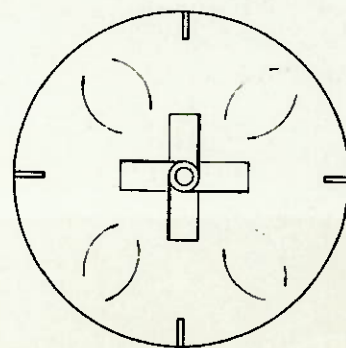
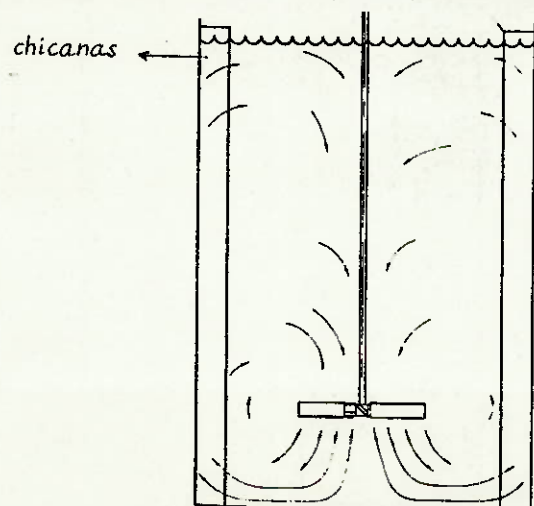
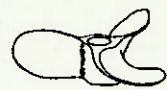


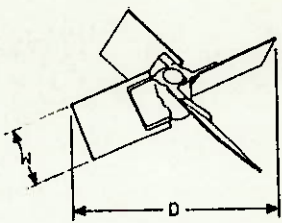
FIGURA 4

Tipo de escoamento para rotores axiais

Os modelos mais conhecidos dos rotores de fluxo axial estão na fig.5.



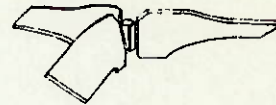
5a.
Hélice



5b
Turbina de pás inclinadas
de 45°

$$W = 1/50$$

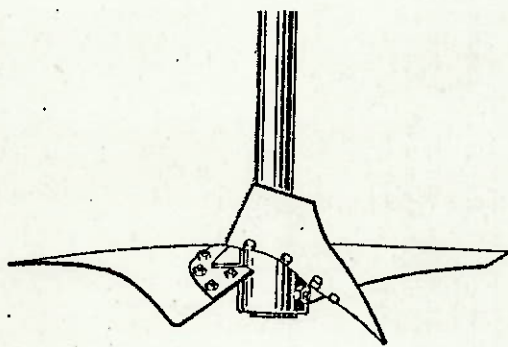
$$\alpha = 45^\circ$$



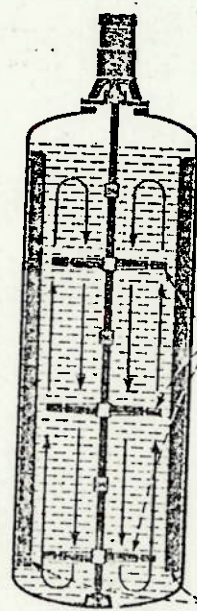
5c
Turbina com ângulo
e largura de pá
variável

FIGURA 5 Rotores de fluxo axial

Como exemplo, a figura 6 mostra modelos propostos por fabricantes.



6a
Rotor de alta vazão



6b
Agitador MIG
(rotores de impulso
multiestágios)

FIGURA 6

Modelos de rotores propostos
por fabricantes

ROTORES DE FLUXO RADIAL

O fluxo ocorre principalmente na direção do raio do rotor. A fig.7 mostra um padrão de fluxo típico, criado dentro do vaso.

Os modelos mais comuns estão mostrados na figura 8.

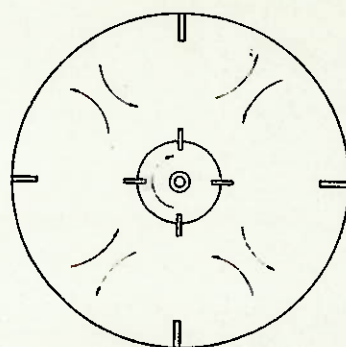
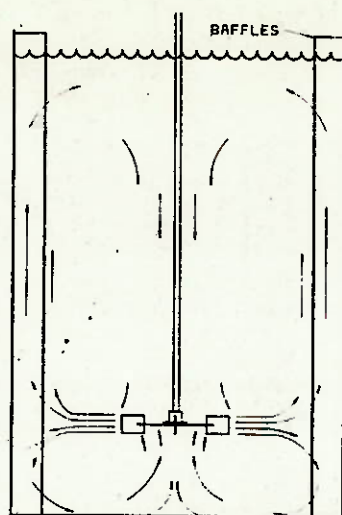
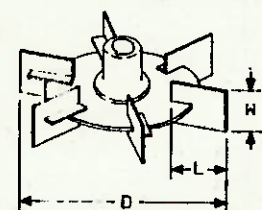
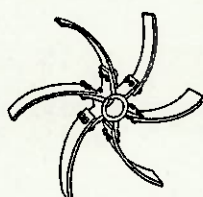


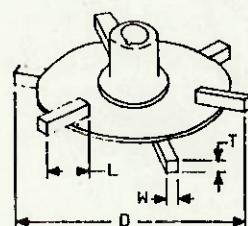
FIGURA 7
Tipo de escoamento
em rotores de
fluxo radial



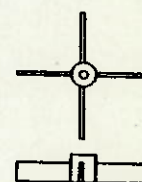
8 a.
Turbina-disco de
pás retas



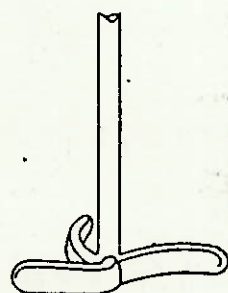
8 b.
Turbina de
pás curvas



8 c
Turbina-disco
com barras



8 d.
Turbina de
pás retas



8 e.
Rotor de
aço vitrificado
(Pfaudler)

FIGURA 8
Rotores de fluxo radial

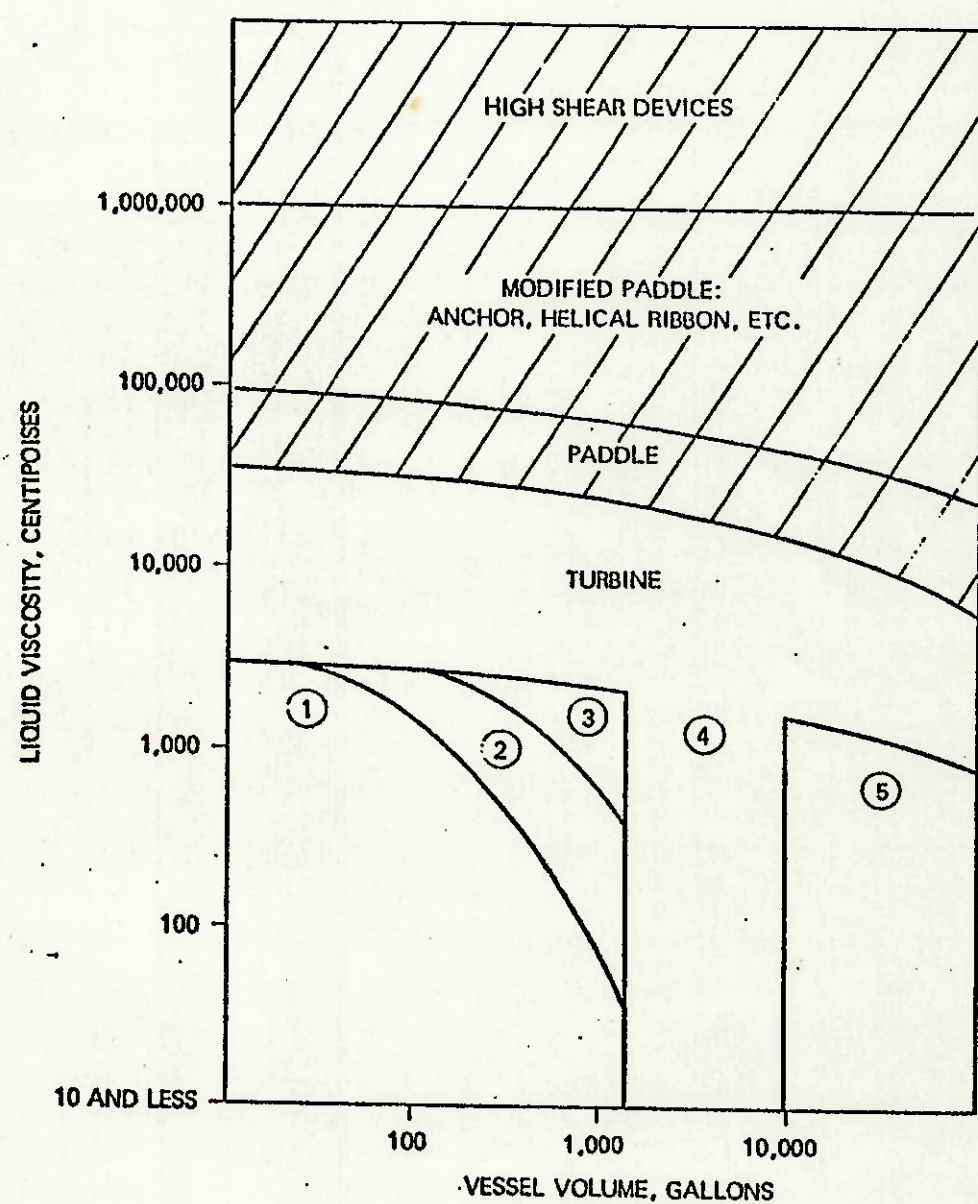
Rotores para líquidos muito viscosos, pastas e sólidos, casos não estudados aqui, podem ser vistos na literatura (Oldshue, 83 etc.).

