

# Projeto de Máquinas e Aparelhos Químicos



Prof. Dr. Alexandre Kourbatov  
Universidade Eduardo Mondlane  
Maputo - 2012

---

## Índice






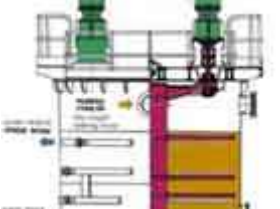






Introdução .....	3
1. Classificação de máquinas e aparelhos da indústria química .....	4
2. Reatores .....	5
2.1. Classificação das reações químicas .....	5
2.2. Classificação dos reatores .....	7
2.3. Materiais para fabricação dos aparelhos químicos .....	8
2.4. Aparelhos de deslocamento ideal, mistura ideal e do tipo intermediário .....	9
2.5. Cálculo dos reatores de mistura ideal .....	11
2.6. Reatores do sistema gás - gás .....	13
2.7. Reatores do sistema líquido - líquido .....	15
2.8. Reatores do sistema gás – líquido .....	21
2.9. Reatores do sistema gás – sólido para reações heterogêneas não catalíticas .....	25
2.10. Reatores para processos catalíticos .....	29
2.10.1. Cinética da catálise heterogênea .....	29
2.10.2. Composição e exigências aos catalisadores .....	30
2.10.3. Métodos de preparação dos catalisadores .....	31
2.10.4. Regeneração do catalisador .....	32
2.10.5. Reatores com camada imóvel do catalisador .....	32
3. Recipientes .....	37
4. Misturadores .....	37
4.1. Tipos dos misturadores mecânicos .....	37
4.2. Metodologia de cálculo dos misturadores .....	41
4.3. Exemplo de cálculo do misturador de moldura .....	49
4.4. Exemplo de cálculo do misturador de turbina .....	50
4.5. Metodologia de cálculo dos misturadores de fita .....	50
4.6. Exemplo de cálculo do misturador de fita .....	51
4. Termopermutadores .....	52
5. Tubulação .....	52

## Introdução

Este manual está dedicado aos estudantes do Departamento de Engenharia Química da Universidade Eduardo Mondlane que assistem a disciplina Projeto de Máquinas e Aparelhos. O manual contém grande variedade dos esquemas de máquinas e aparelhos diversos da indústria química. Além disso, estão apresentados as fórmulas e os dados principais necessários para escolha e projeção das diversas máquinas e aparelhos. O manual também pode ser útil para os Engenheiros Químicos pois contém dados principais para escolha e projeção das máquinas e aparelhos químicos.

## 1. Classificação de máquinas e aparelhos da indústria química

Tabela 1. Classificação das máquinas e aparelhos da indústria química

<p><b>1. Misturadores</b></p> 	<p><b>2. Parafusos sem fim</b></p> 
<p><b>3. Transportadores, elevadores</b></p>	<p><b>4. Filtros</b></p> 
<p><b>5. Centrífugas</b></p> 	<p><b>6. Máquinas de rolos</b></p> 
<p><b>7. Cristalizadores</b></p> 	<p><b>8. Granuladores</b></p> 
<p><b>8. Termopermutadores</b></p> 	<p><b>10. Aparelhos de coluna</b></p> 
<p><b>11. Secadores</b></p> 	<p><b>12. Reatores</b></p> 
<p><b>13. Tubulação, armadura</b></p> 	<p><b>14. Vedantes</b></p>

Da tabela 1 pode-se ver que existe grande variedade de diferentes máquinas e aparelhos químicos. Dentro desta disciplina não há possibilidade de observar todas estas máquinas e aparelhos. Mas na sua maioria as máquinas e os aparelhos químicos ficam constituídos dos seguintes componentes comuns:

1. Dum recipiente, dentro de que se colocam os componentes químicos;
2. Dentro do recipiente podem ser instalado um misturador, que se usa para receber o meio mais homogêneo, para acelerar os processos químicos, de difusão e processos de transferência do calor e da massa;
3. Dentro ou fora do recipiente pode ser instalado um aquecedor para acelerar os processos químicos, aumentar produtividade do aparelho;
4. Um aparelho químico tem uma tubulação com uma série de filtros, válvulas, torneiras, medidores de temperatura, pressão e outros componentes ligados entre si por meio duma série de tubos.

Por isso dentro desta disciplina nos observamos principalmente os elementos da projeção e da escolha dos componentes principais das máquinas e aparelhos químicos. E como um aparelho base tomamos um reator químico que contém praticamente todos os elementos principais acima ditos.

## 2. Reatores

Um reator químico é um aparelho onde se realizam diferentes reações químicas com objetivo de produção duma substância nova. Os reatores representam um aparelho principal dos processos tecnológicos da produção dos produtos químicos.

O parâmetro principal dos reatores químicos é a sua produtividade que indica a quantidade da substância produzida por uma unidade do tempo. A produtividade depende principalmente da velocidade dos processos que se realizam no reator. Geralmente as reações químicas acompanham-se com processos físicos de transferência da massa. Por isso em vez de velocidade das reações químicas utiliza-se mais a velocidade dos processos que representa a soma das velocidades de todos os processos químicos e processos físicos, determinada duma certa maneira.

Para projeção dos reatores é muito importante saber a cinética química e a termodinâmica dos processos que se realizam nele. A cinética química determina a dependência da velocidade das reações químicas da concentração, temperatura e pressão. A termodinâmica dos processos determina a possibilidade e o sentido de realização das reações químicas.

### 2.1. Classificação das reações químicas

Pelo estado agregado das substâncias destacam as reações homogêneas e heterogêneas. Nas reações homogêneas participa uma só fase (gasosa, líquida ou sólida). Nas reações heterogêneas participam duas e mais fases.

Pela complexidade destacam as reações simples e complexas.

As reações simples podem ser:

- Irreversíveis  $A \rightarrow B$ ;
- Reversíveis  $A \leftrightarrow B$ ;

As reações complexas podem ser:

- Paralelas  $A \rightarrow B$   
 $A \rightarrow C$
- Consecutivas  $A \rightarrow B$   
 $B \rightarrow C$
- Mistas  $A + B \rightarrow C$   
 $A + C \rightarrow D$
- Reações de cadeia  $A \rightarrow B \rightarrow C \rightarrow D \dots$

Pelo efeito calorífico destacam as reações endotérmicas e exotérmicas que se realizam às temperaturas variáveis ou constantes. O regime exotérmico realiza-se melhor nos aparelhos de mistura ideal. No regime adiabático não existe a transferência de calor através de separadores internos e externos.

A velocidade das reações químicas  $r$  representa um parâmetro principal da cinética química. Pode ser expressa em moles (ou massa) da substância que participa numa reação num volume do reator (ou numa área de contacto das fases) por uma unidade do tempo,  $\text{kmoles/m}^3\text{s}$  ou  $\text{kmoles/m}^2\text{s}$ .

A velocidade das reações químicas  $r$  depende das propriedades de interação dos reagentes, da concentração do sistema de reação e da temperatura. Numa mesma reação química só podem variar dois fatores: temperatura e concentração. Nas condições exotérmicas a velocidade das reações depende só da concentração.

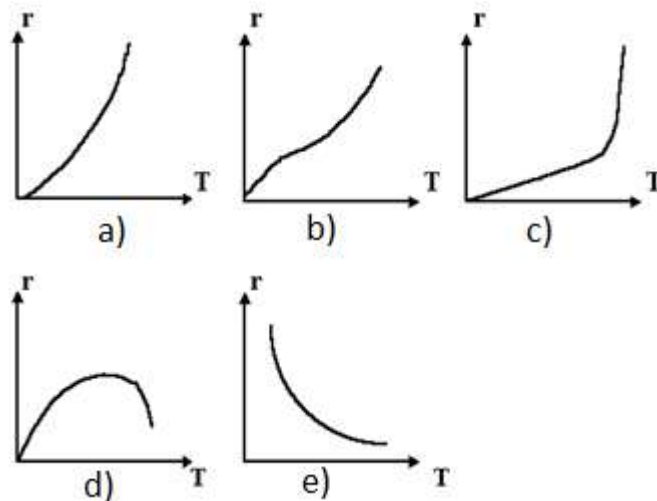
$$r = \frac{1}{V_r} \cdot \frac{dN}{d\tau} = \frac{1}{V} \cdot \frac{dN'}{d\tau} = \frac{1}{S} \cdot \frac{dN}{d\tau} = \frac{1}{M} \cdot \frac{dN}{d\tau} = K \cdot C_{A_1}^{\alpha_1} \cdot C_{A_2}^{\alpha_2}$$

Onde  $V_r$ ,  $V$  – volume dos reagentes e do produto,  $\text{m}^3$ ;  $N$ ,  $N'$  – número de moles dos reagentes e do produto;  $\tau$  - tempo,  $\text{s}$ ;  $S$  – área da superfície de contacto das fases,  $\text{m}^2$ ;  $M$  – quantidade da substância,  $\text{kmol}$ ;  $K$  – constante da velocidade da reação;  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$  - ordem das reações dos componentes  $A_1$  e  $A_2$ .

$$K = k_0 \cdot e^{-E/RT} \text{ (equação Arrhenius);}$$

$k_0$  – constante que caracteriza reação (fator da frequência);  $E$  – energia de ativação,  $\text{J/kmol}$ ;  $R$  – constante universal de gás,  $\text{kJ/kmol}\cdot\text{K}$ ;  $T$  – temperatura absoluta da reação,  $^\circ\text{K}$ .

Na figura 1 pode-se ver os diagramas da dependência da velocidade das reações químicas da temperatura para diferentes tipos das reações.



- a – para reações simples irreversíveis, segundo a equação Arrhenius;  
 b – para sistema heterogénea com transferência da massa significativa;  
 c – para reações na chama; d - para reações reversíveis;  
 e – por exemplo, para oxidação do óxido de nitrogénio, hidrocarbonetos.

Figura 1. Dependência da velocidade das reações químicas da temperatura.

## 2.2. Classificação dos reatores

Durante avaliação dos reatores é muito importante saber suas características principais:

$$\text{Grau de transformação} = \frac{\text{moles do reagente transformado}}{\text{moles do reagente de alimentação}} \cdot 100\%$$

$$\text{Saída} = \frac{\text{moles do reagente transformado no produto de alvo}}{\text{moles do reagente transformado}} \cdot 100\%$$

$$\text{Selectividade} = \frac{\text{moles do reagente transformado no produto de alvo}}{\text{moles do reagente de alimentação}} \cdot 100\%$$

Pode-se notar que em todos os reatores tem lugar os processos físicos (hidrodinâmicos, térmicos e de difusão) através dos quais se criam as condições óptimas para realização das transformações químicas. Para realização dos processos físicos os reatores têm diferentes elementos construtivos (misturadores, termopermutadores, mecanismos de contacto, etc.). Por isso todos os reatores químicos são aparelhos complexos, constituídos dos elementos que na sua maioria podem ser usados também como máquinas separadas.

Pelo princípio de organização do processo os reatores químicos podem ser divididos em:

- Reatores da ação contínua;
- Reatores da ação descontínua;
- Reatores da ação semicontínua.

Pelo regime hidrodinâmico destacam:

- Reatores de deslocamento completo;
- Reatores da mistura completa;
- Reatores intermediários (com regime hidrodinâmico intermediário).

Pelo regime térmico destacam:

- Reatores exotérmicos;
- Reatores adiabáticos;
- Reatores com regime térmico programável.

Pelas particularidades construtivas destacam:

- Reatores do tipo da câmara;
- Reatores do tipo de coluna;
- Reatores do tipo de termopermutadores;
- Reatores do tipo de forno.

Pelo estado de fases destacam:

- Reatores homogêneos;
- Reatores heterogêneos.

Os fatores que definem a construção dos reatores são:

- Estado agregado das substâncias iniciais e dos produtos de reação;
- Propriedades químicas das substâncias iniciais e dos produtos de reação;
- Temperatura e pressão de realização do processo;
- Efeito térmico do processo e velocidade de intercâmbio do calor;
- Intensidade de agitação dos reagentes;
- Continuidade ou descontinuidade do processo;
- Comodidade de montagem e reparação do aparelho;
- Facilidade da sua fabricação;
- Acessibilidade dos elementos de construção, etc.

Destes fatores o mais importante é o estado agregado das substâncias.

### **2.3. Materiais para fabricação dos aparelhos químicos**

Para fabricação dos aparelhos químicos utilizam-se diferentes materiais de construção.

Em geral, estes materiais têm que possuir:

- Suficiente resistência mecânica, resistência química e de corrosão;
- Uma certa condutibilidade térmica (boa ou pequena, em função da necessidade);
- Boa trabalhabilidade (propriedades de fundição, tratamento sob pressão, soldadura, usinagem, tratamento térmico);
- Devem ser acessíveis e baratos;
- Não devem influenciar nos processos químicos.



Para fabricação dos reatores utilizam-se os materiais metálicos e não metálicos. Dos metálicos mais usados são aços e ferros fundidos;

- Para fabricação dos parafusos, porcas, flanges, corpos, grelhas de tubo utilizam-se aços de construção sem liga;
- Para fabricação dos corpos, fundos, peças de esmalto, peças que trabalham às temperaturas negativas e altas (de  $-40$  a  $+450^{\circ}\text{C}$ ), utilizam-se aços de construção sem liga de alta qualidade;
- Peças perfiladas, de autoclave fabricam-se de aços para fundição e de ferros fundidos (cinzentos, maleáveis, esferoidais, resistentes aos hidróxidos de sódio, de potássio);
- Peças de paredes finas fabricam-se das folhas de aços sem liga ou com liga pobre ou rica (termoresistentes, inoxidáveis, resistentes ao ácido nítrico, clorídrico, à formação da escória, etc.);

Algumas peças fabricam-se das ligas coloridas e de terras raras:

- Peças que trabalham em contacto com ácido nítrico à temperatura  $\leq 150^{\circ}\text{C}$  e sob pressão normal podem ser fabricadas de ligas de alumínio;
- Peças que trabalham às temperaturas elevadas nos meios de agressividade química podem ser fabricadas de ligas de cobre e de níquel;
- Peças que trabalham em contacto com ácido clorídrico, nítrico às temperaturas até  $350^{\circ}\text{C}$  e pressão até  $7\text{ MPa}$  podem ser fabricadas de ligas de tântalo;
- Revestimento das superfícies internas dos invólucros dos reatores que têm contacto com ácido acético, clorídrico diluído, soluções de cloreto de magnésio, etc., pode ser fabricado de ligas de titânio.

Para fabricação dos aparelhos utilizam-se também as folhas plaqueadas. A camada principal faz-se de aço de construção sem liga e outra camada de aço com liga ou da liga colorida, de plástico, cerâmica, etc. Isso permite diminuir o gasto do material caro e deficiente, diminuir o custo dos reatores.

Algumas peças podem ser fabricadas dos materiais não metálicos inorgânicos (cerâmica, porcelana, vidro, betão resistente aos ácidos, etc.) e orgânicos (grafite, textolite, teflão, viniplasto, etc.).

Alem disso, algumas peças podem ser cobertas para protecção de corrosão, de reação com ácidos, hidróxidos, sais, etc. Para cobertura podem ser utilizados: chumbo, esmalta, vidro, plástico, borracha, caucho, grafite, cerâmica, etc.

#### 2.4. Aparelhos de deslocamento ideal, mistura ideal e do tipo intermediário

Os esquemas dos **reatores de deslocamento ideal** estão apresentados na figura 2.

O reator de deslocamento ideal caracteriza-se com concentração variável das substâncias reagentes ao longo do comprimento do aparelho. A diferença máxima de concentração está no início e no fim do reator. Por isso estes reatores têm força motriz máxima do processo.

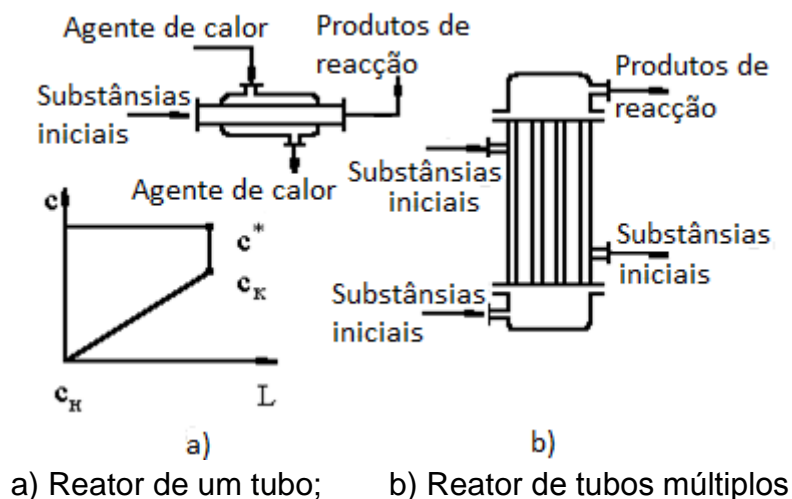
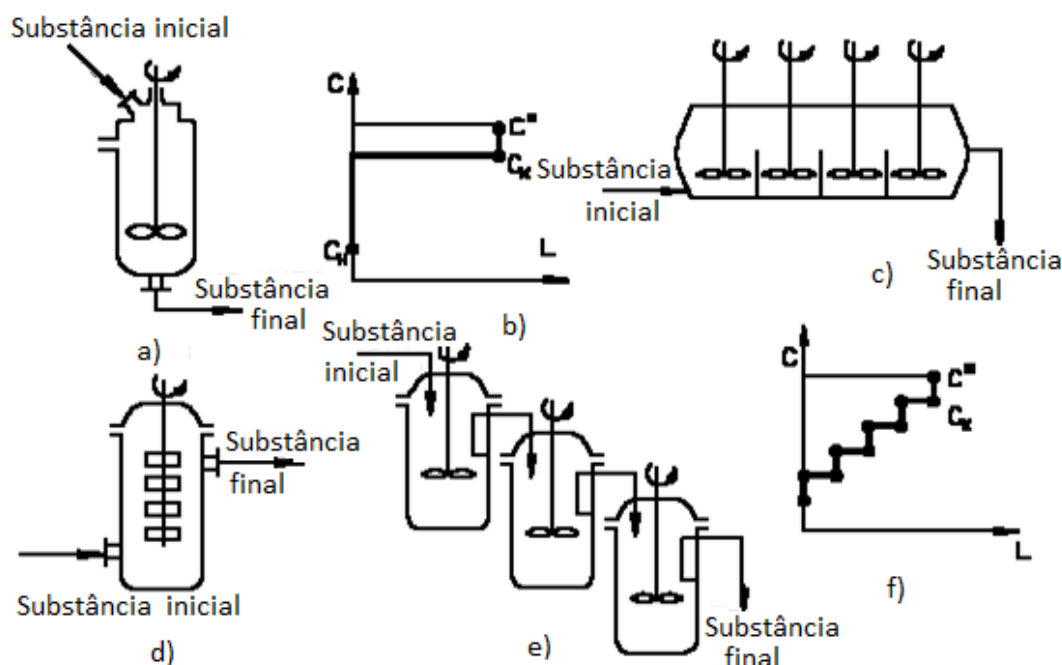


Figura 2. Reatores de deslocamento ideal

A concentração no reator varia suavemente pois os volumes das substâncias reagentes posteriores não se misturam com anteriores, elas deslocam-se completamente. Na prática pode-se aproximar ao regime ideal de deslocamento nos reatores com pequeno diâmetro  $b$  grande comprimento e com relativamente altas velocidades de deslocamento das substâncias reagentes. Os reatores de deslocamento ideal utilizam-se largamente para realização dos processos homogêneos e heterogêneos catalíticos, por exemplo, oxidação de  $\text{NO}$  para  $\text{NO}_2$ ,  $\text{SO}_2$  para  $\text{SO}_3$ , síntese de amoníaco e álcool metílico, cloração de etileno, sulfatação de propileno, butileno, etc.

Os esquemas dos **reatores de mistura ideal** estão apresentados da figura 3.



- a) Reator de um escalão; b) Variação da concentração no reator de um escalão;
- c) Reator horizontal de escalões múltiplos; d) Reator vertical de escalões múltiplos;
- e) Bateria dos reatores de mistura de um escalão;
- f) Variação da concentração nos reatores de escalões múltiplos

Figura 3. Reatores de mistura ideal

O regime hidrodinâmico de trabalho da bateria dos reatores é intermediário e depende do número dos aparelhos. Com aumento do número dos reatores em bateria o regime aproxima-se ao regime de deslocamento ideal e com diminuição – ao regime de mistura ideal.

Em bateria aumenta o tempo de presença das substâncias reagentes no reator em comparação com um reator de mistura. Mas aumenta também a saída do produto de reação em comparação com reator de deslocamento.

Nos reatores intermediários não se pode realizar completamente nenhum regime hidrodinâmico de deslocamento das substâncias reagentes. A força motriz média do processo nestes reatores é maior de que nos reatores de mistura completa mas é menor de que nos reatores de deslocamento completo. Há-de notar que a maior parte dos reatores químicos trabalham exactamente neste regime hidrodinâmico.

Os reatores do tipo intermediário utilizam-se nos casos quando o processo químico de transformação da substância acompanha-se com grande efeito térmico ou realiza-se às altas concentrações das substâncias reagentes. Eles utilizam-se também quando uma das substâncias reagentes tem pequena velocidade de dissolução da mistura reativa.

## 2.5. Cálculo dos reatores de mistura ideal

### Reator de mistura ideal de ação periódica

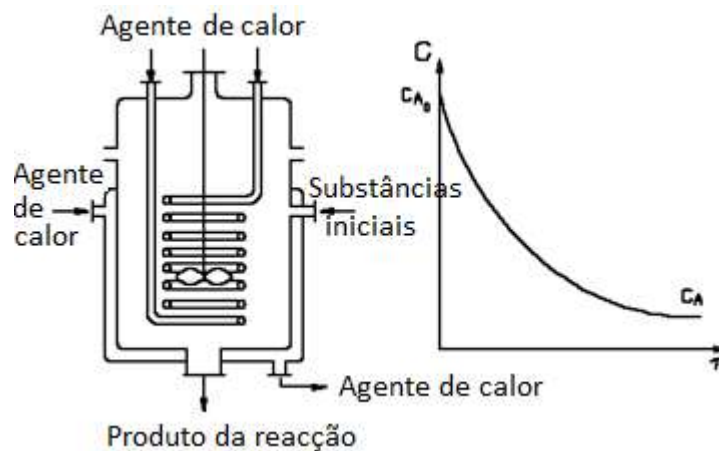


Figura 4. Reator de mistura ideal de ação periódica

Nos reatores de ação periódica todas as etapas do processo realizam-se sucessivamente. No início no reator fornecem-se os componentes iniciais, depois realizam-se as reações químicas e depois faz-se a extração dos produtos finais. Nos casos mais simples o reator de ação periódica fica constituído do recipiente com misturador que garante a intensidade de agitação suficiente para ter a concentração igual em todo o volume e em qualquer momento do tempo. A permutação do calor pode ser realizada através da camisa ou serpentina.

A composição da massa reativa varia com tempo e por isso varia a velocidade da reação durante o processo. Como se vê da figura 3, a concentração do reagente A diminui do valor  $C_{A_0}$  até  $C_A$ , que corresponde ao grau pretendido da transformação.

A profundidade de transformação pode-se determinar como:  $X_A = (C_{A0} - C_A)/C_{A0}$ .

A velocidade da reação química pode-se determinar através da fórmula:

$$r = - \frac{d(C_A \cdot V_r)}{V_r \cdot d\tau}$$

Onde  $C_A$  – a concentração do reagente A;  $V_r$  – o volume da massa reativa.

No caso geral para reação da ordem n:  $r = K \cdot C_A = K \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A)^n$

O tempo da presença dos reagentes no reator para reação da ordem  $n \neq 1$ :

$$\tau = \frac{C_A^{1-n}}{K \cdot (n-1)} \cdot [(1 - X_A)^{1-n} - 1]$$

Para reação da ordem  $n = 1$  o tempo determinada-se pela fórmula:

$$\tau = \frac{\ln(1 - X_A)}{K}$$

#### Reator de mistura ideal de ação continua (regime isotérmico)

Pela construção este tipo de reator é parecido ao de ação periódica mas aqui todas as etapas do processo de transformação química das substâncias (fornecimento dos componentes iniciais, reação química, extração dos produtos obtidos) realizam-se paralelamente, simultaneamente, constantemente. No resultado disso o tempo exacto da presença das partículas das substâncias na zona da reação não se pode determinar. Por isso determina-se o tempo médio da presença das partículas no reator.

Por causa de fornecimento constante dos produtos iniciais e extração constante dos produtos finais, a concentração em qualquer ponto do volume de reação e em qualquer momento do tempo fica constante. Assim mesmo fica constante a velocidade de reação em qualquer ponto do volume do reator. Por isso a velocidade de reação pode ser determinada pela fórmula:

$$r = \frac{C_{A0} - C_A}{\tau}$$

Onde  $\tau$  - tempo médio de presença do reagente no reator,  $\tau = \frac{V_u}{V}$

Onde  $V_u$  – volume útil do reator,  $V$  – consumo volumétrico dos reagentes.

$$V_u = \frac{V}{K} \cdot \frac{X_A}{C_{A0}^{n-1} \cdot (1 - X_A)^n}$$

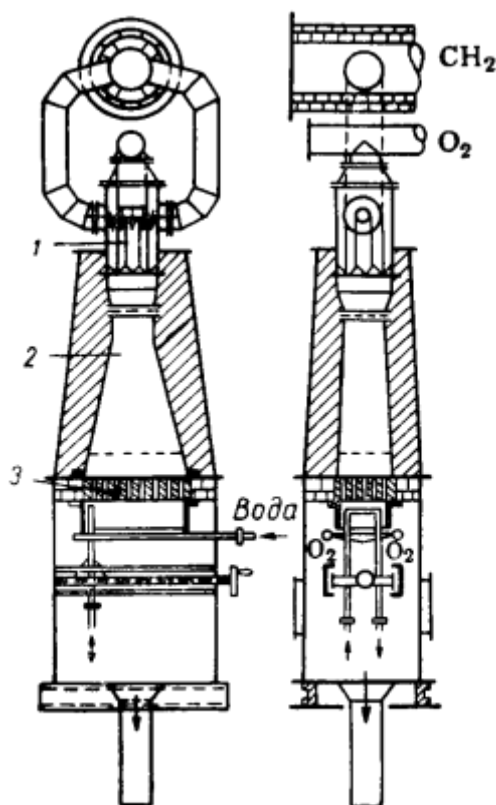
O tempo de presença dos reagentes no reator pode ser determinado pela fórmula:

$$\tau = \frac{X_A}{K \cdot C_{A0}^{n-1} \cdot (1 - X_A)^n}$$

## 2.6. Reatores do sistema gás - gás

Na indústria largamente utilizam-se as reações gasosas homogêneas que têm a velocidade bastante alta. Por exemplo, síntese do ácido clorídrico; desintegração dos hidrocarbonetos para etileno e propileno; oxidação, cloragem, nitruração dos hidrocarbonetos, etc.

Na figura 5 está apresentado o esquema do reator do tipo Sackse para oxidação parcial do metanol para acetileno.



1 – câmara de mistura; 2 – difusor; 3 – bloco de maçaricos

Figura 5. Reator do tipo Sackse para oxidação parcial do metanol para acetileno

Estes reatores têm a construção simples, alta produtividade, possibilidade de uso dos aparelhos diversos de automação. Pelo regime térmico destacam os reatores isotérmicos, adiabáticos e com variação da temperatura e pressão.

Os reatores isotérmicos têm a temperatura constante em todo o volume de reação. Por isso a velocidade da reação neste caso depende só da composição e o cálculo do reator é simples.

Os reatores adiabáticos estão isolados termicamente do ambiente externo. Neles a temperatura e concentração variam no espaço reativo. As equações neste caso resolvem-se algumas vezes através dos diagramas empíricos.

Os reatores de mistura com temperatura constante podem ser adiabáticos e isotérmicos simultaneamente. Nos reatores com programação do regime térmico e

deslocamento completo a variação da temperatura ao longo do comprimento do reator pode ser controlada. Os reatores deste tipo utilizam principalmente para melhoramento das reações endotérmicas. Os reatores do sistema homogêneo gasoso são principalmente de ação contínua.

O reator apresentado na Figura 6 é do tipo Sackse e utiliza-se para obtenção do acetileno de hidrocarbonetos ( $2\text{CH}_4 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_2 + 3\text{H}_2$ ). Para realização da reação é necessário aquecer o sistema até temperaturas altas durante um período curto. Depois de acabamento da reação, por meio de arrefecimento brusco, no sistema mantêm-se o equilíbrio estável. A reação de oxidação do metano realiza-se numa chama de 160-300 mm do comprimento.

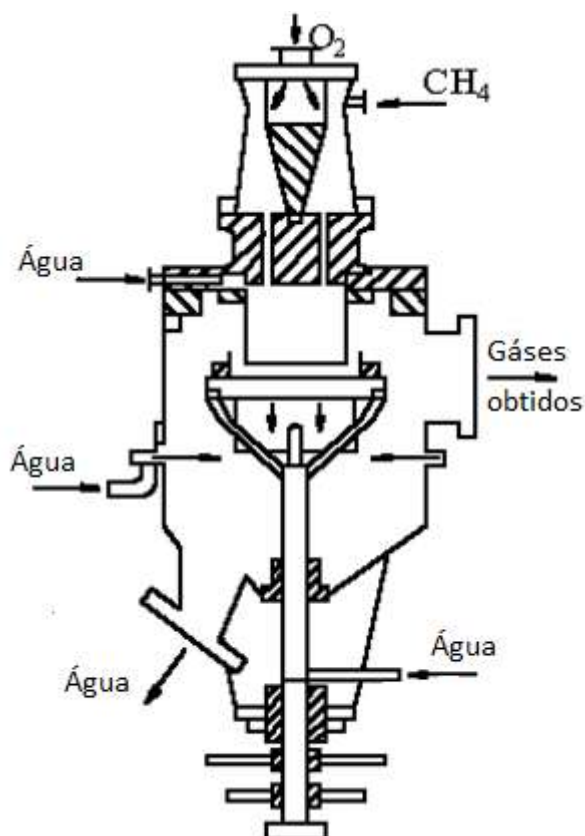


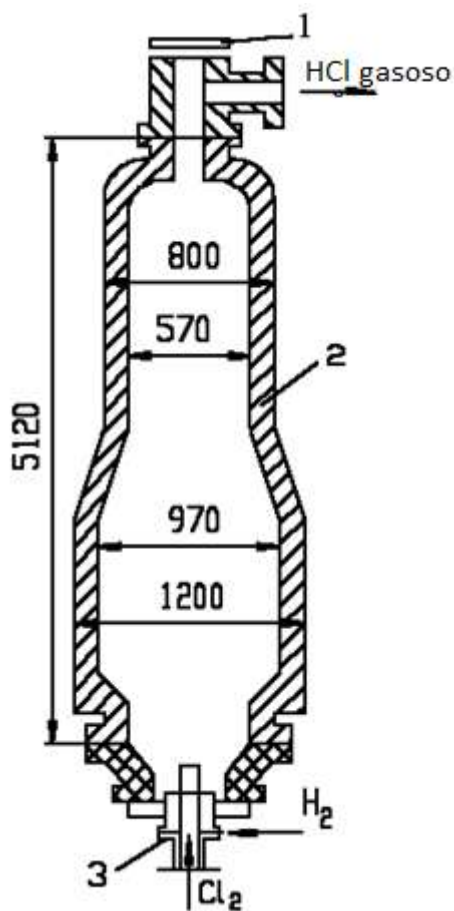
Figura 6. Reator para obtenção do acetileno por método Fauser

O reator fica constituído da câmara de mistura onde se recebe a substância homogênea. Utiliza-se principalmente os misturadores de turbina. O processo termina no difusor. O bloco de maçaricos arrefece-se por meio da água. O bloco tem uma série dos canais (furos) através dos quais passa o gás com grande velocidade. A altura do bloco é de 200÷300 mm, o diâmetro dos canais é de 8÷22 mm.

De baixo da câmara de combustão a chama arrefece-se bruscamente até temperatura de 80 °C por meio de irrigador de água. Depois disso os gases do reator passam para aparelho de separação da fuligem, concentração e refinação do acetileno. A produtividade destes reatores varia de 2000 a 6000 m<sup>3</sup>/h.

Para diminuir a temperatura de combustão o processo de obtenção do acetileno realiza-se à pressão de 0,3 a 0,6 MPa. Isso dá a possibilidade de aumentar a

produtividade dos reatores a 2÷3 vezes em comparação com reatores de pressão atmosférica. Neste caso os gases aquecem-se até temperatura de 400 °C em vez de



- 1 – disco explosivo; 2 – corpo de aço;  
3 – maçarico

Figura 7. Reator para produção do ácido clorídrico.

600 °C. Além disso, utilizam-se duas etapas de arrefecimento: no início por meio de hidrocarbonetos líquidos e depois por meio de água.

O reator para produção do ácido clorídrico apresentado na Figura 7 tem a construção típica dos reatores da reação homogénea dos gases. Neste caso o cloro reage ativamente com hidrogénio  $H_2 + Cl_2 = 2HCl$ .

Por dentro o reator está revestido por meio de tijolo resistente aos ácidos. O maçarico está feito da cerâmica e trabalha sob pressão 0,05 MPa. A temperatura no reator é de 1000 °C. A relação do Cl – H regula-se de tal maneira que dá o excesso do H na saída. Na parte superior o reator tem a válvula da segurança.

Para produção das derivadas clorídricas do metano utilizam-se os reatores isotérmicos sem chama. Neste caso utiliza-se a reação de cloragem do metano à temperatura de 390 ÷ 450 °C.

O reator para cloragem representa um recipiente com paredes de 13 mm da espessura. O fundo deste recipiente está feito do nicromo (NiCr), pois o aquecimento realiza-se do exterior com gás quente no resultado do mergulho deste noutro recipiente de aço (de altura total 4,6 m) na profundidade de 3

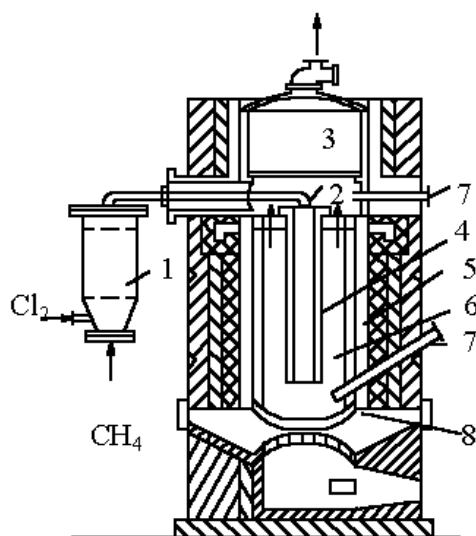
m. No início o metano mistura-se com cloro num misturador. Depois disso a mistura fornece-se pela tubulação ao tubo central cerâmico que representa o aquecedor. A reação realiza-se a temperatura de 400 °C. O produto da reação passa para zona não isolada onde ele arrefece-se. Depois disso os gases passam através dos anéis Rashiga que representam filtros para fuligem.

## 2.7. Reatores do sistema líquido - líquido

Os processos químicos na fase homogénea líquida podem ser realizados nos reatores de ação periódica, semicontínua ou contínua, em função das condições necessárias para o desenvolvimento das reações.