1.3.1.2 SELEÇÃO DE ROTORES

A escolha do melhor tipo de rotor, sob o aspecto de economia e eficiência de operação, depende do tamanho do tanque, propriedades do fluido, e do resultado desejado. Em muitos aspectos, esta tarefa conserva uma alta dose de empirismo. Entretanto, existem recomendações

, gráficos e tabelas, baseados em experiência acumulada, que auxiliam nessa escolha. Este ponto será melhor discutido nas aplicações.

Um gráfico típico para a seleção de agitadores está na fig.9. Ele leva em conta a viscosidade e o volume da massa líquida a ser agitada.



Area	Recommendation
1	Turbine or top-entering, 1750 rpm propeller
2	Turbine or top-entering, 1150 rpm propeller
3	Turbine or top-entering, 420 rpm propeller
4	Turbine
5	Turbine or side-entering propeller

FIGURA 9

Gráfico para seleção de agitadores

As diferentes aplicações da agitação (veja tabela 1) requerem ora capacidade de bombeamento do rotor, ora sua tendência de promover cisalhamento e turbulência. Portanto, essas características devem ser bem dosadas para atender à aplicação desejada. A fig.10 mostra a variação dessas quantidades nos rotores axiais e radiais.

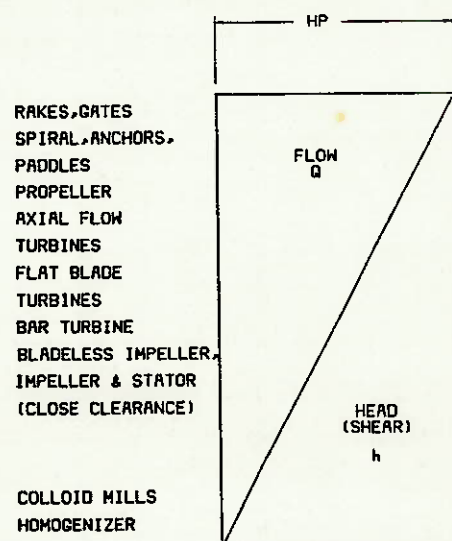


FIGURA 10

Variação da capacidade de bombeamento (Q) e cisalhamento (h) nos rotores

(de Oldshue, 83)

Veremos, em itens seguintes, que esse conceito é importante na escolha do tipo de rotor.

Para agitação de líquidos miscíveis, os rotores de fluxo axial são os mais utilizados: hélice e turbina axial.

Os agitadores de hélice, de eixo vertical, podem ser economicamente aplicados em agitações "leves", transferência de calor e outros objetivos de processo que necessitem de baixa intensidade de agitação. Além disso, eles podem ser úteis para algumas operações produzidas por alto cisalhamento (alta velocidade periférica das pás), tais como mistura de líquidos com grande diferença de viscosidade, e dispersão de sólidos.

A aplicação econômica é geralmente limitada pelos seguintes fatores:

- viscosidade máxima de aproximadamente 3000 cp
- diâmetro econômico máximo: 6 metros
- potência máxima: 3 a 5 HP
- altura máxima do vaso, limitado pelo comprimento do eixo: 2,5 m

Observando as recomendações, teremos capacidades máximas em torno de 5600 litros.

Algumas limitações comuns para a aplicação de turbinas são:

- viscosidade máxima em torno de 20.000 cp
- comprimento máximo do eixo, sem mancal de pé: 5 metros. Todavia, eixos não suportados de até 9 m podem ser economicamente projetados para algumas aplicações

- volume máximo do vaso: 75 m³. Maiores capacidades são projetos

especiais.

1.3.2 VASOS E CHICANAS

Vasos cilíndricos verticais com fundo chato ou arredondado são os geralmente usados em sistemas de agitação.

A agitação de líquidos de baixa densidade em vasos sem chicanas, com rotores axiais ou radiais, tende a produzir vórtices (ver fig.11).

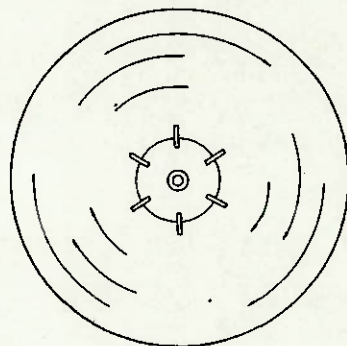
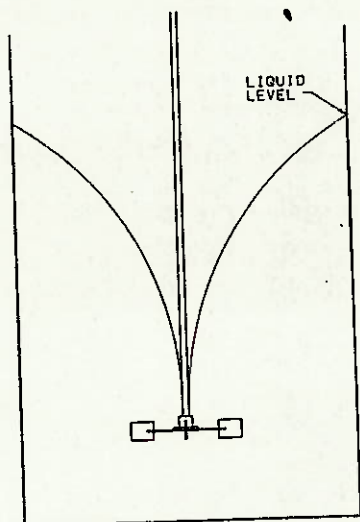


FIGURA 11

Formação de vórtice
em vasos sem chicanas

A formação de vórtices é quase sempre indesejável por causa do tipo de escoamento produzido e da vibração no eixo. A instalação de chicanas elimina os vórtices e promove o tipo de escoamento apropriado. Outro recurso usado é a colocação do eixo deslocado do centro, geralmente em agitadores pequenos com rotores de tipo hélice (fig.12), mas a eficiência não é tão alta.

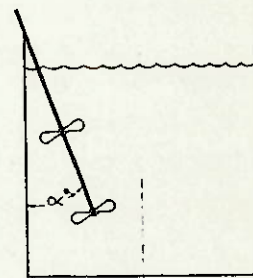
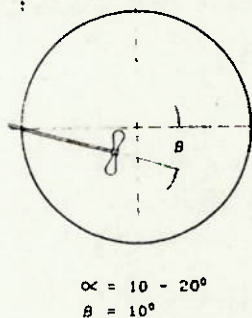
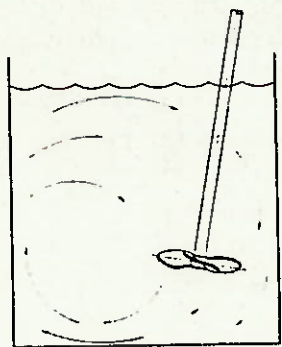


FIGURA 12 Eixo do agitador deslocado do centro

Maiores recomendações sobre chicanas e vasos serão dadas nas aplicações.

2. SISTEMAS LIQUIDO-LIQUIDO

2.1 INTRODUÇÃO

Os líquidos podem ser miscíveis ou imiscíveis entre si. O caso de imiscíveis não será estudado aqui, e a literatura pode ser consultada (ver Oldshue, 83).

Aqui tratar-se-á, principalmente, do caso onde os líquidos são miscíveis entre si, conhecido também como simples mistura.

Sob o aspecto de operação, podemos classificá-la em duas categorias: vasos de processo (reatores etc.) e os vasos de armazenagem.

2.1.1 Vasos de processo

Podem operar em bateladas ou continuamente, e estão diretamente ligadas ao circuito de produção. Como tal, podem ser frequentemente carregadas ou esvaziadas e fornecem material para os equipamentos subsequentes.

Um tubo de alimentação introduz material no fluido já em movimento, produzindo tempos de mistura menores. Norwood e Metzner (60) observaram que a maior parte da ação de mistura ocorre em pequenas zonas, perfeitamente misturadas, próximas ao rotor. Consequentemente, o tempo total para se obter a mistura está fortemente relacionado com a capacidade do rotor circular o conteúdo através da zona do rotor.

2.1.2 Vasos de armazenagem

São acumuladores onde várias bateladas são armazenadas por um tempo relativamente longo. São enchidos e esvaziados com pouca frequência, e requerem normalmente a uniformização de várias camadas, ou estratos, diferentes.

A mistura de estratos acontece em duas etapas:

- mistura propriamente dita, que ocorre na zona de turbulência próxima ao rotor;
- "erosão" da interface entre os estratos, que é mais lenta que a própria mistura.

Em grandes tanques de armazenagem de óleo ou gasolina (fig. 2), o nível de potência é baixo, da ordem de 10 W/m³. Usa-se, normalmente, agitadores de entrada lateral com rotores de hélice. O projeto desses agitadores foi normalizado pelos fabricantes. A especificação da potência do motor fixa todas as dimensões mecânicas, exceto pequenas

variações no diâmetro da hélice, que depende da densidade do fluido. A especificação de um modelo padrão é normalmente mais econômica.

Recomendações mais detalhadas não serão discutidas aqui, mas podem ser encontradas em Oldshue(83), Uhl e Gray(66) e catálogos de fabricantes.

2.2 CRITÉRIOS DE PROJETO

2.2.1 GENERALIDADES

Agitadores com eixo vertical são os mais usados em vasos de processo, pois para uma mesma potência, têm maior capacidade de bombeamento (menores tempos de mistura). Como operam a rotações mais baixas, com rotores maiores, resultam maiores torques e agitadores mais caros que os de entrada lateral. Uma avaliação global deve levar em conta as peculiaridades do sistema.

Dois tipos de rotores podem ser usados: fluxo axial e fluxo radial.

Rotores de fluxo axial promovem uma circulação repetitiva através da zona de alta turbulência, pelo circuito único de fluxo paralelo ao eixo do rotor (ver fig.4).

Em rotores de fluxo radial, é típico a formação de dois circuitos de fluxo: um acima e outro abaixo da linha de centro horizontal do rotor (ver fig. 7). São esperados maiores tempos de mistura, bem como maiores potências consumidas para a mesma operação.

Sistemas onde o escoamento do fluido exerce grande influência na sua realização são, portanto, melhor tratados por rotores de fluxo axial (hélices, turbinas de pás inclinadas etc.).

2.2.2 BOMBEAMENTO DO FLUIDO NO VASO AGITADO E ESCALA DE AGITAÇÃO

Agitadores são como bombas (sem carcaça) usadas para colocar todo o fluido contido num vaso em movimento. A capacidade total de bombeamento, ou circulação, de um rotor em um vaso é dada por:

$$q = N_o N D^3 \quad (\text{eq. 1})$$

onde q : vazão fornecida pelo rotor

N_o : número de fluxo (adimensional)

N : rotação do rotor

D : diâmetro do rotor

A vazão q pode ser medida experimentalmente de várias maneiras: tubos de pitot, anemômetros de fio quente, medidores de hélice,

medidores eletromagnéticos, velocímetro de efeito Doppler a laser. Informações mais detalhadas podem ser obtidas em Oldshue(83) e Nagata(76).