Na produção de pequena quantidade do produto utilizam-se geralmente os reatores de ação periódica. Neste caso há possibilidade de controlo fácil das condições da reação por meio de controlo constante ou periódico da pressão, temperatura, concentração e outros parâmetros.

No caso das reações isotérmicas potentes o processo realiza-se mais frequentemente de maneira semiperiódica (um reagente fornece-se continuamente e outro periodicamente). Os reatores semiperiódicos têm a construção parecida à dos contínuos. A diferença existe só na execução da operação.



Os reatores de ação contínua utilizam-se nos processos industriais de grande tonelagem para reações de grande velocidades e calor.

Na figura 8 está apresentado o esquema do reator para cloração do metano.

1 – misturador; 2 – tubagem; 3 – anel de Rashig;  
4 – tubo cerâmico central; 5 – cilindro de aço;  
6 – câmara de reação; 7 – bucha para pirómetro;  
8 - fornalha

Figura 8. Reator para cloração do metano

As fórmulas de cálculo para reatores homogéneos do sistema líquido – líquido são mesmos que se usam para reatores de mistura ideal de ação periódica e contínua.

As equações para reatores de ação semicontínua são bastante complexos pois durante o processo realizam-se alterações da composição e do volume da mistura reativa. Por isso a velocidade não fica constante e não se pode fazer a integração analítica da equação.

Para reator isotérmico semiperiódico a equação característica tem seguinte vista:

$$Q_{m1} \cdot y_1 - Q_{m2} \cdot y_2 - r \cdot V_r = \frac{M \cdot d(V_r \cdot C_2)}{d\tau},$$

Onde  $Q_{m1}$ ,  $Q_{m2}$  – consumo de massa de alimentação e dos produtos de reação;  $y_1$ ,  $y_2$  – partes de massa do reagente em alimentação e produtos de reação;  $M$  – massa molecular do reagente que determina a velocidade da reação;  $C_2$  - concentração final deste reagente;

$V_r$  – volume da mistura reativa.

Nesta equação os valores  $Q_{m1}$ ,  $Q_{m2}$ ,  $y_1$ ,  $y_2$ ,  $r$ ,  $V_r$  variam durante processo por isso a equação não pode ser integrada analiticamente. A integração desta equação pode ser feita se uma das variáveis indicadas antes fica constante. A equação pode ser resolvida analiticamente para reação da primeira ordem quando o consumo de alimentação, temperatura e densidade mantêm-se.

Os reatores de ação contínua com deslocamento completo para sistema líquido – líquido utilizam-se mais raramente de que os reatores de mistura. Isso acontece pois a difusão molecular na fase líquida realiza-se lentamente e para homogeneização há de misturar reagentes.

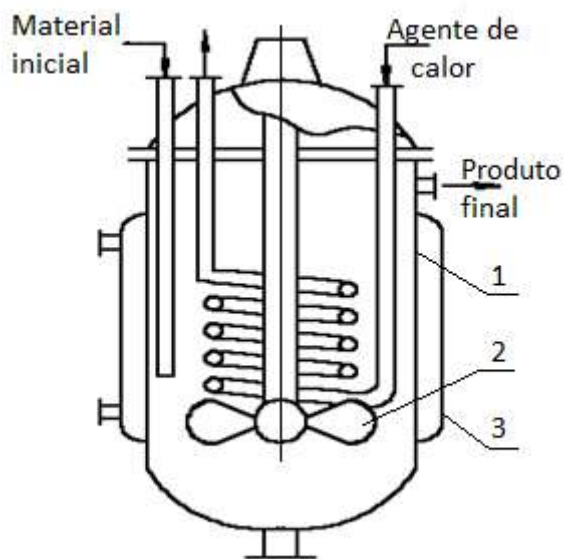


Pois o grau de transformação nos reatores de mistura é menor de que nos reatores do deslocamento completo o processo realiza-se nas baterias dos reatores de mistura ideal.

Os reatores para realização das reações na fase líquida homogênea podem ser classificados segundo a viscosidade do meio.

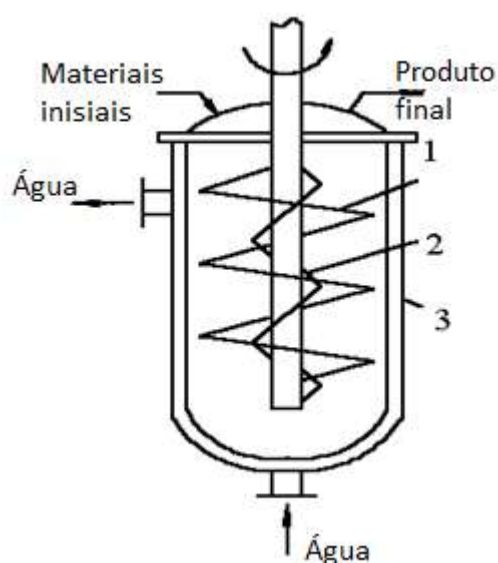
### Reatores de mistura da fase líquida

Os reatores de mistura da fase líquida com viscosidade pequena (Figura 9) utilizam-se largamente na indústria química orgânica e inorgânica.



1 – corpo; 2 – misturador; 3 – camisa

Figura 9. Reator para sistema homogêneo líquido – líquido de viscosidade pequena

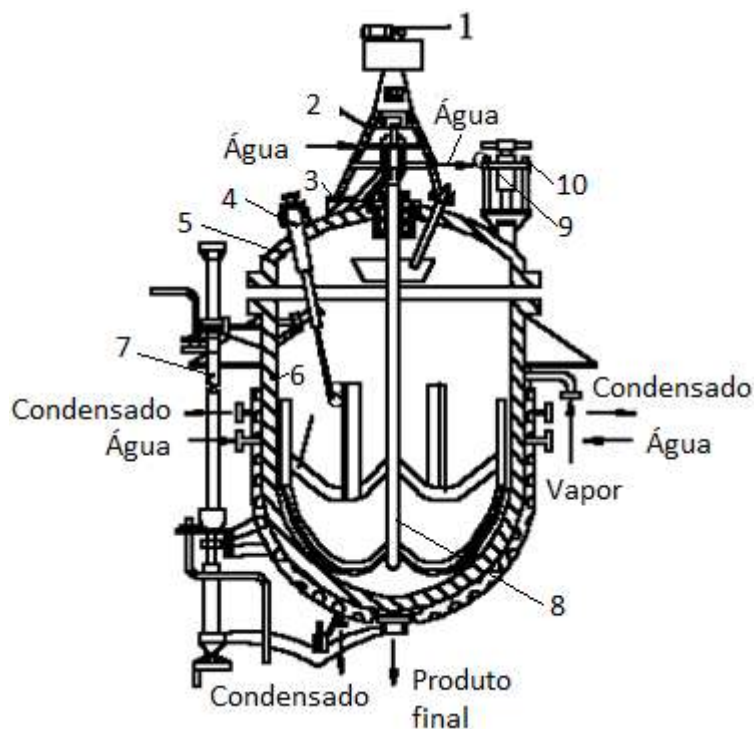


1 – grande espiral; 2 – pequeno espiral; 3 – camisa

Figura 10. Reator para polimerização para sistema de viscosidade média

O reator de mistura da fase líquida de média viscosidade utiliza-se, por exemplo, para polimerização do butadieno (Figura 10). Como dissolvente neste caso utiliza-se o gasóleo. A viscosidade no início é igual a viscosidade do gasóleo mas depois aumenta. Este processo há-de realizar à temperatura constante, por isso neste caso utilizam-se os reatores de mistura intensiva que leva ao coeficiente alto da transmissão do calor através dos paredes do reator.

Em algumas reações de polimerização a viscosidade atinge 3000 Pa·s. Neste caso há-de usar os misturadores especiais com veio resistente. Como exemplo deste tipo do reator pode-se apresentar o reator para produção da resina fenol-formaldeídica (Figura 11).

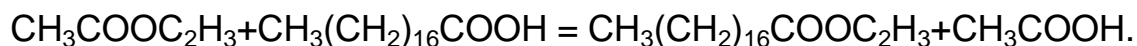


- 1 – acionamento; 2 – suporte; 3 - vedante; 4 – camisa para par termo;  
 5 – tampa; 6 – corpo; 7 – mecanismo da válvula de descarga;  
 8 – misturador; 9 – bocal para extração do óleo; 10 – furo de carregamento

Figura 11. Reator para produção da resina fenol-formaldeídica

### Reatores de deslocamento completo da fase líquida

Como exemplo do reator de deslocamento da fase líquida de pequena viscosidade pode-se indicar o reator para produção do estearato do vinil do acetato de vinil e ácido acético.

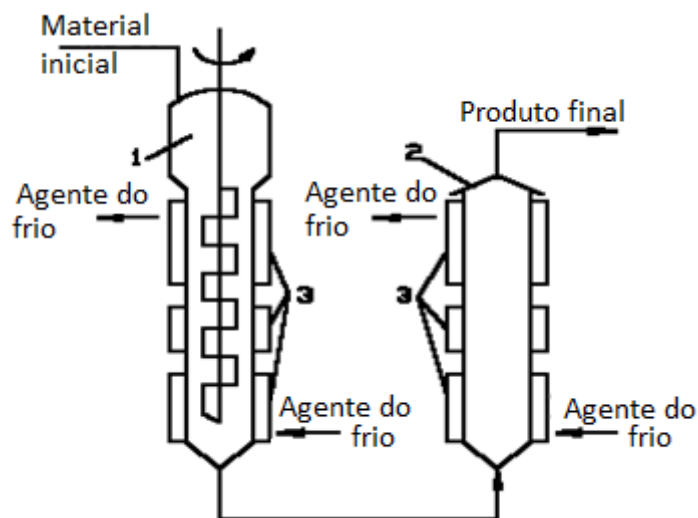


Para deslocamento da equação à direita é necessário regularmente extrair o ácido acético. O processo realiza-se na coluna de destilação com pratos de capacete. Em cima dentro da coluna cai a mistura líquida do acetato de vinil, ácido acético e catalisador. De baixo fornece-se o vapor de acetato de vinil.

O ácido acético dissocia-se termicamente da fase líquida e extrai-se da parte superior da coluna junto com excesso do acetato do vinil que condensa-se e volta de novo para coluna.

Um exemplo do reator de deslocamento da fase líquida da viscosidade média representa o reator da polimerização do acetato do vinil (Figura 12). O reator fica constituído de duas secções com diâmetro de 0,6 m e altura de 5 m. O acetato do vinil, dissolvente e catalisador dissolvido previamente misturam-se na parte superior da primeira secção. Utiliza-se o misturador de pás compridas. Na segunda secção do reator não se realiza agitação da mistura pois durante o trabalho no campo altos graus

de transformação, a velocidade de reação é pequena e é necessário extrair a menor quantidade do calor através de camisa.



1 – primeira secção; 2 – segunda secção; 3 – camisa

Figura 12. Reator de ação contínua do sistema de líquido de média viscosidade

O redutor típico de deslocamento do líquido com viscosidade grande (Figura 13) utiliza-se para polimerização do estireno. Na parte superior do reator fornece-se a solução do 28% do polímero no monómero que se recebe no polimerizador anteriormente. A massa fundida desloca-se no reator com velocidade 0,1 m/h e descarrega-se constantemente. No reator de 8 metros de altura o processo de polimerização dirá 30÷40 h e temperatura aumenta de 100 a 200 °C. O regime térmico regula-se em cada secção. Os reatores deste tipo utilizam-se também na produção do caprolactama.

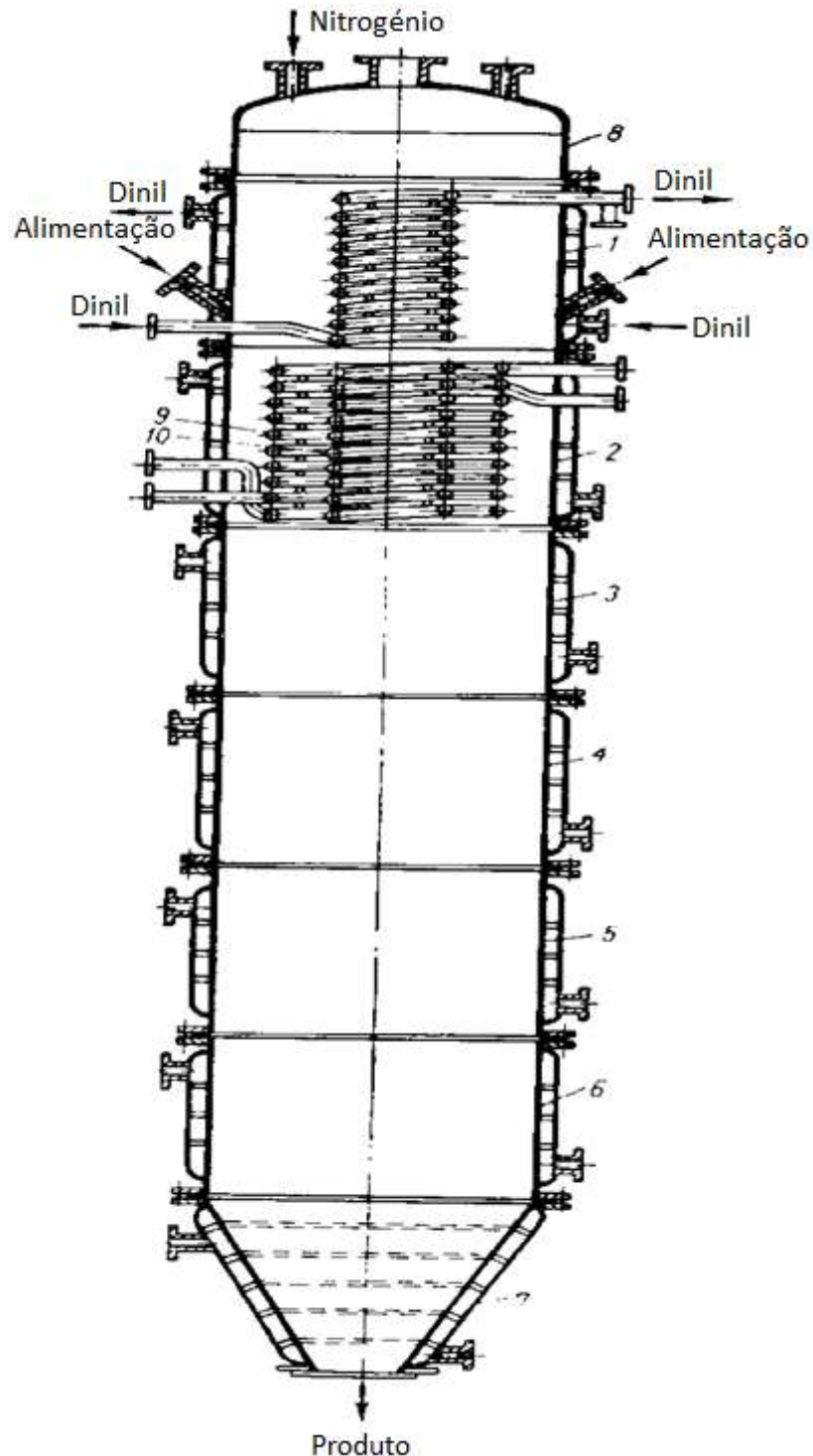
### Reatores do sistema heterogéneo líquido-líquido

As reações heterogéneas podem ser realizadas no sistema constituído de dois e mais líquidos que não se misturam completamente ou parcialmente. As reações típicas deste género são de sulfatação e nitruração dos hidrocarbonetos. A massa reativa fica constituída geralmente de duas fase: a primeira fase em maior quantidade representa ácido (fase de água) e segunda fase – hidrocarbonetos (fase orgânica). A velocidade do processo depende da velocidade da difusão dos componentes no sentido da superfície de separação das fases. Por isso a mistura intensiva pode diminuir bem resistência de difusão e simultaneamente aumentar a área de contacto das fases que não se misturam.

Neste caso os reatores devem ser simples pela construção e têm que corresponder às seguintes exigências:

1. Têm que ter a superfície suficiente para extração rápida do calor da reação quando a velocidade da reação torna-se alta;
2. Têm que garantir a superfície máxima de contacto entre a substância orgânica e agente de nitruração ou sulfatação;

3. Têm que ter a resistência à corrosão suficiente aos reagentes e produtos de reação;
4. Têm que ter o sistema de alimentação automático pelo menor de um dos reagentes para temperatura de processo não superar a máxima admissível.

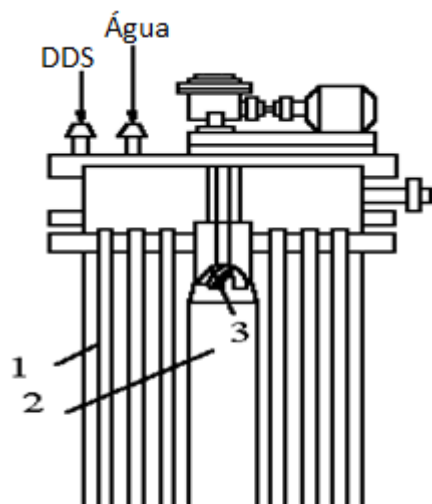


1 – 6 – secções; 7 – cone; 8 – tampa; 9, 10 – serpentinas

Figura 13. Reator de ação contínua para sistemas de alta viscosidade

Os reatores podem trabalhar periodicamente, continuamente ou semicontinualmente. Os reatores deste tipo geralmente têm os misturadores. Para

garantir o grau necessário de transformação no volume mínimo de agitação e regime contínuo de trabalho utiliza-se o sistema de união sucessiva duma série dos redutores (bateria, cascada).



1 – tubos; 2 – misturador;  
3 – tampa

Figura 14. Esquema do nitrurador de ação contínua

Na figura 14 está apresentado o nitrurador de ação contínua.

Na câmara de mistura encontra-se misturador e tubos que se arrefecem do exterior. O contacto entre duas fases líquidas realiza-se na parte inferior do aparelho pois utiliza-se a energia cinética que recebe cada fase do misturador.

Os reatores de sulfatação trabalham periodicamente e fabricam-se de ferros fundidos ou aços resistentes aos ácidos. Como agente de sulfatação utiliza-se geralmente o ácido, óleo de vitríolo ou ácido clorsulfurético.

Para manter a temperatura constante e a superfície de contacto desenvolvida das fases é necessário fazer a agitação intensiva dos componentes.

A sulfatação pode ser realizada nos reatores de ação contínua com circulação contracorrente dos reagentes líquidos. A agitação dos componentes realiza-se por meio dos misturadores mecânicos. Em função da viscosidade do líquido utilizam-se diferentes tipos de misturadores.

## 2.8. Reatores do sistema gás – líquido

A maior parte das reações químicas de significado industrial realizam-se entre reagente gasoso e líquido. As reações heterogêneas do sistema gás – líquido realizam-se só na fase líquida. Neste caso para realizar a reação é necessário que o reagente gasoso foi dissolvido previamente na fase líquida.

Pela construção os reatores do sistema gás – líquido classificam em função do modo de formação da superfície de contacto das fases. Destacam:

- Reatores com misturador;
- Reatores com pulverização do líquido;
- Reatores do tipo de coluna com bocal ou pratos;
- Reatores de borbotagem;
- Reatores de película;
- Reatores de espuma;
- Reatores do tipo Erlifta.

Os reatores para realização dos processos entre gases e líquidos constroem-se principalmente como aparelhos de absorção, têm grande volume mas são relativamente simples e de exploração fácil.

Os reatores com misturador utilizam-se bastante raramente e principalmente na produção de pequena escala. Nestes reatores garante-se mal o contacto de fases e as condições de termostatação são fracas.

Os reatores com pulverização do líquido utilizam-se muito raramente para sistemas gás – líquido pois: estes reatores são de ação periódica; é difícil vedar veios; as peças móveis frequentemente avariam; têm grande consumo de energia.

Os reatores do tipo de coluna são parecidos aos reatores de absorção com bocal ou prato. Só que neste caso o líquido circula no sistema. Os reatores de bocal são mais simples mas neste caso a maior parte do líquido circula no sistema e para tiver o volume suficiente do líquido há-de fazer a circulação múltipla. Isso piora as propriedades do líquido. Nos reatores de prato o volume necessário do líquido pode ser garantido através do nível do líquido no prato. Os reatores de prato aplicam-se para absorção das olefinas do ácido sulfúrico, para oxidação do etanal no ácido acético. A extração do calor realiza-se através dos termostadores externos e internos.

Os reatores de borbotagem representam uma coluna preenchida com líquido. O gás fornece-se através de distribuidor, passa através da camada do líquido, separam-se de gotas e extraem-se do aparelho. Os reatores de borbotagem aplicam-se principalmente para as reações que se realizam da área cinética. A distribuição uniforme do gás garante bom contacto do gás com líquido, a borbotagem continua e além disso mistura bem o líquido. O calor fornece-se ou através da mistura gasosa, ou através da camisa, ou através de termostador.

Nos reatores de camada, o líquido escorre em forma duma película fina pela superfície interna dos tubos o que garantem grande área de contacto entre gás e líquido. Os reatores deste tipo utilizam-se para os processos que se realizam numa área de difusão. Neste caso o reator fica constituído duma câmara de reação, que simultaneamente serve como distribuidor, e tubos. Na câmara de reação realiza-se a

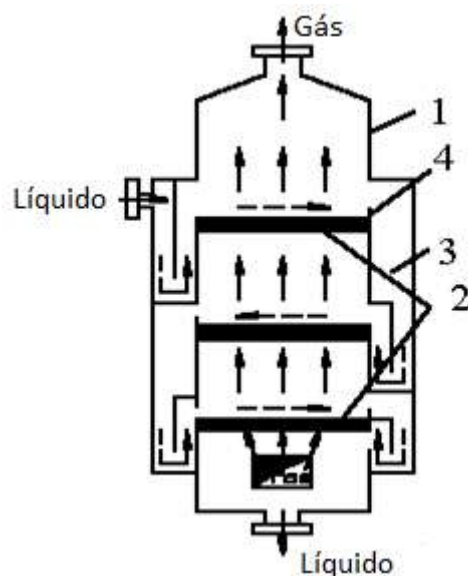


Figura 15. Esquema do reator de espuma

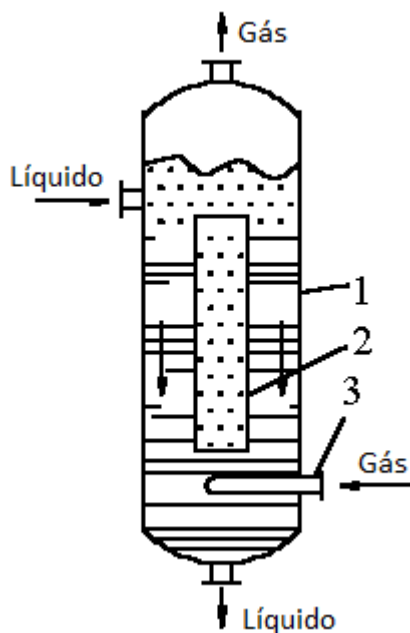
transformação principal. O líquido da reação sai dos niples (bocais) na câmara de trasfego (individuais para cada tubo) e depois escorre em forma duma película uniforme pela superfície interna dos tubos. O fluxo do gás fornece-se no sentido contrario do fluxo do líquido e no espaço entre tubos fornece-se o agente de calor.

Nos reatores de espumas o gás fornece-se no líquido com grande velocidade, bem maior que no de borbotagem. No resultado disso realiza-se agitação intensiva da massa reativa e cria-se a espuma móvel. Este sistema caracteriza-se com resistência de difusão muito pequena e por isso é muito efetivo para os processos que se realizam na área de difusão.

O reator de espuma fica constituído de corpo

metálico 1 onde estão dispostos na distância igual os pratos perfurados da grelha 2 que têm bordos. O trasfego do líquido dum prato para outro realiza-se através dos dispositivos de trasfego 3 que têm que ser bastante largos para que os gases que saem da espuma não criarem as bolsadas que dificultam o trasfego. O gás fornece-se de baixo no sentido contrário do líquido. A profundidade do líquido regula-se através de altura do bordo 4.

Os reatores de espuma pouco diferenciam de colunas de retificação de peneira. A diferença está ligada principalmente com regime hidrodinâmico. Os reatores de espuma são compactes, baratos e tem pequenos custos de exploração.



1 – corpo; 2 – tubo coaxial;  
3 – borbulhador

Figura 16. Reator do tipo

Os reatores do tipo Erlift garantem grande área de contacto do gás com líquido. Este reator fica constituído de duas partes: de borbotagem e de circulação. Quando a velocidade de circulação do líquido no tubo do reator coaxial fica maior de 0,25 m/s, as bolhas gasosas captam-se com fluxo do líquido, e quando se encontram na parte de circulação do aparelho, criam a resistência hidráulica adicional. No resultado disso a velocidade de circulação diminui-se. Desta maneira a força motriz da circulação depende da altura da camada do líquido e da porção volumétrica das bolhas gasosas. A resistência de circulação:

$$\Delta P = \Delta P_c - \Delta P_b = \gamma \cdot h - \gamma \cdot h \cdot (1 - \phi) = \gamma \cdot h \cdot \phi,$$

Onde  $\Delta P_c$  – resistência na área de circulação, Pa;  $\Delta P_b$  – resistência no tubo de borbotagem, Pa;  $h$  – altura do tubo de borbotagem, m;  $\gamma$  – densidade do líquido de circulação, kg/m<sup>3</sup>;  $\phi$  - porção dos gases no tubo de borbotagem.

Por outro lado a resistência de circulação representa a soma da resistência de atrito e das resistências locais:

$$\Delta P = \left( \lambda_a \frac{H}{D} + \xi \right) \frac{\gamma \cdot \omega^2}{2g}$$

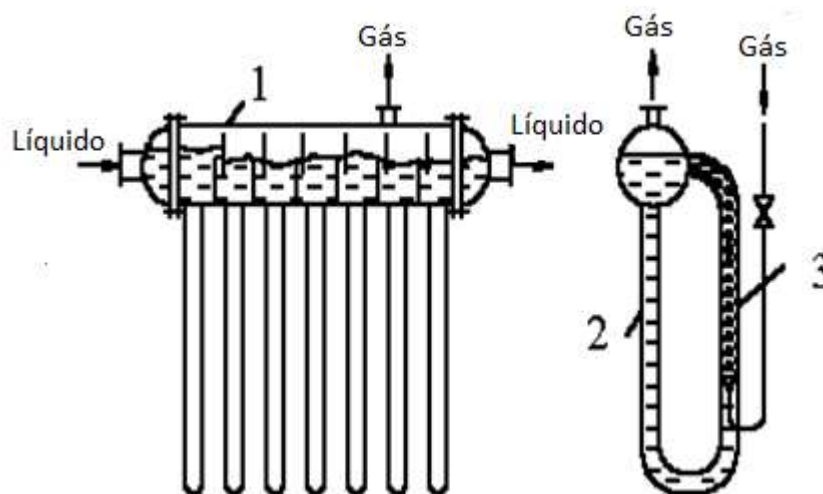
Onde:  $\lambda_a$  – coeficiente de atrito do líquido no cone de aparelho;  $H$  – altura da área de circulação, m;  $D$  – diâmetro de aparelho, m;  $\gamma$  – coeficiente de resistências locais;  $\omega$  – velocidade de circulação do líquido na área de circulação, m/s;  $g$  - aceleração de gravidade, m/s<sup>2</sup>.

Destes últimas duas equações pode-se determinar a velocidade de circulação do meio.

Quando o diâmetro do tubo de borbotagem fica menor 0,3 m, a velocidade de circulação será maior da velocidade que se determina através destas equações pois nos tubos do diâmetro pequeno a circulação depende não só da diferença das

pressões estáticas do líquido nas partes de circulação e de borbotagem mas também do efeito de pistão. Pois as bolhas gasosas captam as camadas próximas do líquido.

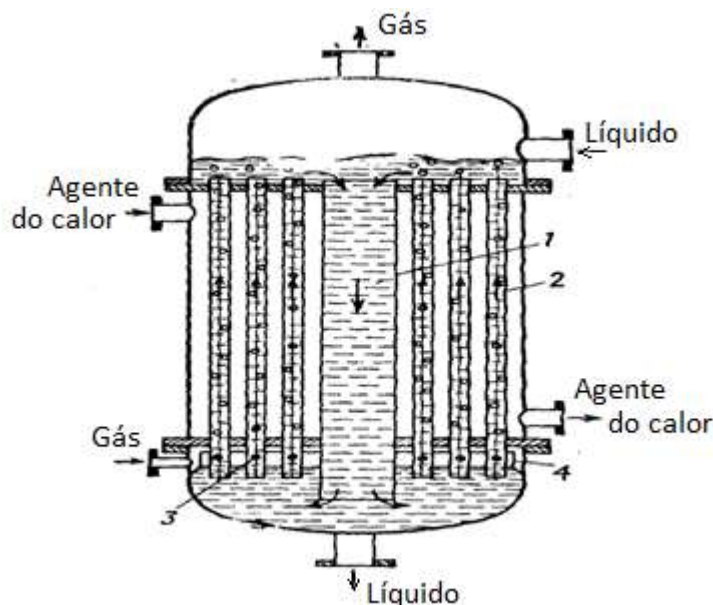
Existem reatores do tipo Erlift de secções múltiplas (Figura 17). Nestes aparelhos cada secção tem tubos de circulação e de borbotagem. O gás fornece-se para cada secção através do seu tubo.



1 – corpo; 2 – tubo de circulação; 3 – tubo de borbotagem

Figura 17. Esquema do reator do tipo Erlift das secções múltiplas

O líquido extrai-se da parte superior da secção. O gás fornece-se à parte inferior. O gás acumula-se na parte superior do tambor das secções e extrai-se através da tubulação comum. Os reatores deste tipo utilizam-se nos processos de oxidação da fase líquida dos hidrocarbonetos.



Existem os reatores de borbotagem de camisa comum que têm uma única camisa para agente de calor (Figura 18). Nos reatores anteriores é necessário fazer as camisas para agente de calor perto de cada tubo de circulação e de borbotagem.

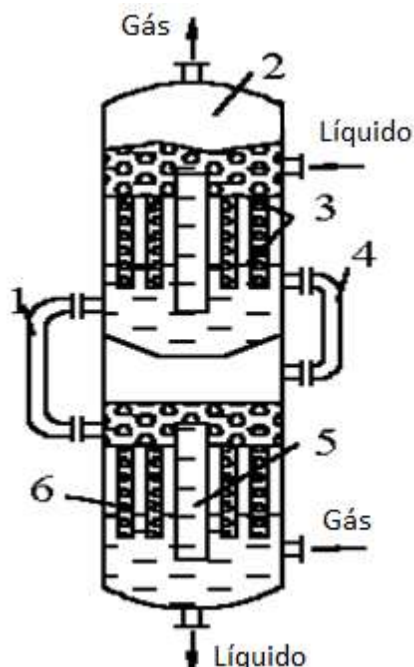
1 – tubo de circulação; 2 – tubo de borbotagem; 3 – furo para entrada do gás; 4 – separador anelar

Figura 18. Esquema do reator de borbotagem de camisa comum

Existem os reatores de borbotagem de camisa comum com uma série das secções (Figura 19). Cada secção deste reator trabalha de mesma maneira como reator observado antes. Em geral no reator realiza-se a contracorrente do gás e do líquido. O gás passa através de todas as secções de baixo para cima e o líquido de cima para



baixo. A parte de borbotagem destes reatores fabrica-se dos tubos do diâmetro de 38 a 57 mm. A parte central de circulação fabrica-se de tubos do diâmetro de 100 a 300 mm em função do diâmetro e quantidade dos tubos de borbotagem. A altura dos tubos toma-se de 1,5 a 2,5 m.

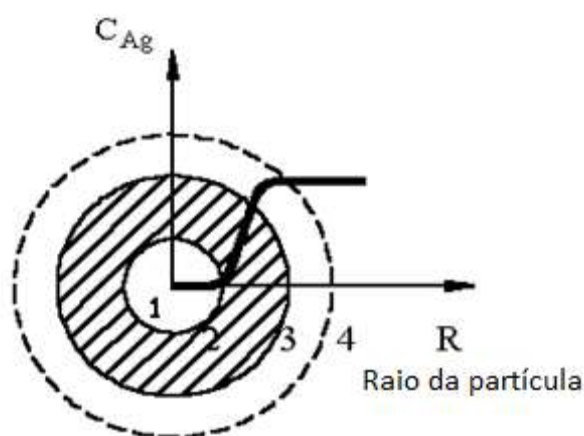


1 – linha de contorno do líquido; 2 – corpo; 3 – grelha de tubo; 4 – linha de contorno do gás; 5 - tubo de circulação; 6 – tubo de borbotagem

Figura 19. Esquema do reator de borbotagem de secção de camisa comum

### 2.9. Reatores do sistema gás – sólido para reações heterogêneas não catalíticas

As reações não catalíticas do sistema gás - sólido caracterizam-se com transformação do reagente sólido e alteração da sua superfície no resultado da reação química entre gás e sólido. Na maioria dos casos a experiência mostra que a reação entre gás e partículas sólidas desenvolve-se da superfície ao centro das partículas sólidas (Figura 19).



Neste caso no centro das partículas resta o núcleo que não reagiu e na periferia um dos produtos sólidos encontra-se na forma da substância porosa (cinza).

1 – núcleo que não reagiu; 2 – substância porosa (cinza); 3 – camada imóvel do gás; 4 – zona de convecção

Figura 19. Alteração da concentração do reagente gasoso na partícula sólida

O processo de interação do gás e das partículas sólidas consiste das seguintes etapas sucessivas:

1. Deslocamento convectivo do reagente gasoso no sentido das partículas sólidas;
2. Difusão do reagente gasoso através da camada gasosa imóvel a volta das partículas sólidas;
3. Difusão do reagente gasoso através da cinza;
4. Absorção do reagente gasoso na superfície das partículas sólidas.

Outra variante:

1. Reação química na superfície;
2. Desabsorção do produto gasoso;
3. Difusão do produto gasoso através da cinza;
4. Difusão do produto gasoso através da camada imóvel do gás;
5. Deslocamento convectivo dos produtos gasosos no sentido da corrente principal do gás.

Quando todas as etapas têm aproximadamente igual influência na velocidade de desenvolvimento do processo químico, será necessário resolver o sistema complexo das equações o que na prática é impossível. Por isso neste caso para determinar a velocidade do processo utiliza-se a teoria das etapas determinantes (estadias de limite). Observamos alguns casos particulares.

Por exemplo, para reação irreversível quando as últimas etapas não têm influência na velocidade do processo pois elas estão ligadas só com produto da reação.

Tomamos os seguintes designações:  $S$  – área da superfície externa duma partícula sólida;

$N_A, N_B$  – número dos moles do reagente A e B correspondentemente;  $R$  – raio inicial duma partícula;  $K_C$  – coeficiente de permutação da massa;  $C_{Ag}$  - concentração do reagente A na fase gasosa;  $C_{As}$  - concentração do reagente A na superfície do sólido;  $\rho$  – densidade da partícula;

$V$  – volume duma partícula;  $r_m$  – raio médio do núcleo;  $\tau$  – tempo;  $\tau_t$  – tempo necessário para transformação completa;  $\tau_m$  – tempo médio.