O número de fluxo (N_f) depende dos seguintes fatores:

- tipo e geometria do rotor
- relação D/T
- número de Reynolds do rotor (ver nomenclatura)

A resposta dinâmica em sistemas sensíveis ao fluxo é representada por um termo chamado 'intensidade de agitação'. Quando da introdução desse conceito, há cerca de vinte anos atrás, a intensidade de agitação foi classificada por Weber (63) em três níveis: leve, média e violenta. Entretanto, na época não havia concordância sobre o parâmetro que a quantificava. Poderia ser um, ou vários, dos seguintes:

- velocidade média do fluido
- potência por unidade de volume
- velocidade da ponta do pá
- velocidade de recirculação do conteúdo
- tempo de recirculação. (ver Bowen, 85)

Porém recentemente, Hicks et alli (76) e Dickey (84) propuseram o uso da velocidade "média" do fluido v_b como sendo a melhor variável de quantificação :

$$v_b = q/A \quad (\text{eq. 2})$$

onde v_b : velocidade média do fluido

q : vazão produzida pelo rotor

A : área da seção transversal do vaso

As intensidades "leve" a "violenta" são expressas por valores de v_b entre 6 a 60 pés/min (1,8 m/min a 18 m/min).

Uma escala de 1 a 10 foi definida pelos autores para este intervalo:

$$N_i = v_b / 6 \quad (\text{pés/min} / \text{pés/min})$$

$$\text{ex.: } N_i = 6 \quad , \quad v_b = 6 \times 6 \quad (\text{pés/min}) = 36 \quad (\text{pés/min})$$

Nível de agitação N_i	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10

Velocidade média do l										
fluido v_b (pés/min)	6	12	18	24	30	36	42	48	56	60

Em agitadores que operam por bateladas, o fluxo na seção transver-

sal do vaso não é unidirecional, como sugere a equação 2.

Normalmente, o fluxo é dirigido para baixo na região em torno do centro (ver fig. 4). Velocidades localizadas variam muito em todo o vaso, alcançando o valor máximo logo na saída do rotor.

A velocidade calculada pela eq.2 tende a produzir um valor conservativo, possivelmente 1/4 da velocidade máxima. Todavia, fornece um parâmetro útil para correlacionar-se resultados entre vasos de geometrias diferentes.

Os resultados observados pelos autores com a variação de v_b foram correlacionados com a escala N_r . Construiu-se, então, tabelas de recomendações para resultados desejados, que levam em conta as propriedades dos componentes (viscosidade, densidade etc.).

A seção 2.3 discutirá um método de cálculo baseado nessas recomendações.

A seguir, discutir-se-á a relação entre N_r e outras variáveis.

2.2.3 RELAÇÃO DA ESCALA DE AGITAÇÃO COM OUTRAS VARIÁVEIS

(ver Bowen, 85)

2.2.3.1 Velocidade de recirculação do vaso e a escala de agitação

A velocidade de recirculação do conteúdo do vaso já foi sugerido como um critério para a intensidade de agitação. Ela varia linearmente com as velocidades do fluido, e é expressa por:

$$q / V \quad \text{onde } q: \text{ vazão fornecida pelo rotor}$$

$$V: \text{ volume do vaso}$$

$$q = v_b \cdot A = 6 N_r \pi (T^2/4)$$

$$V = A \cdot Z$$

$$Z: \text{ altura de líquido}$$

$$T: \text{ diâm. do vaso}$$

Multiplicando o numerador e denominador por T , obtemos:

$$V = (\pi T^2/4) \cdot Z \cdot (T/T) = (\pi T^3/4) \cdot (Z/T)$$

$$\frac{q}{V} = \frac{6 N_r \pi (T^2/4)}{(\pi T^3/4)(Z/T)} = \frac{6 N_r}{T(Z/T)} = \frac{6 N_r}{Z} \quad (\text{eq. 3})$$

Portanto, a velocidade de recirculação varia diretamente com a escala de agitação e inversamente com o diâmetro do vaso e a relação Z/T (ou inversamente com Z).

Rearranjando, podemos obter também:

$$\frac{q}{V} = \frac{N_r}{V^{1/3} (Z/T)^{2/3}} \quad (\text{eq. 4})$$

isto é, q/V varia inversamente com $V^{1/3}$ e $(Z/T)^{2/3}$.

A velocidade de recirculação é, portanto, menor para altos níveis de líquido e maior para baixos.

A partir da equação 4, podemos substituir valores para N_r e V (com $Z/T=1$) e obter o gráfico da fig.13.

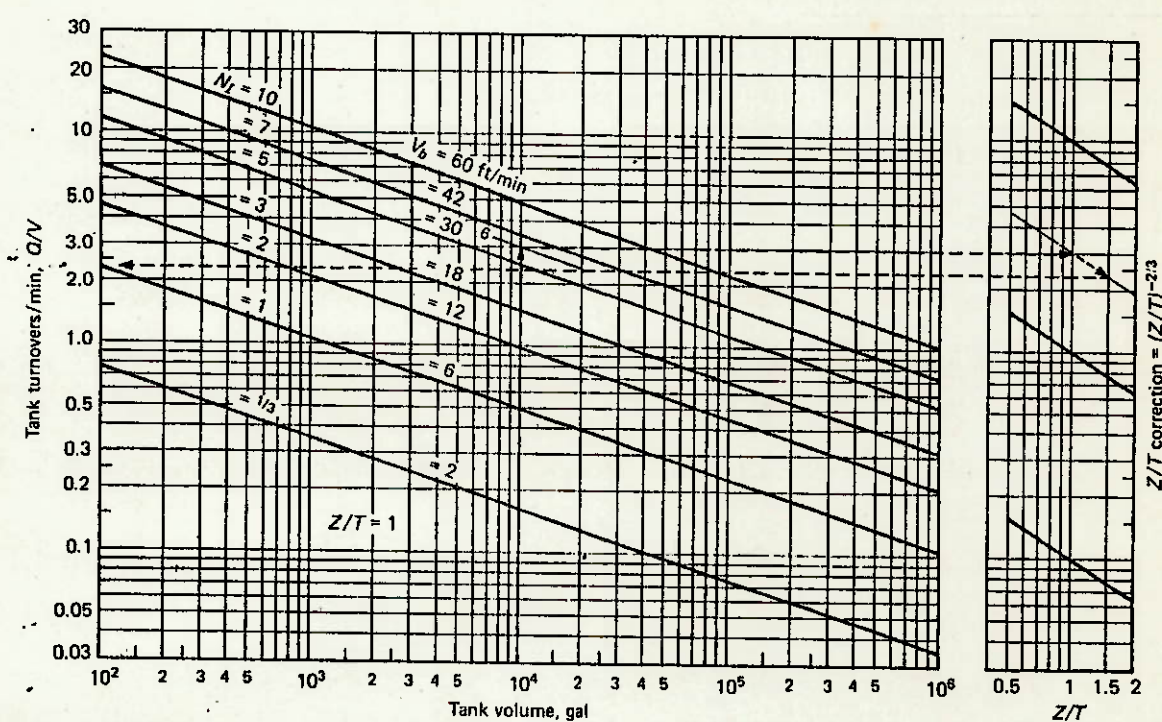


FIGURA 13 Gráfico da veloc. de recirculação x volume do vaso

Uma escala a direita do gráfico corrige para valores de $Z/T = 1$.

No exemplo indicado :

$$\begin{aligned} N_r = 6, V = 10000 \text{ gal}, Z/T=1 &\Rightarrow q/V = 3,0 \\ \text{corrigindo para } Z/T=1,5 &\Rightarrow q/V = 2,3 \end{aligned}$$

2.2.3.2 Tempo de recirculação e a escala de agitação

É o tempo necessário para circular o conteúdo do vaso uma vez. É expresso simplesmente por V/q , o inverso da velocidade de recirculação:

$$\theta_r = \frac{V}{q} = \frac{(Z/T)^{2/3} V^{1/3}}{N_r} \quad (\text{eq. 5})$$

A fig. 14 mostra um gráfico da variação de θ_r com V (para $Z/T=1$); uma escala a direita corrige para valores de $Z/T \neq 1$.

Recentemente, Bathija(82) usou o tempo de recirculação para quan-

tificar a intensidade de agitação.