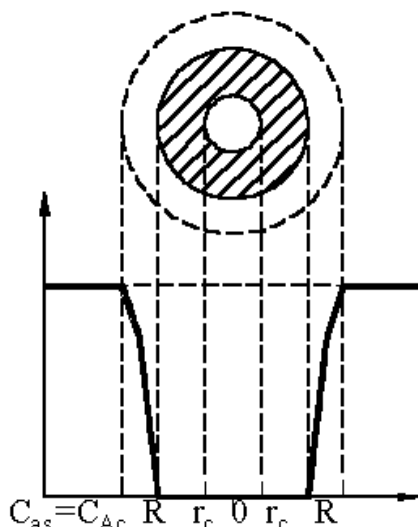


Figura 20.

Suponhamos que sólido representa uma partícula esférica.

Para etapa determinante do processo - difusão na camada do gás, a concentração varia segundo a Figura 20.

A velocidade de reação, apresentada em moles do reagente transferido ou do produto criado numa unidade da superfície do reagente sólido numa unidade do tempo fica igual:

$$r = \frac{1}{S} \cdot \frac{dN_B}{d\tau} = -\frac{1}{4\pi R^2} \cdot \frac{dN_B}{d\tau} = -\frac{1}{4\pi R^2} \cdot \frac{dN_A}{d\tau}$$

A velocidade do reagente que se desloca através da camada do

gás:

$$r = b \cdot K_C \cdot (C_{Ag} - C_{As})$$

Suponhamos que a velocidade da reação na superfície é muito grande, neste caso  $C_{As} = 0$ . Então

$$r = b \cdot K_G \cdot C_{Ag}$$

O tempo de transformação da partícula:

$$\tau = \frac{1}{3} \cdot \frac{\rho_B \cdot R}{b \cdot K_G \cdot C_{Ag}} \left[ 1 - \left( \frac{r_m}{R} \right)^3 \right]$$

O tempo de transformação completa das partículas:

$$\tau_t = \frac{1}{3} \cdot \frac{\rho_B \cdot R}{b \cdot K_G \cdot C_{Ag}}$$

Por isso 
$$\frac{\tau}{\tau_t} = 1 - \left( \frac{r_m}{R} \right)^3 = X_B$$

Onde  $X_B$  – grau de transformação do reagente B.

Para etapa determinante do processo - difusão na cinza a concentração varia segundo a Figura 21.

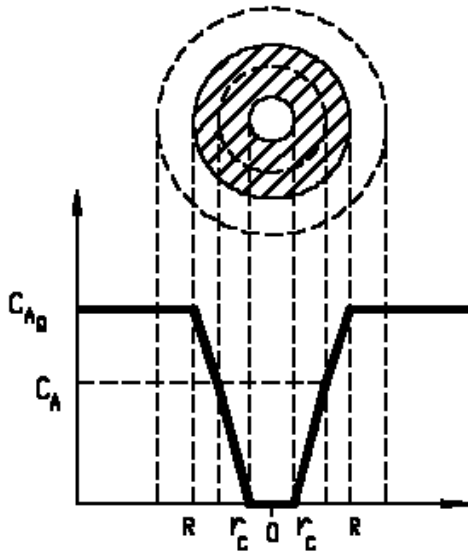


Figura 21.

O reagente A e a superfície do núcleo que não reage deslocam-se ao centro da partícula. No momento inicial a velocidade de transformação do reagente gasoso A depende da velocidade de difusão do reagente A para partícula através da camada de raio  $r_0$  na cinza. Neste caso temos:

$$\tau = \frac{\rho_B \cdot R^2}{6 \cdot b \cdot D'_A \cdot C_{Ag}} \left[ 1 - 3 \left( \frac{r_m}{R} \right)^2 + 2 \left( \frac{r_m}{R} \right)^3 \right]$$

O tempo de transformação completa das partículas:

$$\tau_t = \frac{\rho_B \cdot R^2}{6 \cdot b \cdot D'_A \cdot C_{Ag}}$$

Por isso 
$$\frac{\tau}{\tau_t} = 1 - 3 \left( \frac{r_m}{R} \right)^2 + 2 \left( \frac{r_m}{R} \right)^3 = 1 - 3(1 - X_B)^{2/3} + 2(1 - X_B)$$

Para etapa determinante do processo - reação química a concentração varia segundo a Figura 22

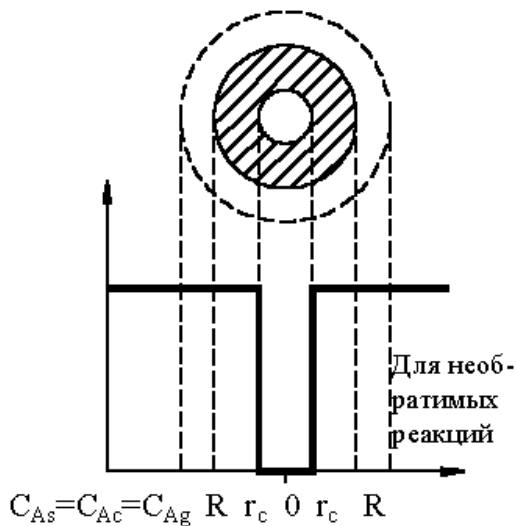


Figura 22.

Neste caso a realização da etapa química do processo não depende da espessura da camada da cinza e por isso a quantidade do sólido que entra em reação é proporcional a área de superfície do núcleo que não reage. Neste caso o tempo da reação:

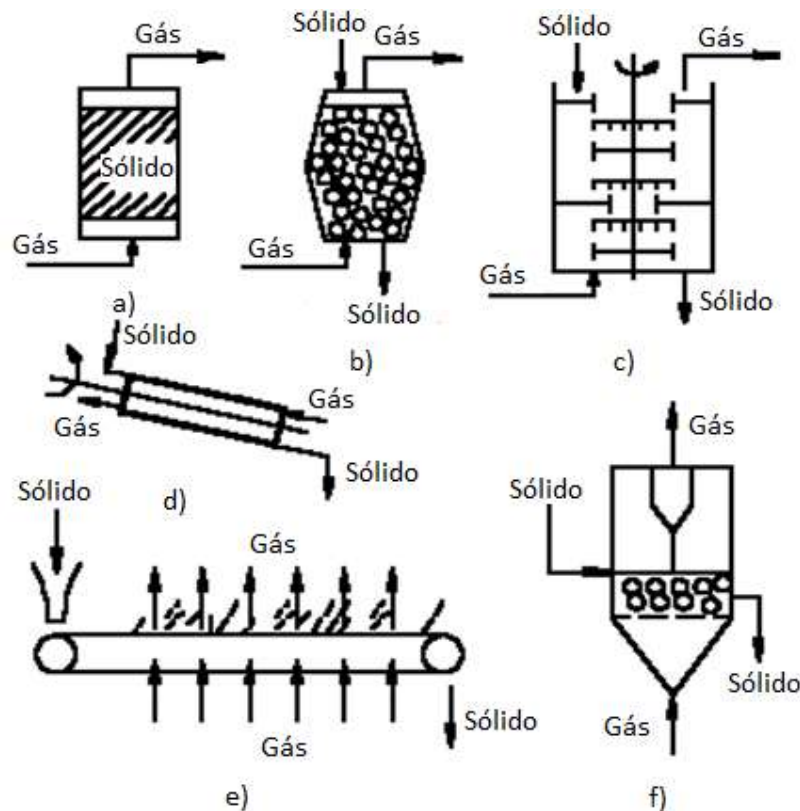
$$\tau = \frac{\rho_B}{b \cdot K_C \cdot C_{Ag}} \cdot (R - r_m)$$

O tempo da transformação completa do sólido corresponde  $r_m = 0$ . Então

$$\tau = \frac{\rho_B \cdot R}{b \cdot K_C \cdot C_{Ag}} \quad \text{Daí}$$

$$\frac{\tau}{\tau_t} = 1 - \frac{r_m}{R} = 1 - (1 - X_B)^{1/3}$$

Os esquemas dos reatores do sistema gás – sólido para as reações heterogêneas não catalíticas estão apresentados na Figura 23.



- a) de ação semiperiódica; b) de ação contínua com camada móvel;
- c) de ação contínua com misturador mecânico; d) de ação contínua com corpo giratório; e) de ação contínua com deslocamento mecânico da camada;
- f) de ação contínua com camada suspensa

Figura 23. Esquemas dos reatores do sistema gás – sólido para reações não catalíticas

## 2.10. Reatores para processos catalíticos

Os processos catalíticos pode-se encontrar na produção de tais produtos inorgânicos importantes como: hidrogénio, amoníaco, ácidos sulfúrico e nítrico, etc. Grande variedade dos processos catalíticos aplica-se na indústria durante realização das reações de oxidação, redução, hidrogenação, desidratação, polimerização, policondensação, etc.

Com ajuda dos catalisadores recebem tais derivadas oxigenadas de hidrocarbonetos como metanol, etanol, álcoois complexos, formaldeído, acetaldeído, acetona, ácido acético e outros ácidos orgânicos.

Os processos catalíticos servem para produção dos monómeros, necessários para produção do caucho, plásticos, fibras sintéticas, laques e outros compostos macromoleculares. Em particular com ajuda dos catalisadores recebem: butadieno, isopropilestireno, isobutadieno, acrilonitrilo e muitos outros monómeros.

Com ajuda dos catalisadores realiza-se o processamento dos derivados do petróleo: cracking catalítico, reforming, alquilação, isomerização e aromatização. Com catalisadores produz-se o combustível de hulha, produzem sebo (gordura dura), etc.

Os processos catalíticos pode-se dividir em dois grandes grupos:

1. Catálise homogénea - transformações químicas que se realizam com ajuda do catalisador e que criam o sistema homogéneo, de uma única fase;
2. Catálise heterogénea - transformações químicas que se realizam com ajuda do catalisador e que criam o sistema heterogénea, de fases múltiplas.

Os processos da catálise heterogénea chamam-se de contacto-catalítico. Geralmente observam-se os sistemas “sólido – catalisador – reagente gasoso ou de vapor”.

Os métodos contacto-catalíticos têm uma série de vantagens em comparação com os métodos não catalíticos:

1. Têm grande velocidade dos processos o que permite usar os aparelhos do tamanho relativamente pequeno mesmo na produção da grande escala;
2. Há possibilidade de realização dos processos sob pressão atmosférica enquanto os métodos não catalíticos precisam alta pressão e aparelhos grandes.
3. Há possibilidade de realizar o processo contínuo.

### 2.10.1. Cinética da catálise heterogénea

O mecanismo da catálise heterogénea é bastante complexo e fica constituído das seguintes etapas:

1. Difusão das moléculas dos reagentes à superfície do catalisador.
2. Absorção dos reagentes na superfície do catalisador.
3. Reação na superfície.
4. Desabsorção dos produtos de reação.
5. Difusão dos produtos de reação fora da superfície.

Para determinar a velocidade da reação com base destas 5 etapas há de usar as equações complexas. Na prática a velocidade comum da reação determina-se através da etapa crítica. Para as reações heterogêneas a velocidade da transformação química fica igual à quantidade da substância que se recebe ou que reagiu numa área da superfície de contacto das fases por uma unidade do tempo:

$$r = \frac{\Delta M}{S \cdot \Delta \tau}$$

A equação simplificada da reação heterogênea para intervalo pequeno das temperaturas tem seguinte vista:

$$r = K \cdot P_A^m \cdot P_B^n \cdot P_C^q,$$

Onde P - pressão parcial da substância correspondente; K – constante da velocidade.

### 2.10.2. Composição e exigências aos catalisadores

Destacam os catalisadores positivos e negativos. Os catalisadores positivos aceleram a reação e os negativos – reduzem. A maior importância representam os catalisadores positivos. Os catalisadores têm a capacidade seletiva. Por exemplo, do álcool etílico por ação seletiva do catalisador pode ser obtido acetaldeído, etileno ou divinilo (butadieno).

Os catalisadores industriais geralmente representam as misturas de alguns componentes químicos que se chamam a massa de contacto. Algumas substâncias representam os catalisadores próprios e outras são modificadores, ativadores ou portadores.

Os modificadores melhoram as propriedades dos catalisadores e participam nas reações. Os ativadores são as substâncias que por si são inativos para reação observada mas melhoram as propriedades dos modificadores. Os portadores são os materiais resistentes, porosos, termorresistentes onde se aplicam os catalisadores por meio de precipitação, impregnação, etc. O uso dos portadores porosos garante a dispersão fina do catalisador, maior área de contacto dos reagentes, aumenta termoresistencia do catalisador, diminui custos. Muitas das vezes os portadores também aumentam a atividade dos catalisadores.

Como os catalisadores de oxidação e redução aplicam-se geralmente os metais e seus óxidos. Como catalisadores ácidos e bases aplicam-se os ácidos e hidróxidos. Como portadores muito frequentemente utilizam óxido de alumínio, silicagel, aluminosilicatos sintéticos, caulino, pedra-pomes, amianto, diferentes sais, hulha.

Os catalisadores têm que ter: segura atividade, seletividade, estabilidade de trabalho, resistência mecânica, grande área específica, pequena dependência do sobreaquecimento, etc.

### 2.10.3. Métodos de preparação dos catalisadores

O método de preparação dos catalisadores depende das suas propriedades. Mais frequentemente utiliza-se um dos seguintes métodos:

1. Precipitação dos componentes numa solução;
2. Mistura secos ou húmida dos componentes em forma de pó;
3. Fusão dos óxidos com redução posterior do metal;
4. Fusão dos componentes ativos e inativos com lixiviação posterior dos últimos;
5. Aplicação da substância ativa sobre portador poroso.

Na produção aplicam-se também os seguintes métodos: tratamento térmico, granulação e peneiração da massa de contacto.

Por meio da precipitação dos componentes das soluções recebe-se cerca de 80% dos catalisadores e portadores. Este método permite variar largamente a porosidade da estrutura. A desvantagem deste método é o consumo grande dos reagentes e grande quantidade da água de esgoto.

Através da impregnação os catalisadores aplicam-se sobre uma base porosa. Como portadores utilizam-se os materiais pouco ativos ou inertes. Os catalisadores neste caso fabricam-se na forma de comprimidos, esferas ou de pó.

A impregnação geralmente consiste das seguintes etapas:

1. Evacuação do gás;
2. Tratamento do portador com solução;
3. Extração da solução excedente;
4. Secagem e calcinação.

A impregnação pode ser única ou múltipla. Depois da impregnação obrigatoriamente faz-se tratamento térmico.

A mistura mecânica dos componentes realiza-se numa das etapas iniciais. Durante mistura húmida misturam a suspensão de alguns componentes com as soluções dos outros. Depois disso faz-se espremedura da precipitação, secagem e formação. Este tipo da mistura permite receber a massa de contacto uniforme. Mas a realização deste processo na indústria é bastante difícil.

A mistura dos componentes secos realiza-se geralmente com humificação da mistura. Isso é necessário para obtenção dos grânulos resistentes durante formação.

A fabricação dos catalisadores através da fusão utiliza-se mais raramente de que acima mencionados. Existem dois tipos dos catalisadores fundidos: metálicos e 'de óxidos. Neste caso no início prepara-se a carga de composição necessária. Depois faz-se a fusão dos componentes, formação ou arrefecimento da massa e sua trituração até dimensões necessárias.

Utilizam-se também os catalisadores naturais tais como: bauxita, diatómica, minério do ferro, diferentes argilas. Os catalisadores naturais são baratos, sua produção é

bastante simples. Ela consiste de trituração, formação dos grânulos e sua ativação, eliminando as inclusões ácidas e alcalinas por meio de longo tratamento em álcalis e ácidos às temperaturas altas. No resultado da ativação aumenta a área de contacto da massa.

#### 2.10.4. Regeneração do catalisador

Na superfície de muitos catalisadores durante a reação precipita-se um produto. No resultado disso a atividade do catalisador diminui e precisa recuperar sua atividade. Por exemplo, em muitas reações orgânicas no catalisador precipita-se o coque. Para recuperar a atividade do catalisador há de carbonizar este coque da sua superfície. A carbonização pode ser feita na camada imóvel e na camada efervescente.

A carbonização do coque na camada imóvel realiza-se de seguinte maneira. Através da camada do coque fornece-se o ar quente de temperatura cerca de 500 °C. Quando este ar contacta com camada do catalisador e começa a carbonização do coque que se acompanha com aumento da temperatura nas zonas de carbonização. Isso pode desativar o catalisador e mesmo levar a queima das paredes do aparelho.

Para evitar a desativação do catalisador há de diminuir a quantidade do oxigênio no ar até 2-3%. Pode-se controlar os gases que se extraem, fornecendo os gases inertes. Para aumentar a velocidade de regeneração pode-se subir a pressão dos gases até 0,2÷0,3 MPa.

A carbonização do coque dos catalisadores de pó realiza-se bastante facilmente pois praticamente não se realiza a difusão das partículas. A regeneração realiza-se geralmente na camada onde o sobreaquecimento local espalha-se através da agitação rápida das partículas do catalisador. Por isso em vez de gás com 2÷3% do oxigênio pode-se fornecer o ar.

#### 2.10.5. Reatores com camada imóvel do catalisador

Os processos de contacto catalíticos acompanham-se com extração e absorção de grandes quantidades do calor. Por isso a construção do aparelho com catalisador imóvel depende principalmente do método de fornecimento e extração do calor.

Pela construção destacam seguintes tipos dos reatores:

1. Reatores sem termopermutação durante o processo adiabático. Estes reatores representam o aparelho de cubo, do reservatório.
2. Reatores com divisão da camada do catalisador pela secção. Estes reatores representam aparelhos de tubos, com catalisadores nos tubos ou entre tubos, ou em forma dos fornos de retorta.
3. Reatores com divisão da camada de catalisador pela altura nas zonas separadas. Entre as zonas realiza-se o aquecimento ou arrefecimento da mistura por meio de termopermutadores ou por meio de mistura com agentes de calor. Construtivamente estes reatores representam os aparelhos com prateleiras.