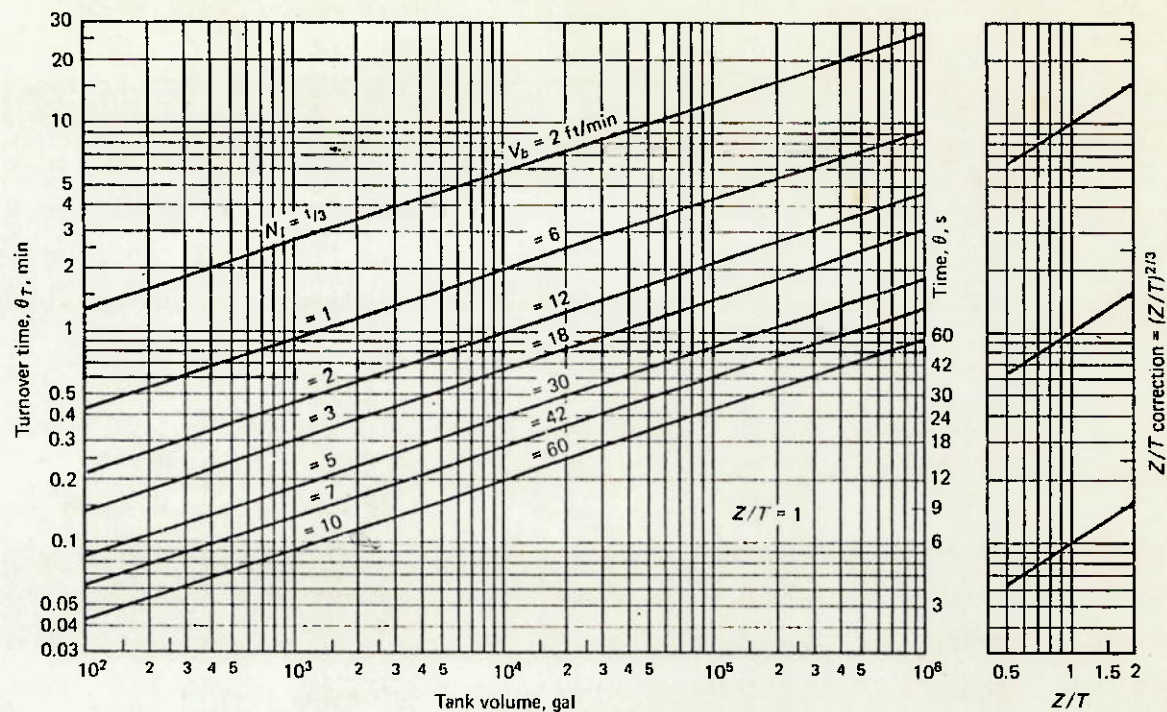


FIGURA 14

Gráfico do tempo de recirculação x volume do vaso

2.2.3.3 Torque por unidade de volume e a escala de agitação

A relação torque por volume foi outro critério sugerido para mudança de escala (Uhl e Gray, 66). Em vasos geometricamente semelhantes, com $N_1 \cdot D_1 = N_2 \cdot D_2$, teremos torque/vol. como quantidade fixa:

$$\frac{T_{02}}{V_2} = \frac{T_{01}}{V_1}$$

Para rotores de pás inclinadas de 45 (fig. 5), deduzimos a seguinte equação:

$$\frac{T_{02}}{V} = \frac{3,27 N_p \rho N_r^2}{(Z/T)} \quad (\text{eq. 6})$$

Ela mostra que, para um mesmo fluido (ρ) e Z/T fixo, T_0/V é proporcional ao quadrado de N_r .

A potência consumida pelo agitador é kT_0N . Se T_0/V for constante, P/V (pot. por unid. de volume) será proporcional a N (rotação) para agitadores geometricamente semelhantes. Para um mesmo valor de N_1 , ND

será constante e N varia com $1/D$.

Por exemplo, em um scale-up de razão 5, $D_2 = 5D_1$, $N_2 = 1/5N_1$ e P_2/V_2 seria apenas $1/5 P_1/V_1$ (vaso menor). Este critério é, portanto, bem diferente daquele usado há cerca de vinte anos atrás, quando se mantinha P/V (pot. por unid. de volume) constante na mudança de escala.

2.3 METODO DE CALCULO

Como os rotores de fluxo axial são os mais adequados para a aplicação em simples mistura, pois nesse caso é sensível ao fluxo, pode-se fazer uma escolha preliminar entre hélice e turbina usando-se a figura 9.

Para o caso de hélices, pode-se encontrar nos catálogos de fabricantes tabelas que relacionam diâmetro e potência para a agitação de água, e às vezes, comprimentos máximos de eixo. O princípio do cálculo para hélices é o mesmo do empregado para turbinas.

Este método baseia-se no conceito de escala de agitação N_1 e no conhecimento da capacidade de bombeamento da turbina, dada pela eq.1:

$$q = N_0 \cdot N \cdot D^3$$

O conhecimento do número de fluxo N_0 é, portanto, item fundamental no método.

Cada turbina tem a sua própria curva de N_0 (fig.15). Pode-se notar que ela é constante em relação ao número de Reynolds do rotor nos regimes turbulento e laminar, e variável no regime de transição. A turbina de pás inclinadas de 45 graus é a mais usada, e sua curva está disponível na literatura (veja fig.15). Outros modelos têm características que não foram publicadas, sendo muitas vezes conhecidas apenas pelos fabricantes.

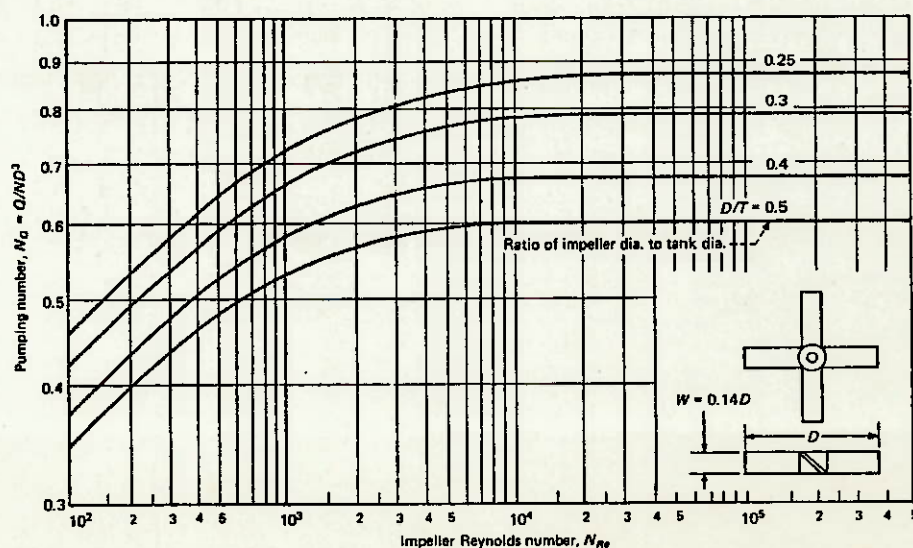


FIGURA 15

Curva de
 $N_0 \times Re_{rotor}$
para a turbina de pás
inclinadas de 45°

O método será aplicado a turbina de pás inclinadas, mas poderá ser ampliado com a inclusão de outras curvas ou valores de N_Q . Ele permitirá a determinação de um par diâmetro-rotação que satisfaz os requisitos de processo. A potência consumida será resultado do par escolhido. A transferência de calor pode ser estimada pelas correlações apresentadas.

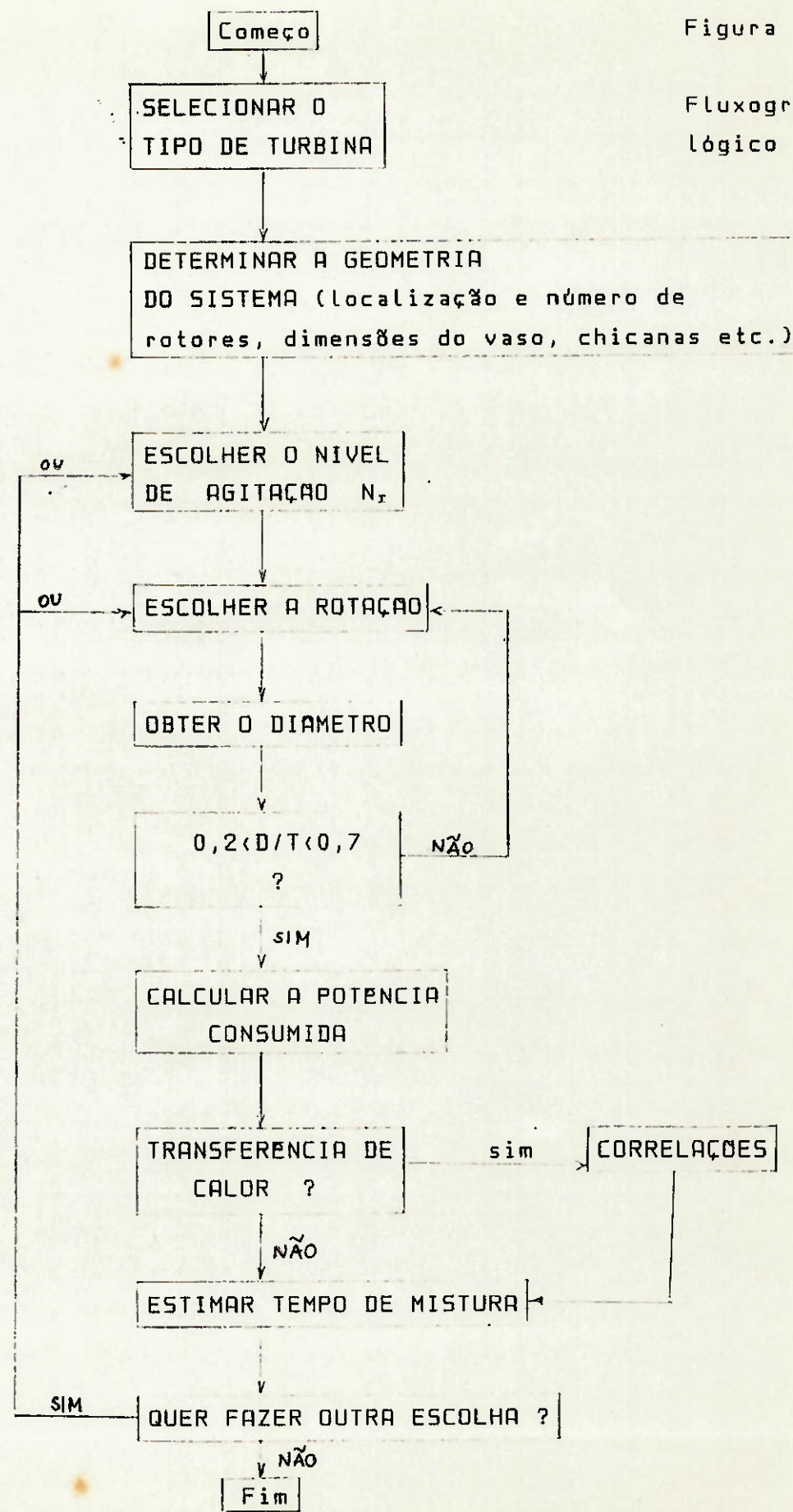
A tabela 2 traz valores de N_Q para diversos rotores, no regime turbulento.

O projeto do agitador envolve os passos apresentados no fluxograma lógico da figura 16.