4. Reatores combinados que representam a combinação dos aparelhos acima ditos num corpo.

### Reatores de cubo

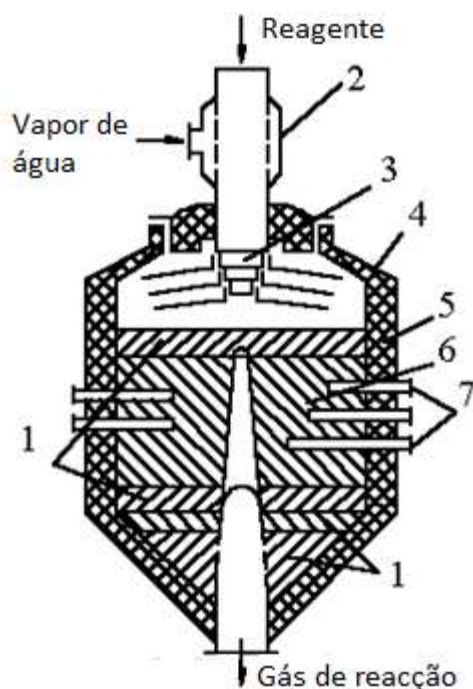


Figura 24. Esquema do reator de cubo

em vácuo. Mas isso aumenta muito a complexidade do aparelho e dificulta a realização do processo. Em vez do vácuo utiliza-se o vapor de água que leva a diminuição da pressão parcial do reagente.

Alem disso, o uso do vapor da água está ligado com que o aquecimento com vapor do etilbenzeno até temperatura de  $600\text{ }^{\circ}\text{C}$  não se admite. Esta temperatura atinge-se, utilizando a mistura com vapor sobreaquecido da água. A reação realiza-se com absorção do calor nas condições adiabáticas por isso a temperatura dos reagente durante a reação diminui. Se a temperatura diminui em  $60\text{ }^{\circ}\text{C}$ , a mistura entra no aparento com sobreaquecimento em  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$  e a temperatura de trabalho fica igual  $t_{\text{trab}} = t_{\text{optima}} \pm 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Os reatores deste tipo aplicam-se para hidratação do petróleo de enxofre, para síntese do formaldeído, etc.

### Reatores de tubo

Nos reatores deste tipo as superfícies de arrefecimento ficar dispostos paralelamente ao movimento dos reagentes (Figura 25). Neste caso o fornecimento e a extração do calor realiza-se facilmente. Construtivamente os reatores podem ser feitos com uma

camisa de arrefecimento a volta de cada tubo ou com uma camisa comum para todos os tubos.

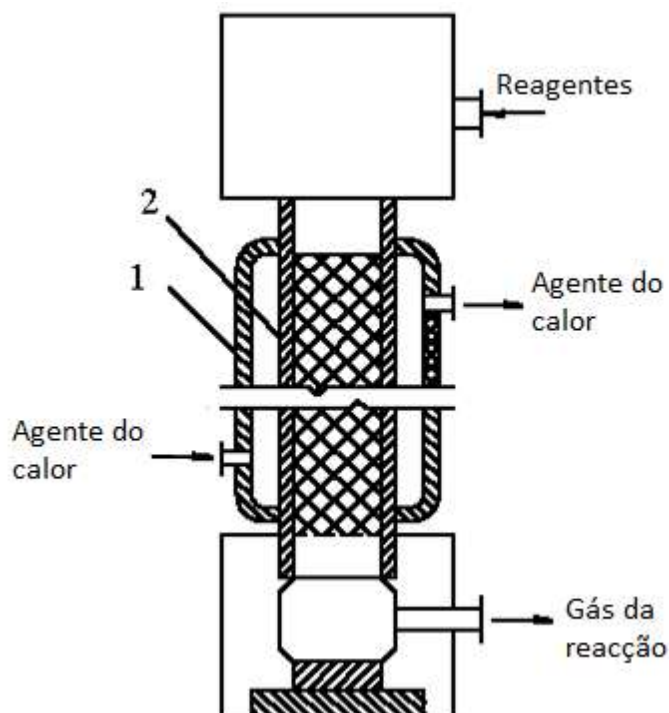
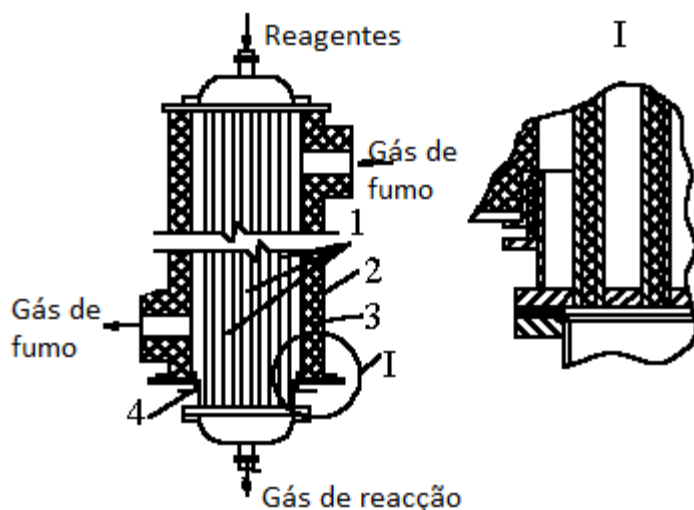


Figura 25. Esquema do reator de tubo em tubo

Existem também os reatores com tubos duplos, quando a camada do catalisador tem secção anelar. O reator deste tipo utiliza-se para polimerização da fração do propanpropileno. O aparelho fica constituído de até 12 secções separadas. O processo realiza-se à temperatura de  $260^{\circ}\text{C}$  e pressão de  $0,7\text{ MPa}$ . O diâmetro interno do tubo é igual a  $150\text{ mm}$ . Altura dum elemento é de  $14\text{ m}$ . As vantagens deste reator são a possibilidade de uso do agente de frio e da alta pressão (água efervescente sob pressão). As desvantagens deste reator são a pequena produtividade, grande área ocupada e incomodidade da extração do catalisador.

### Reatores de tubo de camisa comum



- 1 – tubos de contacto; 2 – corpo;  
3 – forro; 4 - vedante

Figura 26. Esquema do reator de tubo de camisa comum

A desidrogenação do ciclohexanol representa uma parte do processo de produção do capron: fenol  $\rightarrow$  ciclohexanol  $\rightarrow$  ciclohexanon  $\rightarrow$  caprolactama  $\rightarrow$  capron. O processo de desidrogenação do ciclohexanol realiza-se à temperatura de  $450\div 460^{\circ}\text{C}$  e pressão de  $0,1\text{ MPa}$  nos reatores de tubo (Figura 26). Para garantir a temperatura pretendida de  $500^{\circ}\text{C}$  aplica-se a mistura dos gases de combustão e de escape.

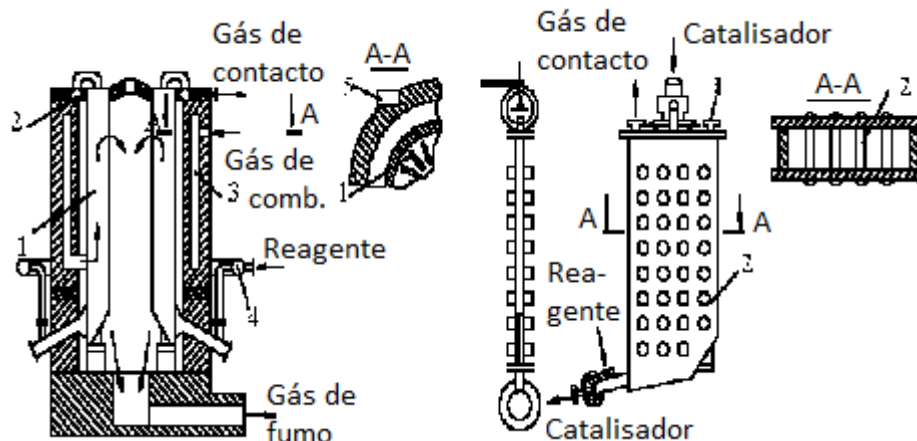
O reator tem os separadores concêntricos que garantem o aquecimento uniforme de todos os tubos e o vedante que serve como compensador das deformações térmicas. O diâmetro do reator é de

$1,8\text{ m}$ , a altura -  $6,5\text{ m}$ , o diâmetro dos tubos -  $57\text{ mm}$ . Os separadores servem para

tubulação do fluxo dos gases no espaço entre tubos e mistura dos gases de circulação com gases frescos para garantir a temperatura necessária. Em comparação com reatores de cubo os de tubo são mais caros.

### Reatores de retorta

Os reatores de retorta aplicam-se, por exemplo, para fabricação do divinilo através de decomposição do álcool etílico (Figura 27).



1 – retorta; 2 – coletor na saída dos produtos; 1 – bocal para par térmico; 2 – puxador 3 – mufla; 4 - coletor de distribuição na entrada dos reagentes; 5 - injetor

Figura 27. Esquema do reator de retorta.

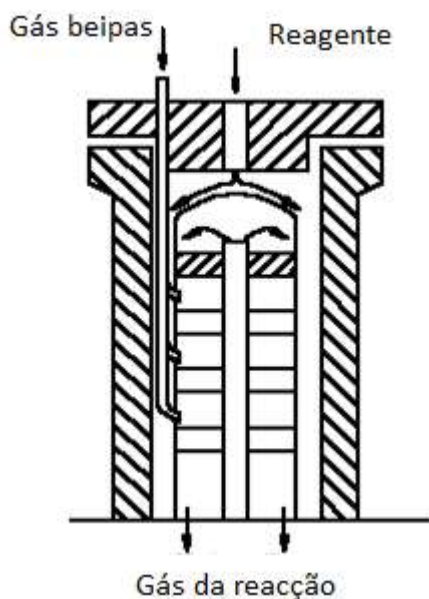
O forno de retorta pode ter 16, 24, 36 e mais retortas. A temperatura de reação é de  $360\div 370^{\circ}\text{C}$ . O diâmetro e a altura de aparelho são de 6,5 m. A retorta ou grupo de retortas preenchem-se com catalisador e colocam-se no meio do agente de calor. A forma da secção transversal das retortas pode ser diferente. A retorta da secção rectangular tem dimensões 80x1000 e 5250 mm de altura.

A secção rectangular das retortas permite receber menor diferença das temperaturas ao longo da secção da camada do catalisador em comparação com secção circular e garante a disposição mais compacta das retortas. As retortas ficam dispostas dentro da mufla. O calor das paredes da mufla transmite-se para retortas através da reflexão. No resultado disso realiza-se o aquecimento uniforme das retortas, melhor que durante aquecimento por chama.

Para evitar a deformação das retortas através das sua paredes laterais passam varões metálicos que fiquem soldados à superfície externa das retortas. Os reatores de retorta têm as dimensões muito grandes.

### Reatores de prateleiras

A divisão do catalisador pela altura permite realizar o fornecimento e a extração intermediária do calor pela altura da camada do catalisador, fornecer a quantidade adicional dos reagentes ou extrair os produtos de reação condensados.



- 1 – corpo; 2 – copo;  
 3 – camada do catalisador;  
 4 – tubo central;  
 5 - termopermutador

Figura 28. Esquema do reator de prateleira

A divisão da camada do catalisador pela altura leva ao aumento da complexidade do reator mas permite realizar a reação no intervalo dado da temperatura. Os reatores deste tipo aplicam-se para síntese do álcool metílico. A reação realiza-se à temperatura de 400 a 420 °C. O diâmetro do reator é de 0,8 m, altura – 12 m e pressão de 20 a 30 MPa.

A prateleira 3 com catalisador encontra-se dentro do copo 2. Os gases fornecem-se para folga entre copo 2 e corpo 1. Isso protege o corpo do aquecimento e garante o aquecimento dos gases até temperatura da reação no início do espaço anelar entre corpo e copo, depois no termopermutador embutido 5 na parte inferior do reator e, finalmente, no tudo central 4.

O gás beipas é o mesmo reagente mas tem temperatura menor da temperatura do reagente que se aquece na camada do catalisador do calor que se extrai da reação. O fornecimento do gás beipas permite manter a temperatura dos reagentes numa faixa pretendida ao longo da altura do catalisador.

### Reatores com camada do catalisador de pineira

### 3. Recipientes

Pela pressão de trabalho dos recipientes pode-se destacar os recipientes que trabalham em condições normais (pressão e temperatura atmosférica), com pressão excedente ou em vácuo e temperaturas negativas ou elevadas. A pressão dentro do recipiente pode atingir dezenas mega pascais e temperatura de centenas graus Célsius. Nestes casos os recipientes trabalham em condições mais difíceis e precisam o cálculo mais cuidadoso. Pois avaria pode levar mesmo à explosão e grandes danos materiais e humanos.

Pela forma os recipientes podem ser da secção transversal rectangular ou circular. Mais usados são recipientes da forma circular. Pela disposição no espaço os recipientes podem ser verticais ou horizontais.

### 4. Misturadores

**Os misturadores** utilizam-se para obtenção da estrutura homogénea do meio, aceleração dos processos químicos, térmicos e de difusão. Utilizam-se os misturadores como máquinas separadas ou como mecanismo (componente) dentro doutra máquina ou aparelho (dentro de reatores, termopermutadores, tubulações, etc.).

**Destacam** os misturadores mecânicos e pneumáticos. Mais usados são misturadores mecânicos que fiquem constituídas do recipiente (copo) e mecanismo de agitação, que mais frequentemente fica na tampa.

**Os parâmetros principais** dos misturadores que se usam para sua escolha são:

1. **Tipo do misturador** (em função do destino e elemento de agitação).
2. **Eficácia do misturador** - caracteriza-se por homogeneização da mistura, ou coeficiente de permutação do calor ou da massa.
3. **Intensidade do processo de agitação** - caracteriza-se por tempo de obtenção do resultado pretendido ou frequência de rotação  $n$ .
4. **Produtividade do misturador** - caracteriza-se por quantidade do meio misturado por uma unidade do tempo.
5. **Agregado físico e agressividade dos componentes do meio a misturar.**
6. **Volume máximo do meio que entra no misturador**  $V_m$ , em  $m^3$ .
7. **Potência eléctrica do motor do misturador**  $N$ , em kW.
8. **Potência volumétrica do misturador**  $E = N/V_m$ ,  $[kW/m^3]$ .
9. **Temperatura do meio**, em  $^{\circ}C$  ou  $^{\circ}K$ .
10. **Pressão do meio**, em Pa.

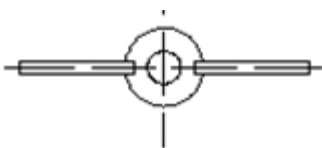


Figura 1.

#### 4.1. Tipos dos misturadores mecânicos

**1 - Misturadores com pás chatas** – utilizam-se para agitação dos líquidos com viscosidade dinâmica  $\mu < 0,1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ,

para dissolução, produção de suspensões com substâncias sólidas de pequena densidade, para agitação grosseira de líquidos com  $\mu < 20 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ . Geralmente tem frequência de rotação  $n = 18 \div 80 \text{ r.p.m.}$ ;  $d_{\text{pá}} \approx 0,7 \cdot d_{\text{recip.}}$

Misturadores de pá têm pequena intensidade de agitação dos líquidos viscosos, densos. Não servem para líquidos de segregação fácil, para dissolução rápida, para obtenção das suspensões com fase sólida de grande densidade  $\rho$ .

**2 - Misturadores de hélices** – têm pás helicoidais, garantem melhor intensidade de agitação. Podem ser com ou sem difusor (copo cilíndrico ou cônico). Utilizam-se para líquidos de pequena viscosidade, para agitação das precipitações que contem até 10% da fase sólida com diâmetro até 0,15 mm, para preparação das suspensões e emulsões. Não servem para agitação dos líquidos com viscosidade  $\mu > 0,6 \text{ Pa}\cdot\text{s}$  e dos líquidos com sólidos pesados.

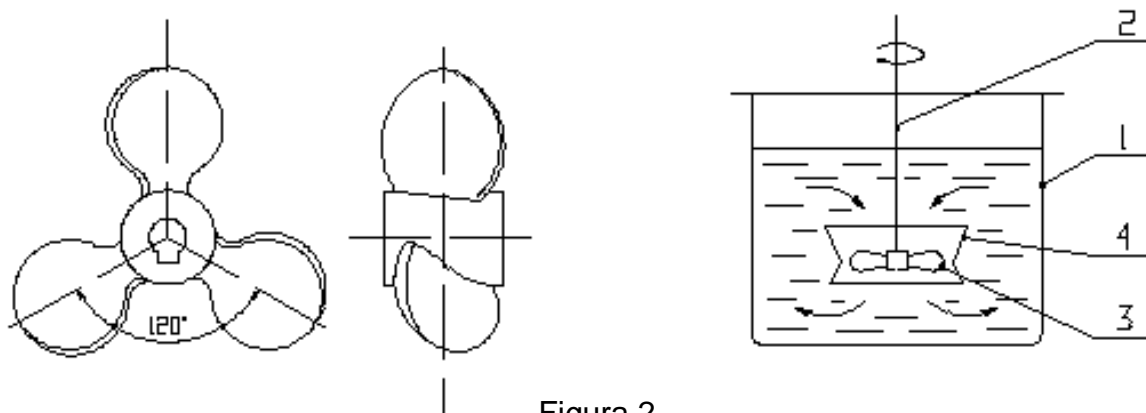


Figura 2.

**3 - Misturador de turbina** – utiliza-se para agitação intensiva e para agitação dos líquidos com viscosidade  $\mu \leq 10 \text{ Pa}\cdot\text{s}$  para misturadores abertos e até  $\mu \leq 50 \text{ Pa}\cdot\text{s}$  para misturadores fechados, para dispersão fina, para dissolução rápida, para extração, agitação de precipitações em recipientes grandes, maiores de  $5\div 6 \text{ m}^3$  com partículas sólidas até 1,5 mm para misturadores abertos e até 2,5 mm para misturadores fechados.