TABELA 2

Valores experimentais do n : de fluxo (N_Q) para rotores de fluxo axial, segundo vários autores (de Oldshue, 83)

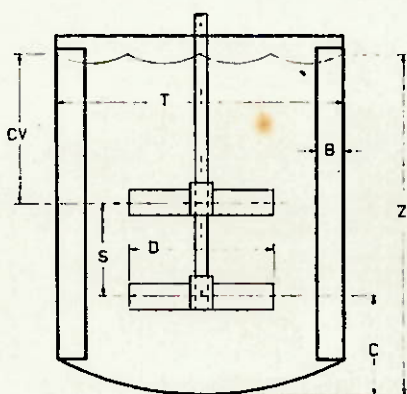
	Z/T	C/T	Number of baffles	B/T	D/T	W/D	β or pitch ratio	Number of blades	N_p	N_Q
MARINE PROPS										
Missenard-Quint		1	3	.1	.33		1.0	3	.37	0.55
Ekato		↓	3	↓	↓		↓	↓	.35	—
Moritz		↓	4	↓	↓		↓	↓	.35	0.50
LIGHTNIN		↓	4	↓	↓		↓	↓	.32	—
Uhl and Gray (29)		↓	4	↓	↓		↓	↓	—	0.50
Nagata (14)		—	8	↓	.50		—	↓	.60	0.43
Cooper and Wolf (4)		—	4	↓	.53		—	↓	—	0.53
Rushton and Oldshue (25)		—	—	—	—		1.0	↓	—	0.40
Marr (13)	.7-1.1	.4-.8	3	—	.2-.6		—	↓	—	0.61
Fort et al. (11)	1.0	—	—	—	.2-.33		—	↓	—	0.52
Consensus									.33-.37	.40-.55
Pitch-blade turbine										
Bruxelmane	—	1	4	.1	.33	.20	45°	4	1.5	0.75
LIGHTNIN										
Missenard-Quint	—	1	4	↓	↓	.20	↓	4	1.27	0.79
Ekato	—	.17-.34	3	↓	↓	.25	↓	6	4.1	0.87
Fort et al. (11)	—	1	4	↓	↓	.20	↓	↓	2.0	—
Uhl and Gray (29)	—	1	4	↓	↓	.176	↓	↓	1.6	0.96
Nagata (14)	1.0	—	0	—	.50	.10	↓	8	1.3	—
Nagata (14)	1.0	—	8	.1	.50	.10	↓	8	0.72	0.31
Fort et al. (11)	1.0	—	4	.1	.20-.33	.20	24°	3	2.8	0.87
Shaped blades	—	0.5	3	.1	.667	DNA	—	3	—	0.48
Orange MIG		3 impeller	4	.1	.7	—	—	2	.43	.64
		↓	4	.1	.8	—	—	—	.6	—
		↓	0	—	.9	—	—	—	.4	—
Intermig		↓	3	.1	.7	—	—	—	.2	—
Missenard-Quint	MIG type	.5	3	.1	.667	—	—	2	.8	—
	MIG type	—	4	.1	.71	—	—	2	.32	.58
Mixer—TT			3	.1	.25-.50	DNA	—	3	.30	—
TTM			↓	↓	↓	—	↓	↓	—	.96
EXP			↓	↓	↓	—	↓	↓	—	.37
									—	.47



Recomendações para cada um dos passos do projeto serão dadas a seguir.

2.3.1 RECOMENDAÇÕES PARA A GEOMETRIA DO SISTEMA

Para vasos cilíndricos verticais, a configuração básica recomendada é a da figura 17.



$$\begin{aligned} D &= 1/3 T \\ Z &= T \quad (\text{com 1 rotor}) \\ Z &= 2T \quad (\text{com 2 rotores}) \\ S &= T \\ C &= (0,083 \text{ a } 0,3) T \\ B &= 1/12 T \\ CV &= 0,8 T, \text{ no máximo (pl 2 rotores)} \end{aligned}$$

FIGURA 17

Configuração básica recomendada

São importantes os seguintes fatores:

- Razão de preenchimento (Z/T)

É a relação entre a altura do fluido (Z) e o diâmetro do vaso (T).

Normalmente, está entre 0,5 e 1,5, sendo $Z/T=1$ o valor recomendado para a maioria dos casos. Para o mesmo efeito, a potência consumida por unidade de volume aumenta quando Z/T afasta-se de 1,0 (E.E.U.A.,63).

Para tanques rasos (baixo Z/T), especificamente $(Z-C) < 1,2D$, recomenda-se estudar o uso de turbinas radiais, pela sua maior eficiência (Casto,72). Exemplos: tanques cilíndricos horizontais, vasos retangulares longos.

- Localização (dist. C) e Número de turbinas

Geralmente $C = Z/3$.

Recomenda-se $0,1 < C/T < 0,4$ para $Z/T=1$, esta condição torna-se mais importante quando Z/T é reduzida, especialmente menor que 0,8

(E.E.U.A.,63).

Se $C < 0,3D$, a vazão principal de uma turbina axial pode ser "bloqueada" por contrapressão do fundo. Nesse caso, podemos considerar o uso de turbina radial.

As vezes, a turbina deve ser colocada próxima ao fundo do vaso (baixo C) para agitar o conteúdo durante a descarga, ou porque bateladas muito menores que a capacidade do vaso são processadas. Neste caso, verificar a necessidade de outra turbina para agitar a porção superior do vaso.

O número de turbinas depende de informações sobre a distância em que ela é 'efetiva' e o local onde a ação de mistura deve ser concentrada. A distância efetiva é função da viscosidade do fluido, tipo de operação e intensidade de agitação. A tabela 3 dá indicações.

A posição recomendada da turbina é tal que 35% do volume de líquido fique abaixo do rotor e 65% acima. Se esses valores forem ultrapassados, recomenda-se múltiplas turbinas.

Outra recomendação geral para o uso de múltiplas turbinas é quando $Z/T > 1,3$. Todavia, se a agitação é suave, para líquidos pouco viscosos, uma turbina de grande diâmetro a baixa rotação pode ser suficiente.

(Casto,72)

Approximate Vertical Distances Over Which
Turbines Are Effective—Table III

Liquid Viscosity, Cp.	Vertical Distance, Turbine Dia.
<5,000	3.0-4.0
5,000	2.5
15,000	2.0
25,000	1.7
50,000	1.4

TABELA 3

*Distância aproximada na qual
as turbinas são efetivas
(medida em diâmetros de turb.)*

- Chicanas

Caso base: 4 chicanas igualmente espaçadas

$$b = T/12 \text{ a } T/10$$

$$f = 0,1 \text{ a } 0,15 b$$

A figura 18 (Oldshue,83) compara o consumo de potência para diferentes arranjos de chicanas (número e largura). O valor de 100% foi dado ao caso base. O gráfico é válido para viscosidades entre 1 a 100 cp.

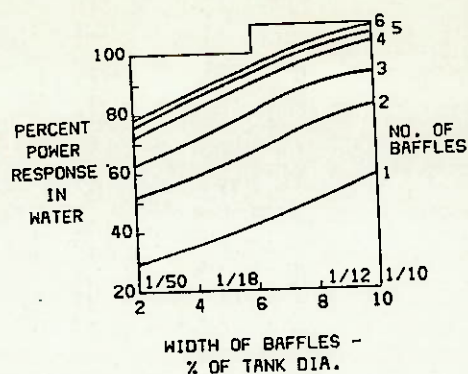


FIGURA 18
Consumo de potencia em função do número e largura das chicanas

A largura da chicana pode ser diminuída para viscosidades do líquido maiores que 100 cp, exceto quando altas potências são usadas. A figura 19 mostra como isto é feito. Todavia, o processo pode exigir larguras ligeiramente maiores (ou menores) do que as indicadas.

A prática preferida é reduzir a largura entre 5000 e 12000 cp, e eliminá-los completamente para viscosidades maiores que 12000 cp (Casto, 72).

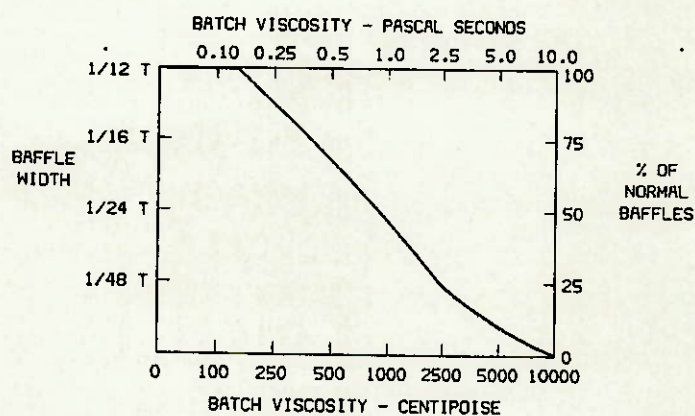


FIGURA 19
Diminuição da largura da chicana com o aumento da viscosidade
(de Oldshue, 83)

2.3.2 RECOMENDAÇÕES PARA O NÍVEL DE AGITAÇÃO

Tabelas de recomendações para o nível de agitação em simples mistura foram publicadas por Hicks et alii (76) e Dickey (84). Elas são reproduzidas a seguir (tabelas 4 e 5).

Outros exemplos de aplicações sensíveis ao fluxo encontrados nas indústrias de processo foram dadas por Gates et alii (76), e incluem suspensão de sólidos. A tabela 6 reproduz alguns desses exemplos.