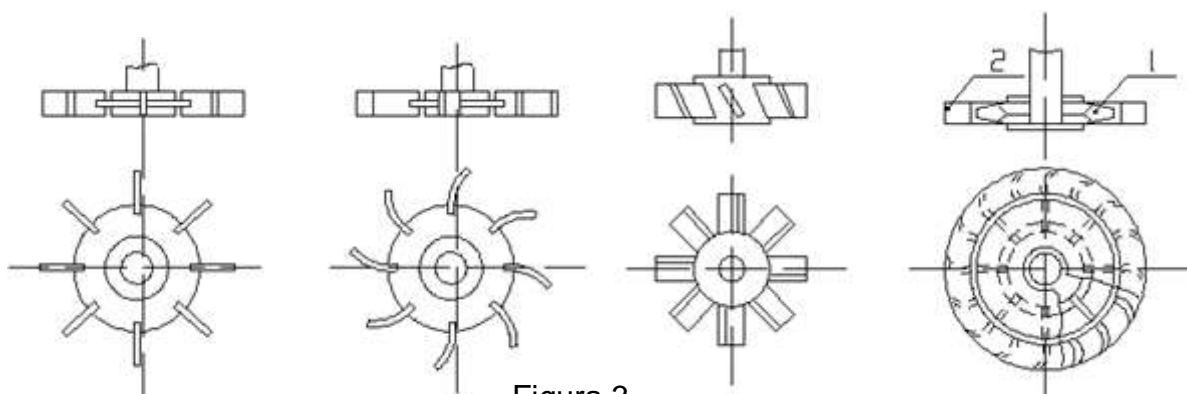


Figura 3.

Os misturadores podem ter um ou alguns discos com pás (turbinas) no veio. Os misturadores fechados instalam-se dentro do aparelho de guia e têm pás encurvadas em  $45\div 90^\circ$ . A agitação intensiva recebe-se com frequência de rotação  $n = 100\div 350 \text{ r.p.m.}$  Os misturadores de turbina são mais complexas e mais caras. Os diâmetros normalizados das turbinas são: 400, 500, 600 e 800 mm.

**4 - Misturadores de âncora e 5 - de moldura** utilizam-se para líquidos com viscosidade  $\mu > 10 \text{ Pa}\cdot\text{s}$  nos aparelhos com aquecimento através de camisa ou serpentina, quando aparece precipitação dos sólidos sobre superfícies dos aquecedores. Servem para limpar fundo do aparelho da lama depositada.

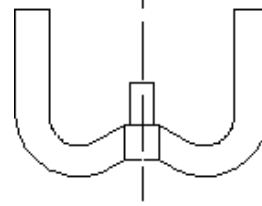


Figura 4.

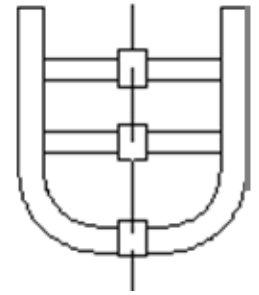


Figura 5.

**6 - Misturadores de folha** – têm pás largas, garantem corrente tangencial do meio e de turbilhão. Quando a frequência de rotação  $n$  é grande também aparece corrente radial de forças centrífugas. Utilizam-se para líquidos com viscosidade  $\mu < 0,05 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ , para intensificar o processo de termopermutação, para dissolução e realização das reações químicas.

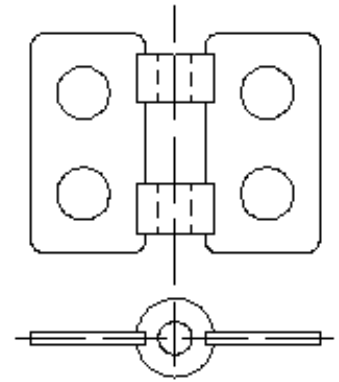


Figura 6.

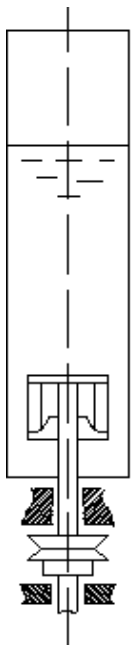
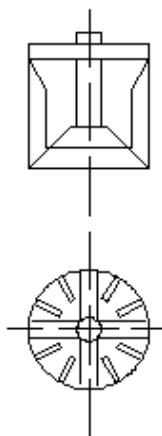


Figura 7.



**7 - Misturadores de tambor** – têm dois anéis cilíndricos unidos com pás verticais da secção rectangular. O tambor tem altura  $h = (1,5 \div 1,6)d_m$ . Estes misturadores criam corrente axial significativo. Utilizam-se para reações entre gases e líquidos, para obtenção das emulsões e agitação das precipitações.

**8 - Misturadores de disco** – giram com grande velocidade. Cria-se corrente tangencial por causa das forças de atrito. Os

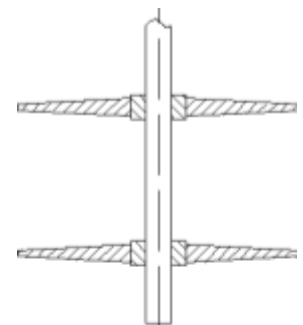


Figura 8.

discos cónicos podem ter dentes para criar turbilhões. Utilizam-se para líquidos densos e têm  $V_{\text{liq}} \leq 4 \text{ m}^3$ .

$$d_{\text{disco}} = (0,1 \div 0,15)d_{\text{apar}}; \omega = 5 \div 35 \text{ m/s}; N = 0,5 \div 20 \text{ kW}$$

**9 - Misturadores de vibração** - garantem agitação intensiva do meio com pequena potência. Utilizam-se para agitação dos líquidos e suspensões geralmente sob pressão. Diminuem o tempo de dissolução, de homogeneização, dispersão. A camada superficial do líquido fica calma, sem criação da cratera. Fabricam-se os misturadores de vibração com diâmetro  $d_m \leq 0,3 \text{ m}$  e com  $V \leq 3 \text{ m}^3$ .

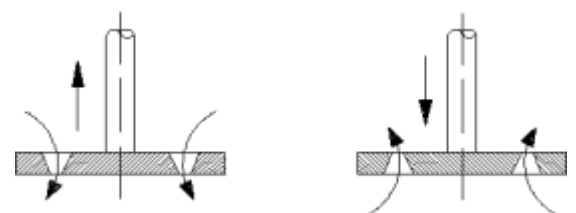


Figura 9.

**10 - Misturadores absortivos** – têm pás imóveis 2 e móveis 3, garantem bom contacto do gás com líquido e agitação intensiva.

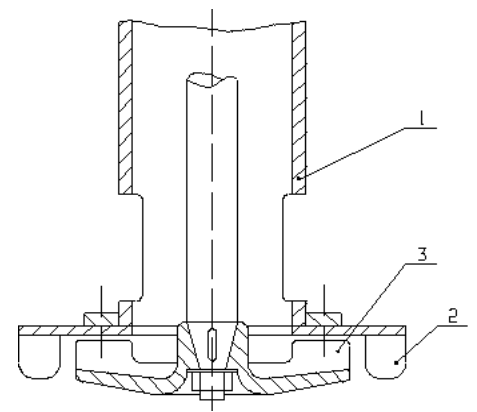
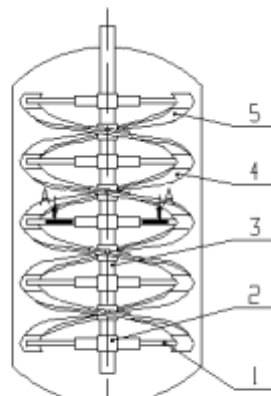


Figura 10.



**11 - Misturadores de fita helicoidal** – utilizam-se para meios de alta viscosidade, quando  $H/D = 1 \div 3$ , têm largura da fita  $B = 0,1 \cdot d_m$ , passo  $t = d_m$ .



A-A

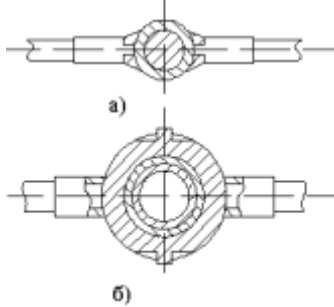
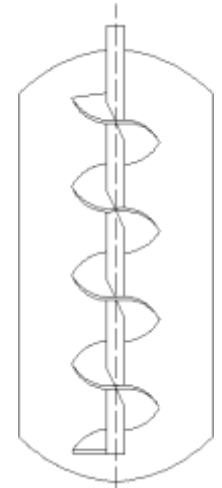


Figura 11.

**12 - Misturadores de parafuso sem fim** - utilizam-se para meios de alta viscosidade, instalam-se no tubo de circulação, garantem a transferência intensiva do calor. Têm passo  $t = d_m$ ;  $d_{veio}/d_m = 0,14 \div 0,3$ ;  $d_{tubo}/d_m = 1,05 \div 1,15$   $H/D = 1 \div 3$ ;

Figura 12.



**13 - Misturadores de fita helicoidal e com raspador**

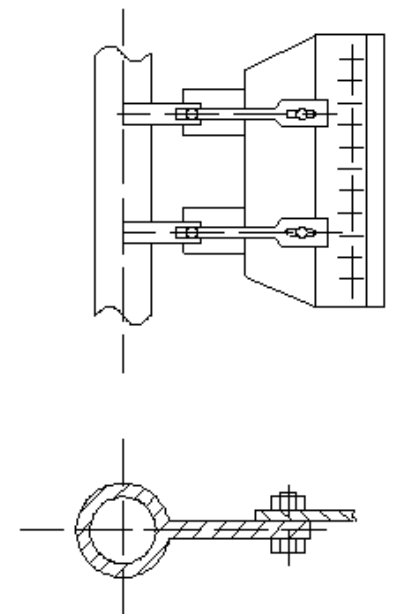
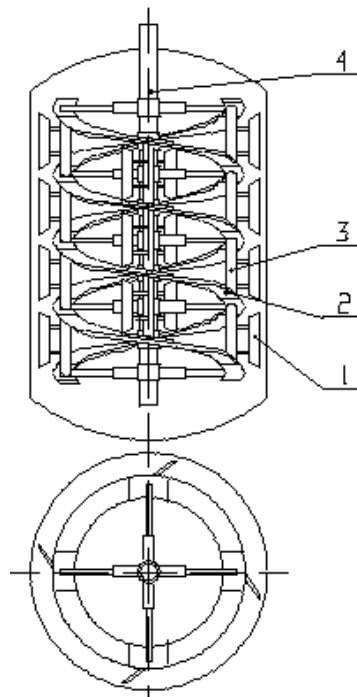


Figura 13.



Tabela 2. Recomendações de utilização dos misturadores

Tipo do misturador	Volume do líquido a misturar V, m <sup>3</sup>	Quantidade da fase sólida, %	Viscosidade dinâmica do meio a misturar $\mu$ , Pa·s	Velocidade periférica $\omega$ , m/s	Frequência de rotação $n_s$ , s <sup>-1</sup>
De pá	$\leq 1,5$	$\leq 5$	$\leq 0,1$	1,7÷5	0,3÷1,35
De hélice	$\leq 4$	$\leq 10$	$\leq 0,6$	4,5÷17	8,5÷20
De turbina aberto	$\leq 10$	$\leq 60$	$\leq 10$	1,8÷13	0,7÷10
De turbina fechado	$\leq 20$	$\leq 60$ e $>$	$\leq 50$	2,1÷8	1,7÷6
Especiais	$\leq 20$	$\leq 75$	$\leq 5$ ÷40	0,5÷35	1,7÷25

## 4.2. Metodologia de cálculo dos misturadores

Como dados iniciais pode ser indicados:

1. Parâmetros dimensionais do misturador:  
V – volume, m<sup>3</sup>; D – diâmetro interno, m; H – altura, m;
2. Parâmetros do processo:  
 $p$  – pressão, Pa;  $t^0$  – temperatura, °C; C - concentração do meio, %;
3. Propriedades físicas do meio:  
 $\rho$  – densidade, kg/m<sup>3</sup>;  $\nu$  – viscosidade cinemática, m<sup>2</sup>/s;  $\mu$  - viscosidade dinâmica, Pa·s;  
 $\nu = \mu/\rho$ ; agregado físico dos componentes; composição química dos componentes, etc.

No resultado de cálculo podem ser determinados:

1. Parâmetros dimensionais do elemento de agitação:  
tipo do misturador;  $d_m$  – diâmetro do elemento de agitação, m; b – comprimento da pá, m; h – largura da pá, m; S – espessura da secção transversal da pá, m;  $\theta$  – ângulo de inclinação da pá ou de subida do hélice, °; H – passo do hélice, m;  $d_v$  – diâmetro do veio do misturador, m.
2. Parâmetros dinâmicos do elemento de agitação:  
 $\omega$  – velocidade periférica, m/s; n - frequência de rotação, r.p.m.;  $N_m$  – potência de agitação, kW;  $N_{me}$  – potência do motor elétrico, kW; tipo e dimensões do acionamento;  $p$  - pressão do gás (ar) para misturadores pneumáticos, Pa;  $V_g$  – caudal do gás, m<sup>3</sup>/s, etc.

### Sequência de cálculo dos misturadores de pás

1. Escolha-se o tipo do misturador em função do destino do processo, da viscosidade  $\mu$ , do estado dos componentes do meio, da experiência, etc.
2. Determina-se o diâmetro do elemento de agitação  $d_m$  da tabela em função do tipo e diâmetro interno do misturador D.
3. Escolha-se a frequência de rotação n da tabela em função do diâmetro  $d_m$ , tipo e destino do misturador.

4. Determina-se a potência necessária para agitação  $N_m = 4,63 \cdot 10^{-6} \cdot K_n \cdot v \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_m^2$ , [W]  
Onde  $K_n$  – critério de potência tabelado em função do critério  $Re_m = \rho \cdot n \cdot d_m^2 / 60\mu$ ;  
 $n$  – frequência de rotação, r.p.m.
5. Determina-se a potência do motor elétrico  $N_{me} = (N_m + N_a) / \eta$ ,  
Onde  $N_a$  – potência de atrito nos vedantes;  $\eta$  - rendimento do acionamento, toma-se  
 $\eta = 0,9 \div 0,96$ , em função da complexidade do acionamento.
6. Escolha-se o tipo e dimensões do acionamento normalizado de tabelas em função de  $N_{me}$ ,  $n$  e construção do misturador.

7. Determina-se o diâmetro do veio do misturador  $d_v = 1,71 \cdot \sqrt[3]{\frac{M_t}{[\tau]}}$ , [m]

Onde  $M_t$  – torque do veio,  $M_t = N_m / \omega$ , [N·m];  $[\tau]$  – limite de resistência admissível de torção, Pa;  $\omega = \pi \cdot n / 30$ , [s<sup>-1</sup>]

Para veios de consola, quando  $n > 300$  r.p.m., faz-se verificação de rigidez e resistência às vibrações. A condição de resistência às vibrações  $0,7 \cdot \Omega > \omega > 1,3 \cdot \Omega$ ;

Onde  $\omega$  – frequência das oscilações perturbantes, s<sup>-1</sup>;  $\Omega$  – primeira frequência própria das oscilações transversais do veio, s<sup>-1</sup>.

$$\omega = \pi \cdot n / 30 \qquad \Omega = \frac{r_1^2}{l^2} \sqrt{\frac{E \cdot J}{m}}$$

Onde  $n$  – frequência de rotação do veio, r.p.m.;  $r_1$  – parâmetro tabelado da primeira frequência própria das oscilações transversais do veio;  $l$  – comprimento total do veio, m;  $E$  – módulo de elasticidade do material do veio, MPa;  $J$  – momento de inércia da secção transversal do veio,  $J = \pi \cdot d_m^4 / 64$ , m<sup>4</sup>;  $m$  – massa de 1 metro do veio, kg/m.

Parâmetro  $r_1$  toma-se da tabela em função de: propriedades de apoios; relação entre comprimento da parte saliente do veio  $l_1$  e comprimento total do veio  $l$  ( $l_1/l$ ); relação entre massa do elemento de agitação  $M$  e massa do veio  $m \cdot l$  ( $M/m \cdot l$ )

8. Verifica-se a resistência das pás  $\sigma_f = M_f / W \leq [\sigma_f]$ ;  
Onde  $M_f$  – momento de flexão,  $M_f = 0,0813 \cdot N_m / n$ , [N·m];  $W$  – momento de resistência, para secção transversal rectangular  $W = h \cdot S^2 / 6$ , [m<sup>3</sup>]

**Para pás horizontais inclinadas a potência necessária para começar girar pás:**

$$N_{mz} = 60 \cdot 10^{-8} \cdot \square \cdot z \cdot F_f \cdot D^3 \cdot n^3 \cdot \rho, \text{ [kW]},$$

Onde  $\square$  - coeficiente que depende da relação  $b/h$  da pá (de Tabela 3);  $z$  – número dos pares das pás;  $F_f$  – área frontal da pá, m<sup>2</sup>;  $D = d_m$  – diâmetro das pás, m;  $n$  – frequência de rotação das pás, r.p.m.;  $\rho$  – densidade do meio, kg/m<sup>3</sup>;

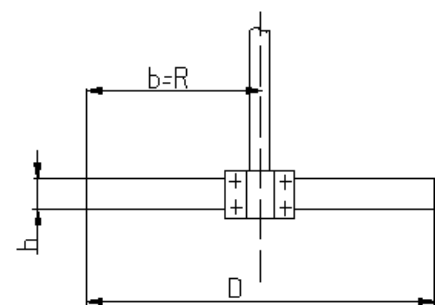


Figura 14.

Tabela 3.

b/h	1	2	4	10	18	>18
$\square$	1,1	1,15	1,19	1,29	1,4	2

Onde  $b$  e  $h$  - comprimento e largura do pá. Para pá horizontal  $b \approx D/2$ .