Level of agitation	Bulk fluid velocity, ft/min	Description
1	6	Agitation levels 1 and 2 are characteristic of applications requiring minimum fluid velocities to achieve the process result. Agitators capable of level 2 will: - Blend miscible fluids to uniformity if specific-gravity differences are less than 0.1. - Blend miscible fluids to uniformity if the viscosity of the most viscous is less than 100 times that of the other. - Establish complete fluid-batch control. - Produce a flat, but moving, fluid-batch surface.
2	12	
3	18	Agitation levels 3 to 6 are characteristic of fluid velocities in most chemical-process-industries agitated batches. Agitators capable of level 6 will: - Blend miscible fluids to uniformity if specific-gravity differences are less than 0.6. - Blend miscible fluids to uniformity if the viscosity of the most viscous is less than 10,000 times that of the other. - Suspend trace solids (< 2%) with settling rates of 2 to 4 ft/min. - Produce surface rippling at lower viscosities.
4	24	
5	30	
6	36	
7	42	Agitation levels 7 to 10 are characteristic of applications requiring high fluid velocity for the process result, as in critical reactors. Agitators capable of level 10 will: - Blend miscible fluids to uniformity if specific-gravity differences are less than 1.0. - Blend miscible fluids to uniformity if the viscosity of the most viscous is less than 100,000 times that of the other. - Suspend trace solids (< 2%) with settling rates of 4 to 6 ft/min. - Provide surging surfaces at low viscosities.
8	48	
9	54	
10	60	

TABELA 4

Recomendações para o nível de agitação

N_T^*	Degree	Specific gravity variation, ΔS_g	Viscosity variation, μ_2/μ_1	Suspending < 2% trace solids	Surface motion
2	Mild	< 0.1	< 10^2	No	Fluid surface flat but moving
6	Medium	< 0.6	< 10^4	Settling rates = 2-4 ft/min	Rippling surface at low viscosities
10	Violent	< 1.0	< 10^5	Settling rates = 4-6 ft/min	Surging surface at low viscosities

*By definition, $N_T = q/6A$

TABELA 5

Recomendações para o nível de agitação

TABELA 6
Exemplos de aplicações sensíveis ao fluxo

Agitation scale, N_T	Application	Industry	Process
< 1	Crude-oil storage	Petroleum	Suspending bottom sludge and water in crude
1 or less	Equalization basin	Water treatment	Blending to prevent concentration surges
1	Fuel-additive blending	Petroleum	Blending miscible additives
1-2	Brew kettles	Fermentation	Beer fermentation
2	Syrup storage	Sugar and starch	Syrup holding tank
2-3	Pigment suspension	Paint	Maintaining suspension
2-3	Lime-slurry storage	Water treatment	Maintaining 0-20% solids suspension
2-3	Polymer storage	Polymer	Maintaining emulsion
2-4	Starch converter	Sugar and starch	Enzyme conversion
2-5	Clay storage	Ceramics	Maintaining clay suspension
3	Feed or holding	Paint	Maintaining uniformity during temporary holding
3	Sugar dissolving tank	Sugar and starch	Dissolving dry sugar to produce syrup
3-4	Starch storage	Sugar and starch, Pulp and paper	Holding tank for suspended starch
3-4	Clay storage	Pulp and paper	Clay for coatings
3-4	Lime-slurry storage	Water treatment	Maintaining 20-30% solids suspension
3-8	Blend tank	Adhesives	Blending ingredients
3-10	Flash mixer	Water treatment	Rapid mixing of water-treatment chemicals
4-5	Lime-slurry makeup	Water treatment	Suspending slaked lime in water (0-20% solids)
6-7	Lime-slurry makeup	Water treatment	Suspending slaked lime in water (20-38% solids)
6-8	Starch cooking	Pulp and paper	Starch preparation for coatings
6-10	Blunger	Ceramics	Breaking up and suspending ball clay
6-10	Thin and tline	Paint	Blending of base, vehicle and pigments
6-10	Rubber-cement tank	Adhesives	Cutting and dissolving
6-10	Emulsion polymerization	Polymer	Monomer emulsions usually in water with stabilizers
8-10	Lime-slaking tank	Water treatment	Converting CaO to Ca(OH) ₂
8-10	Bulk polymerization	Polymer	Polymer is molten or soluble in monomer
8-10	Solution polymerization	Polymer	Monomer and polymer are soluble in solvent
10 or more	Starch converter	Sugar and starch	Acid conversion in staged column

2.3.3 ESCOLHA DA ROTAÇÃO E CÁLCULO DO DIÂMETRO

(Dickey, 84)

A rotação foi escolhida como o ponto de partida mais conveniente para os cálculos pois recai numa faixa relativamente estreita de rotações padrões. As rotações padrões são obtidas pela aplicação das relações de transmissão da AGMA aos motores elétricos comerciais.

Rotações mais altas são aplicadas em vasos de volume menor, enquanto rotações mais altas em vasos de volume maior.

As faixas recomendadas são as seguintes:

normais: 100, 84, 68, 56, 45 rpm

altas: 125, 155, 190, 230 rpm (< 5000 gal)

baixas: 37, 30, 25, 20, 16.5 rpm (> 50000 gal)

Escolhida a rotação, executa-se os seguintes passos:

- Estimativa do diâmetro mínimo que atende ao nível de agitação especificado

$$D = [131,8(N_T - 0,5)T^{3/2} / N]^{2/3}$$

onde T é calculado como

$$T = 6,65V^{1/3}$$

- Cálculo do número de fluxo N_0 pela curva experimental

Dickey (84) publicou expressões matemáticas que representam a curva experimental nos diferentes regimes de escoamento e levam em conta a influência da relação D/T . Elas fazem parte de um programa para calculadora programável.

- Verificação do diâmetro D resultante

$$D = [56,55(N_0 - 0,5)T^2 / N.N_0]^{1/3}$$

Se o escoamento estiver no regime turbulento, o valor do diâmetro converge na primeira tentativa. Caso contrário, deve-se fazer uma nova estimativa de D usando o valor calculado acima.

O valor resultante do diâmetro deve ser verificado com a relação: $0,2 < D/T < 0,7$, que são valores limites recomendados. Se a condição não for satisfeita, deve-se escolher outra rotação.

2.4 POTENCIA CONSUMIDA

A potência consumida na agitação depende da geometria e diâmetro do rotor, de sua rotação, e de fatores como:

- propriedades físicas do fluido;
- tamanho e geometria do vaso;
- localização do rotor em relação ao vaso e à interface do líquido;
- posição do rotor em relação a outros rotores e obstruções do vaso
- presença ou não de chicanas, suas dimensões e arranjo.

Devido ao grande número de fatores envolvidos, adota-se a abordagem de números adimensionais. São importantes o número de Reynolds do rotor (Re_r), o número de potência (N_p) e, quando existir vórtice, o número de Froude (Fr).

As correlações experimentais levantadas serão válidas para sistemas geometricamente semelhantes. Se não existir similaridade geométrica, outros fatores adimensionais serão necessários para descrever bem o fenômeno (T/D , Z/D , C/D , etc.). Deve-se notar, entretanto, que o efeito de muitos desses fatores ainda não está bem definido.

A figura 20 mostra várias curvas de $N_p \times Re_r$ para diferentes rotores. Elas foram levantadas para líquidos homogêneos, com interface gás-líquido e nas condições mostradas pela figura 21.

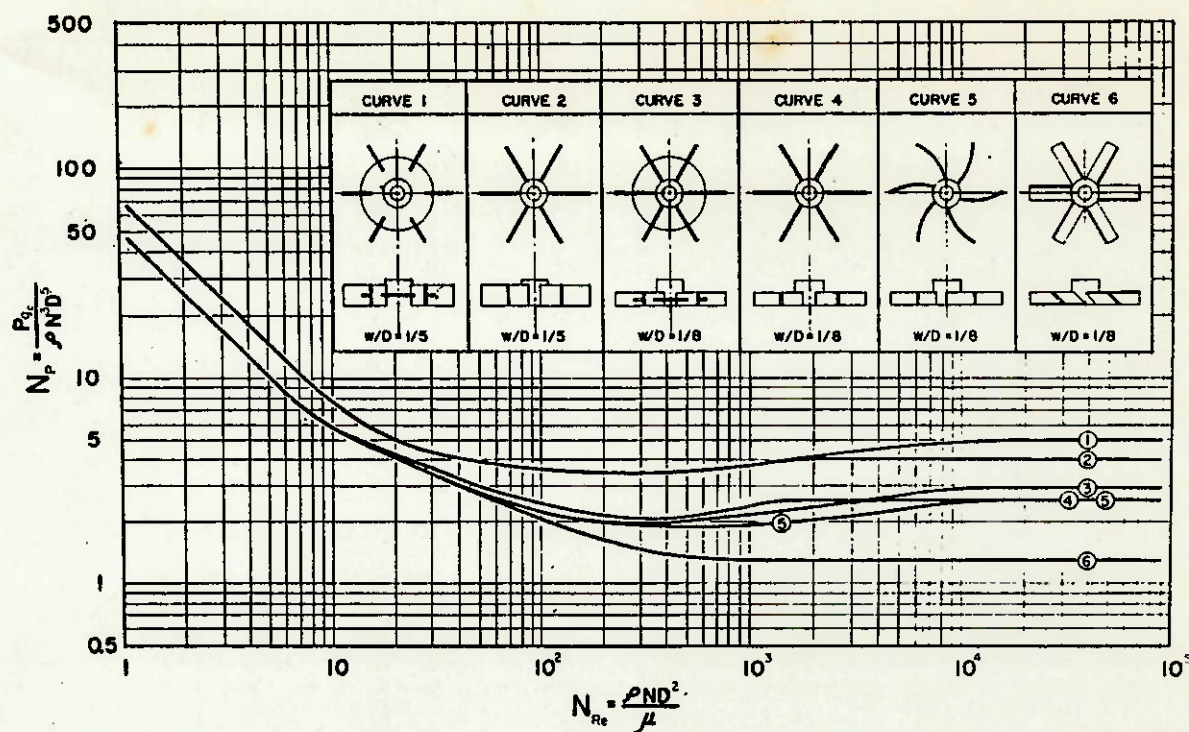


FIGURA 20

Curvas de n° de potência para
vários rotores (de Uhl e Gray, 66)

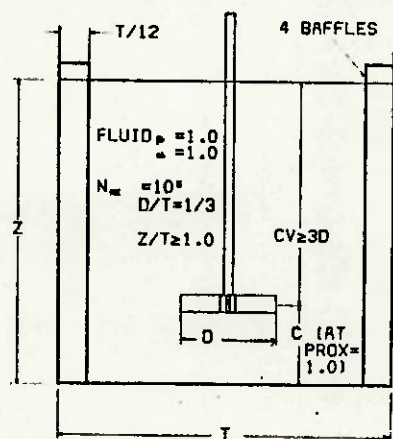


FIGURA 21

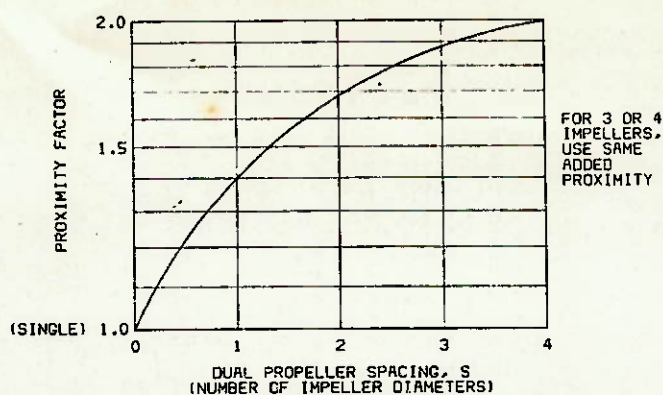
Condições em que foram
levantadas as curvas de N_p (de Oldshue, 83)

Oldshue (83) publicou gráficos que mostram a influência da localização do rotor em relação ao fundo do vaso (C) e da altura de líquido que cobre o rotor (CV). Ele englobou essas influências num fator de "proximidade" (PROX), que corrige a potência obtida da figura 20.

Por exemplo, se o fator de proximidade é 0,9, isto significa que a potência é 0,9 daquela consumida quando PROX=1,0.

Os gráficos a seguir foram obtidos de Oldshue (83).

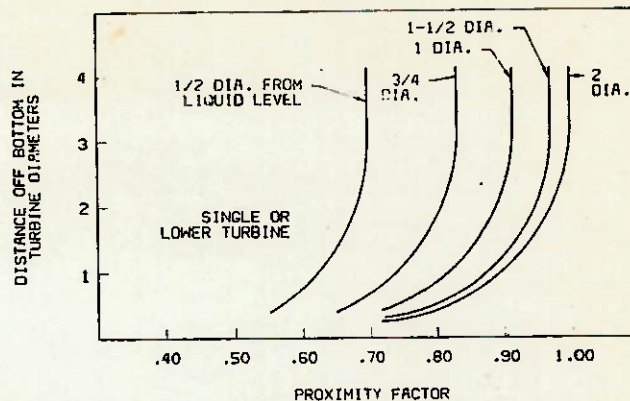
Em Uhl e Gray (66), capítulo 3, existe uma discussão mais detalhada sobre a potência consumida por hélices e turbinas. São analisadas as influências de alguns fatores geométricos do sistema, como: relação D/T, espaçamento dos rotores múltiplos (S), distância do rotor ao fundo do vaso etc. Deve-se notar com cuidado o tipo de turbina a que se refere os gráficos e conclusões dos autores. Muitas conclusões não são de aplicação geral.



Fator de proximidade para rotores múltiplos axiais (eas inclinadas)

Location off bottom	A-2 four-blade axial	A-3 three-blade axial
1D	1.0	1.0
1D	1.12	1.06
1D	1.18	1.08
1D (min)	—	1.10
1D (min)	1.24	—
Dual impellers	2.0	1.9

Fator de proximidade



Fator de proximidade para o rotor inferior ou rotor simples radial (disco de pás retas)

Gráficos para fator de proximidade (PROX) (de Oldshue, 83)

2.5 TRANSFERENCIA DE CALOR

Quando o processo exige aquecimento ou resfriamento, usa-se dispositivos para troca térmica, agregados ao vaso, tais como: camisas, serpentinas e tubos verticais paralelos (ver fig. 22).

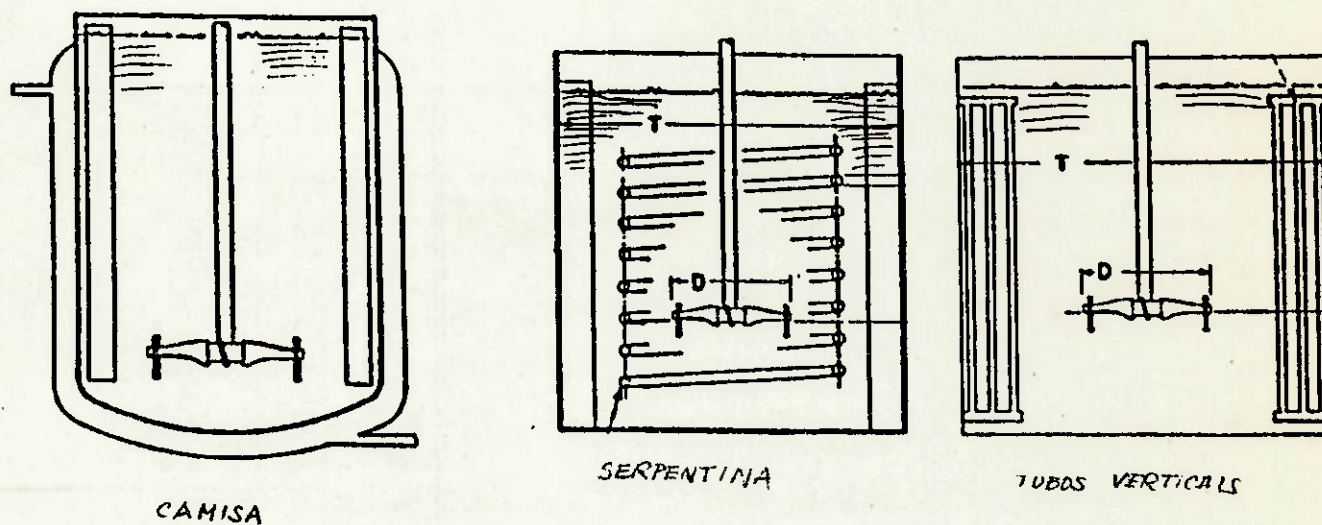


FIGURA 22

A transferência de calor entre o conteúdo que está sendo agitado num vaso e o dispositivo de troca térmica usado (camisa, serpentina ou tubos verticais) depende dos seguintes fatores:

- tipo do rotor;
- número e localização do rotor;

- geometria do vaso;
- disposição das chicanas;
- propriedades dos materiais envolvidos.

O problema está na determinação do coeficiente global de transferência de calor (U), que é função, entre outros parâmetros, do coeficiente de transferência de calor por convecção dentro de vaso (h_i), e da substância que está retirando (ou fornecendo) calor (h_o).

2.5.1 COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR POR CONVECÇÃO DA MASSA AGITADA (h_i)

Muitas correlações empíricas para a estimativa de h_i foram propostas, a quase totalidade válida para líquidos. Existem várias revisões que tratam detalhadamente dessas equações (Chapman e Holland, 65; Holland e Chapman, 66; Uhl e Gray, cap. 5, 66; Seth e Stahel, 69; Nagata, cap. 2, 75).

A forma geral desse tipo de equação é:

$$Nu = \alpha (Re_r)^m (Pr)^n (VIS)^c \text{ (outros termos)} \quad (\text{eq. 7})$$

onde:

$$Nu = \frac{h_i L}{k} \quad (\text{número de Nusselt})$$

$$Re_r = \frac{\rho N D^2}{\mu} \quad (\text{número de Reynolds do rotor})$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} \quad (\text{número de Prandtl})$$

$$VIS = \frac{\mu_b}{\mu_w} \quad (\text{número de viscosidade})$$

μ_b : é a visc. no meio do vaso

μ_w : é a visc. próxima à parede

Essa equação, em função de termos adimensionais, é função dos parâmetros geométricos do sistema (D e L que é um comprimento característico) e das propriedades físicas do fluido.

A tabela 7 apresenta um resumo das equações recomendadas (Terron, 86, adaptado de Rase(77)).

Algumas observações com relação ao coeficiente h_i :

- valores de h_i obtidos em vasos encamisados, sem chicanas, são em torno de 30% menores do que aqueles obtidos em vasos com serpentinas;
- a presença de chicanas aumenta o valor de h_i em vasos agitados por turbinas, quando $Re_r > 10^3$;
- rotores tipo turbina produzem coeficientes aproximadamente 30% maiores do que os outros tipos.

TABELA 7 (de Terran, 86 - adaptado de Rase (77))
 Sumário das correlações recomendadas para o coeficiente de transf. de calor da massa agitada (h_0). Veja em conjunto as observações da tabela Tb.

TIPO DE ROTOR	SUPERFÍCIE DE TRANSFERÊNCIA	INTERVALO DE Re , (aproxim.)	ϵ	α	m	b	c	OUTROS TERMOS	COMENTÁRIOS ADICIONAIS
TDPR-6 (veja tab. 4.2 obs. 1)	Camisa	$10 - 10^5$	T	0,73	0,65	0,33	0,24	—	Indicada para instalações padrões ($H/D = 1$, $C/D = 1$, $b/T = 0,1$, $D/T = 1/3$, palhetas: largura = $D/4$, altura = $D/5$). Para outras instalações: $\alpha = 1,15 (C/T)^{0,4} (H/T)^{-0,56}$
	Serpentina	$400 - 1,5 \times 10^6$	d_{ce}	0,17	0,67	0,37	veja tab. 4.2 - obs. 2	$(D/T)^{0,1} (d_{ce}/T)^{0,5}$	Veja tab. 4.2 - obs. 3. Indicada para configurações padrões com $D_i/T = 0,7$, $S/d_{ce} = 2$ a 4 e $Z_c/R = 0,15$
	Serpentinas verticais formando chicanas	$10^3 - 2 \times 10^6$	d_{ce}	0,09	0,65	0,33	0,4	$(D/T)^{0,33} (2/n_{br})^{0,2}$	—
TPC-6/Ch	Camisa	$10^3 - 10^6$	T	0,68	0,67	0,33	0,14	—	Veja tab. 4.2 - obs. 4
TPC-6/NCh	Serpentina	$10^3 - 10^6$	d_{ce}	1,40	0,62	0,33	0,14	—	—
TPI - 45°	Camisa	20 - 200	T	veja tab. 4.2 - obs. 5	0,67	0,33	0,24	—	A existência de chicanas não influi no fenômeno para o intervalo de Re estudado, em vaso com $T = 12$ pol.
TPC-3	Camisa	$2 \times 10^4 - 2 \times 10^6$	T	veja tab. 4.2 - obs. 6	0,67	0,33	0,14	—	Para vasos vitrificados e com chicanas tipo dedos.
Hélice	Camisa	2×10^3	T	0,54	0,67	0,25	0,14	—	Dados limitados, obtidos em vaso com $T = 5$ ft, rotor disposto a 45° de inclinação com relação ao eixo central do vaso e no centro do tanque, sem chicanas
Pá	Camisa	$600 - 5 \times 10^5$	T	0,112	0,75	0,44	0,25	$(T/D)^{-0,40} (W_p/D)^{0,13}$	—
	Serpentina	$2 \times 10^2 - 2,6 \times 10^5$	d_{ce}	0,87	0,62	0,33	0,14	—	—
Âncora	Camisa	10 - 300	T	1,0	0,5	0,33	0,18	—	—
		$300 - 4 \times 10^4$	T	0,36	0,67	0,33	0,18	—	—

OBSERVAÇÃO N.º	OBSERVAÇÃO
1	Simbologia dos rotores e chicanas TDP-6: turbina-disco com 6 palhetas retas TPC-6: turbina com 6 palhetas curvas Ch: existência de chicanas no vaso NCh: vaso sem chicanas TPI-45°: turbina com pás inclinadas de 45° TPC-3: turbina com 3 palhetas
2	$\ln_c = -0,202 \ln \mu_c - 0,357$ (μ em C_p)
3	para o caso de vasos sem chicanas $h_{i,cha} = 0,65 h_i$
4	com chicanas e $Re < 400$ use o valor calculado de h_i . Na região plenamente turbulenta, chicanas aumentam o valor de h_i de, aproximadamente, 37%.
5	Para $C = 4 \frac{1}{2}$ pol, $\alpha = 0,44$ Para $C = 11$ pol, $\alpha = 0,535$
6	Para rotor de aço, $\alpha = 0,37$ Para rotor vitrificado, $\alpha = 0,33$

TABELA 7b
observações para a tabela 7

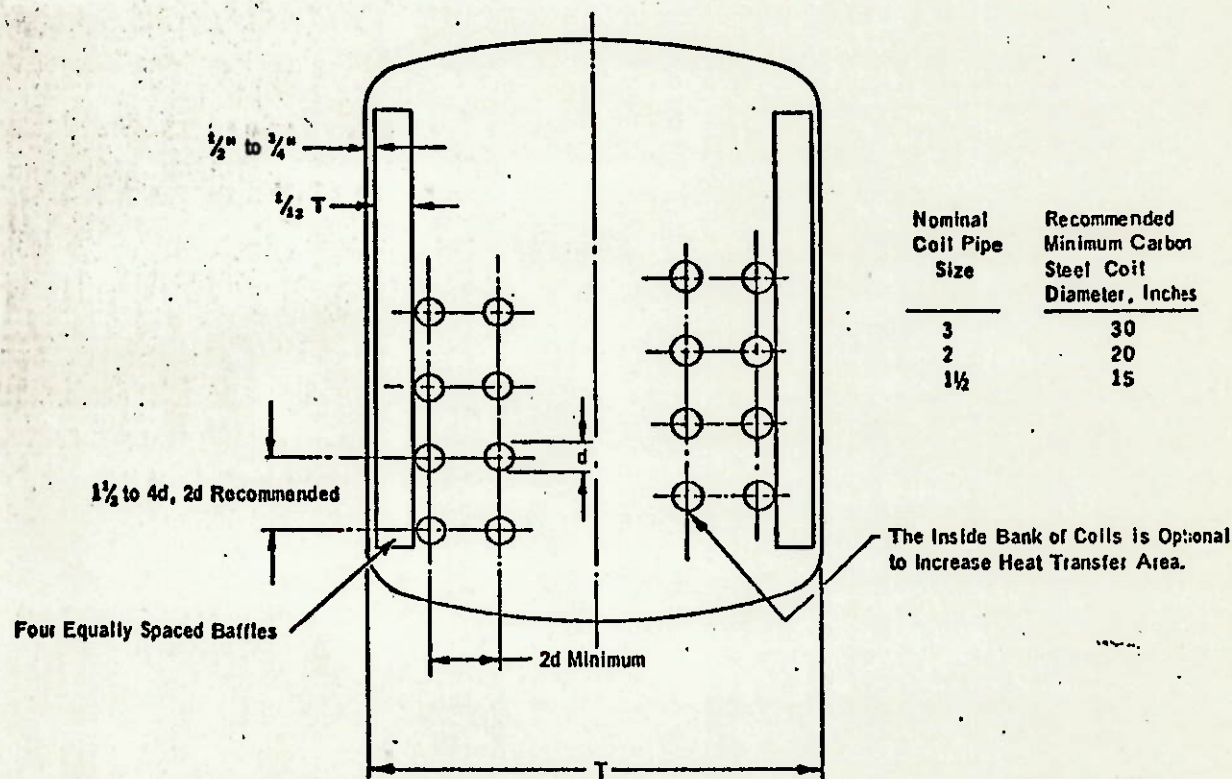


FIGURA 23
Geometria preferida para serpentinas helicoidais com chicanas

2.5.2 COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR NO INTERIOR DE CAMISAS E SERPENTINAS (h_o)

Pode ser estimado a partir das equações de transferência de calor para fluidos escoando no interior de tubos retos circulares. No caso de camisas, o cálculo deve ser feito com diâmetros equivalentes, que dependem da forma da camisa. Para serpentinas, o coeficiente calculado para tubo reto circular deve ser multiplicado por $[1 + 3,5(T/D_c)]$. Maiores detalhes sobre essa parte podem ser encontrados no cap. 8 de Rase(77).

NOMENCLATURA

A : área da seção transversal do vaso

C : distância do rotor ao fundo do vaso

C_p : capacidade calorífica a pressão const.

CV : altura de líquido que cobre o rotor

D : diâmetro do rotor

N : rotação do rotor

N_I : escala de agitação

P : potência consumida

T : diâmetro do vaso

T_R : torque por unidade de volume

V : volume do vaso

Z : altura da massa líquida

L : comprimento característico (eq. 7)

a : espessura da chicana

b : largura da chicana, parâmetro da eq. 7

c : parâmetro da eq. 7

f : distância entre a chicana e a parede do vaso

h_i : coeficiente de transferência de calor por convecção da massa agitada

h_o : coeficiente de transferência de calor no interior de camisas e serpentinas

m : parâmetro da equação 7

q : vazão fornecida pelo rotor

v_b : velocidade média do fluido

Letras gregas —

μ_b : viscosidade do fluido no meio do vaso

μ_w : " " " próximo à parede

ρ : densidade

θ_T : tempo de mistura

Números adimensionais —

$$N_q = \frac{q}{ND^3} \quad \text{número de fluxo}$$

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 D^5} \quad \text{nº de potência}$$

$$Nu = \frac{h_i L}{K} \quad \text{nº de Nusselt}$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{K} \quad \text{nº de Prandtl}$$

$$Re_r = \frac{\rho N D^2}{\mu} \quad \text{nº de Reynolds do rotor}$$

$$Vis = \frac{\mu_b}{\mu_w} \quad \text{nº de viscosidade}$$

BIBLIOGRAFIA --

- BATHIJA, P.R. Chemical Engineering, 13 dez: pág. 93, 1982
- BOWEN, R.L. Agitation Intensity: key to scaling-up flow sensitive liquid systems, Chem. Eng., 18 março: pág. 159-168, 1985
- CASTO, Leo Turbine-mixer systems: practical tips, Chem. Eng., 10 jan. 1972
- CHAPMAN, F.S.; HOLLAND, F.A. Heat transfer correlations for agitated liquids in process vessels, Chem. Eng., 18 jan.: 153-158, 1965
- Heat transfer correlations in jacketed vessels, Chem. Eng., 15 fev.: 175-182, 1965
- DICKEY, D.S. Program chooses agitator, Chem. Eng., 9 jan.: 73-81, 1984
- E.E.U.A. Agitator selection and design, E.E.U.A. Handbook nº 9, Engineering Equipment Users Association, London, 1963
- GATES, L.E.; HENLEY, T.L.; FENIC, J.G. How to select the optimum turbine agitator, Chem. Eng., 8 dez.: 110-124, 1975
- GATES, L.E.; HICKS, R.W.; DICKY, D.S. Application guidelines for turbine agitators, Chem. Eng., 6 dez.: 165-169, 1976
- HICKS, R.W.; MORTON, J.R.; FENIC, J.G. How to design agitators for desired process response, Chem. Eng., 26 abril: 102-110, 1976
- HOLLAND, F.A.; CHAPMAN, F.S. Liquid mixing and processing in stirred tanks, N.Y., Reinhold, 1966
- MCCABE, W.L.; SMITH, J.C. Unit operations of chemical engineering, 2ª ed, N.Y., McGraw-Hill, 1967
- NAGATA, S. Mixing: principles and applications, Wiley, N.Y., 1975
- NORWOOD, K.W.; METZNER, A.B. A.I.Ch.E.J., 6(3): 432, set 1960
- OLDSHUE, J.Y. Fluid Mixing Technology, Chemical Engineering McGraw-Hill, 83
- RASE, H.F. Chemical Reactor Design for process plants-vol 1: principles and techniques, N.Y., Wiley, 1977
- SETH, K.K.; STAHEL, E.P. Heat transfer from helical coils immersed in agitated vessels, Ind. Eng. Chem., 61(6): 39-49, 1969
- TERRON, L.R. Conceitos fundamentais da agitação de líquidos, Revista Brasileira de Eng. Química, vol 8 nº 4, jan/março 86
- UHL, V.W.; GRAY, J.B. Mixing - theory and practice, vol 1 e 2, N.Y., Academic Press, 1966
- WEBER, A.P. Chem. Eng., 2 set: 91, 1963