Área frontal da pá  $F_f = b \cdot h \cdot \sin\beta$ ,

Onde  $\beta$  – ângulo de inclinação da pá.

**Para pás verticais**  $N_{mv} = 18 \cdot 10^{-8} \cdot \rho \cdot z \cdot h \cdot (D_1^4 - D_2^4) \cdot n^3 \cdot \rho$ , [kW],

Onde  $D_1$  e  $D_2$  – diâmetro interno e externo do elemento de agitação, m.  $D_2 = D_1 - 2 \cdot b$

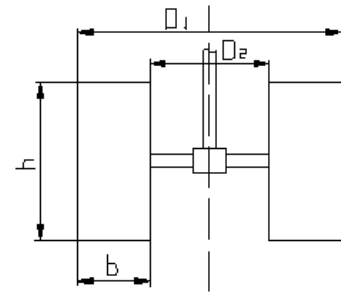


Figura 15.

**Para pás de âncora**  $N_{ma} = 15,3 \cdot 10^{-7} \cdot \rho \cdot z \cdot (R_2^5 - R_1^5) \cdot n^3 \cdot \rho$ , [kW]

Onde  $R_1$  e  $R_2$  – raio interno e externo da âncora, m.

**Para misturador de moldura** a potência calcula-se como soma das potências da parte horizontal, vertical e de âncora.



Figura 16.

**Para hélice**  $N_{mh} = 9,26 \cdot 10^{-7} \cdot a_2 \cdot d_m^5 \cdot n^3 \cdot \rho$ ,  $a_2 = \sin^3\theta \cdot \cos\theta$ ,

Onde  $d_m$  – diâmetro do hélice, m;  $\theta$  – ângulo da subida da linha helicoidal,  $\theta = \arctg(t/\pi \cdot d_m)$ , geralmente de 25 a 45°;  $n = 400 \div 1750$  r.p.m., valores menores para diâmetros menores; para líquidos viscosos e espumosos  $n = 150 \div 500$  r.p.m.

A inclinação do eixo de rotação das pás em 10°÷20° a vertical aumenta a intensidade de agitação.

**Para misturador de turbina**

- para regime lamelar  $Re = n \cdot d_m^2 / 60\nu \leq 3000$   $N_m = 4,54 \cdot 10^{-8} \cdot k_1 \cdot \nu \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_m^2$ ,

Onde  $k_1$  – coeficiente experimental;  $\nu$  – viscosidade cinemática, kg/m·s;  $n$  – frequência de rotação, r.p.m.;  $d_m$  – diâmetro da turbina, m.

- para regime turbulento  $Re = n \cdot d_m^2 / 60\nu > 10^4$   $N_m = 4,54 \cdot 10^{-8} \cdot k_2 \cdot \nu \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_m^2$ , [kW],

Onde  $k_2$  – coeficiente experimental.

**Para misturadoras pneumáticas** agitação realiza-se através do ar ou gás que se fornece de baixo sob pressão  $p = [H \cdot \rho_l \cdot g + 0,5 \cdot \omega^2 \cdot \rho_g \cdot (1 + \Sigma\xi) + p_0] \cdot 10^4$ , [Pa],

Onde  $H$  – altura de coluna do líquido agitado, m;  $\rho_l$  e  $\rho_g$  – densidade do líquido agitado e do gás (ar), kg/m<sup>3</sup>;  $\omega$  – velocidade do gás (ar) no tubo, geralmente  $\omega = 20 \div 40$  m/s;  $\Sigma\xi$  – soma dos coeficientes hidráulicos e da resistência local;  $p_0$  - pressão do líquido no misturador, Pa.

Quando o comprimento dos tubos está desconhecido  $p = (1,2 \cdot H \cdot \rho_l \cdot g + p_0) \cdot 10^4$ , [Pa]

O caudal do gás (ar)  $V_g = 0,28 \cdot 10^{-8} \cdot K \cdot F \cdot p$ , [m<sup>3</sup>/s],

Onde  $K = 24 \div 30$  para agitação fraca;  $K = 35 \div 45$  para agitação média;  $K = 45 \div 60$  para agitação intensiva;  $F$  – área da secção transversal do líquido antes de agitação,  $m^2$ ;  $p$  – pressão do gás, Pa.

Pode-se tomar  $V_{gm} = 0,4 \cdot F$  – para agitação fraca;  $V_{gm} = 0,8 \cdot F$  – para agitação média e  $V_{gm} = F$  – para agitação intensiva, onde  $V_{gm}$  – caudal do gás em  $m^3/min$ .

Agitação pneumática utiliza-se quando é necessária agitação relativamente lenta ou profunda dos líquidos com  $v < 0,2$  kg/m·s. Utilizando como gás o vapor pode-se aumentar a temperatura do líquido. O misturador pneumático tem construção muito simples mas agitação pneumática está ligada com relativamente grande consumo da energia e pode levar à oxidação e evaporação do líquido agitado.

### Acionamentos dos misturadores

Os acionamentos dos misturadores geralmente fiquem constituídos do motor elétrico e um redutor (geralmente transmissão de engrenagens). Os acionamentos geralmente instalam-se em cima da tampa do aparelho. Um exemplo do misturador combinado está apresentado na figura 17.

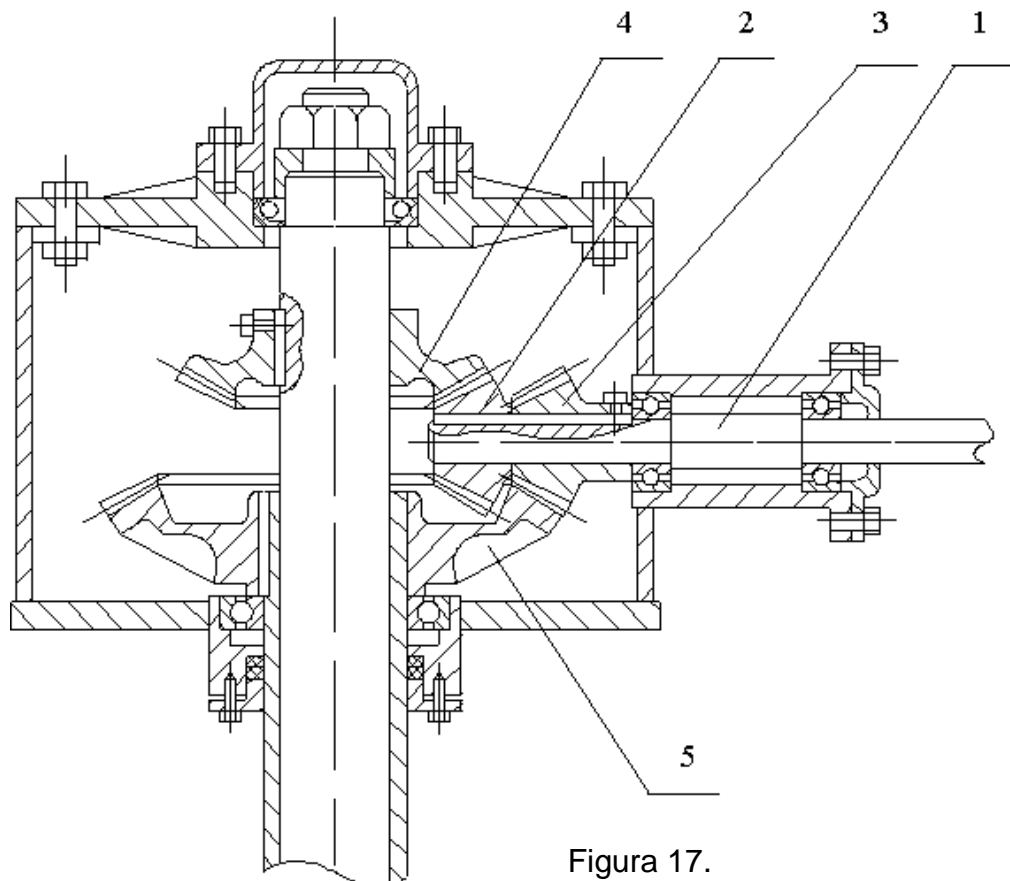


Figura 17.

Do veio 1 o movimento transmite-se através de dois pares das engrenagens cónicas: através de engrenagens 3 e 5 num sentido e através de 2 e 4 noutro sentido. Se as relações de transmissão destes pares serão iguais, a velocidade de rotação do veio do misturador será mesma mas nos sentidos diferentes.

Se se pretende ter a velocidade lenta e rápida num sentido há de usar dois acionamentos independentes. Neste caso um misturador pode ser, por exemplo, de âncora e outro de turbina. Se não há espaço suficiente para instalar dois acionamentos na tampa, os acionamentos instalam-se de baixo do recipiente. Mas neste caso há de prever bons vedantes.

Os misturadores de hélice podem ter diferentes tipos dos acionamentos:

1. Diretamente do veio do motor elétrico através do acoplamento (Figura 18).
2. Do motor elétrico e transmissão de engrenagens.
3. Do motor elétrico com redutor inserido.
4. Do motor elétrico e transmissão de correia cônica.
5. Do motor elétrico e caixa de velocidades. Este permite variar a frequência de rotação o que é muito útil quando durante agitação varia a viscosidade do meio.

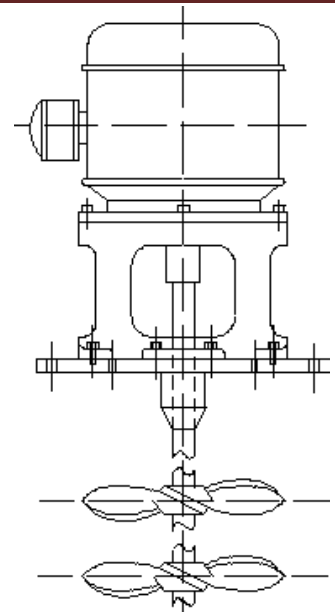
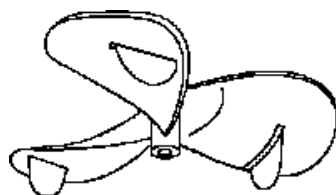


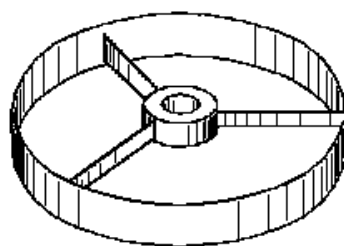
Figura 18.

Se o veio vertical do misturador de hélice tem comprimento maior de 1,8 m há de fazer o seguinte:

1. Instalar numa extremidade do veio o estabilizador em forma de asas soldadas ao hélice (Figura 19 a) ou em forma do anel largo com raios (Figura 19 b).
2. Instalar no fundo do recipiente um apoio (Figuras 20 a e b).
3. Instalar um apoio adicional dentro do acionamento ou fora (Figuras 21 a, b e c).
4. Instalar o acionamento de baixo do recipiente ou de lado.

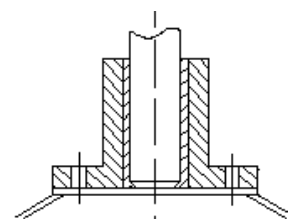


a)

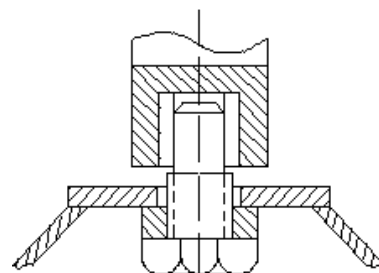


b)

Figura 19.



a)



b)

Figura 20.

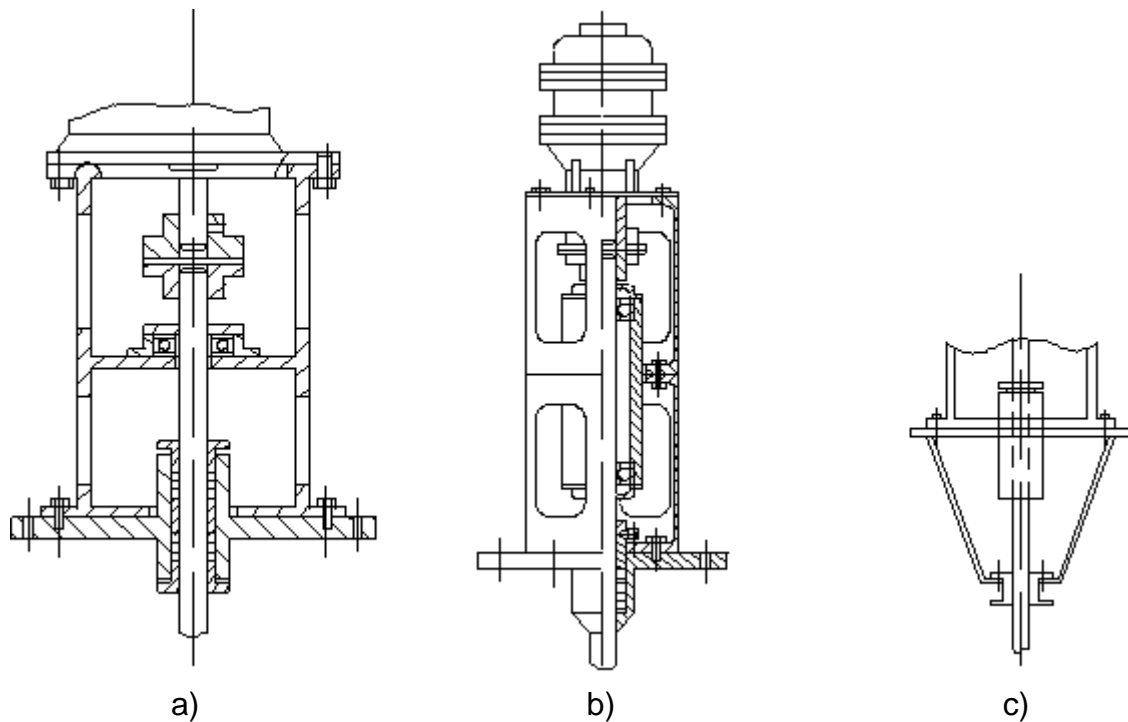


Figura 21.

O acionamento de lado do recipiente instala-se especialmente no caso dos recipientes horizontais. No caso de instalação dos acionamentos de baixo ou do lado do recipiente há de prever bons vedantes.

Os apoios podem ser feitos do ferro fundido ou soldados dum aço sem liga de baixo teor de carbono. Eles podem ter forma cilíndrica ou cônica com flanges de cima e de baixo. Dos lados do apoio fazem janelas para facilitar montagem e desmontagem.

Os apoios fiquem constituídos de suporte 1 (Figura 22), onde se aperta com parafusos 7 o mancal 2, onde, por sua vez, fica instalada a bucha 4 que se orienta com pino 5. As buchas podem ser fabricadas da liga de cobre (latão ou bronze), do ferro fundido, da grafite, do textolite, do plástico fluorídrico, etc. Outras peças dos apoios fabricam-se dos aços sem liga (para meios neutrais) ou de aços inoxidáveis (para meios agressivos).

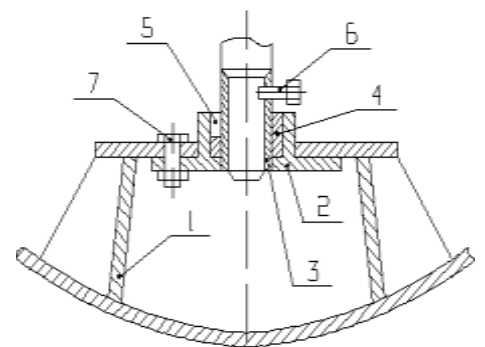


Figura 22

De ponto de vista da distribuição das cargas é melhor usar os acionamentos com mancais numa extremidade, mas nos casos dos meios agressivos ou abrasivos isso nem sempre é possível. O apoio no fundo trabalhos nas condições pesadas. Há de prever bom acesso ao mancal para observação e reparação. A construção do mancal tem que garantir boa circulação do líquido através dele.

Na figura 23 a está apresentado o apoio típico. Na figura 23 b apresenta-se o apoio para aparelhos com revestimento (forro).

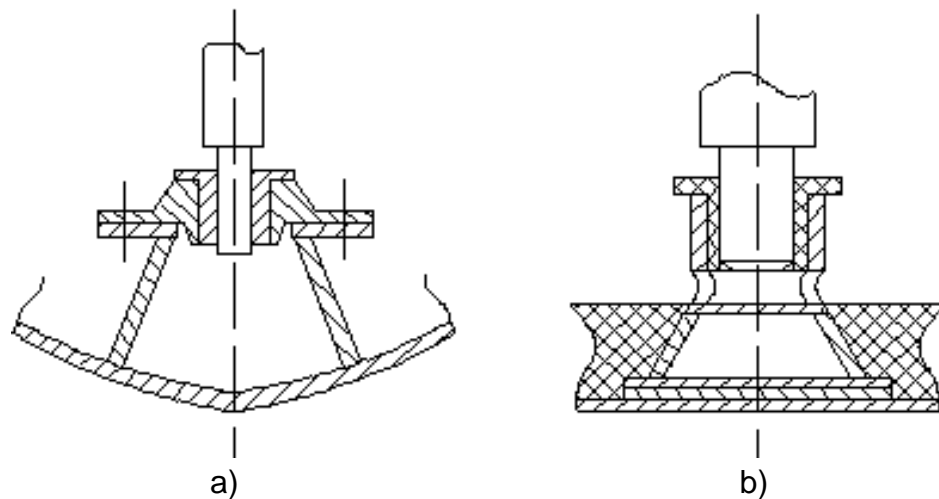


Figura 23.

Na figura 24 está apresentada a construção do acionamento dum misturador com apoio inferior. No caso de uso dos veios sem apoio na extremidade, podem aparecer o deslocamento inadmissível da sua extremidade (Figura 25)  $S = \delta \cdot (L/l + 0,5)$ , onde  $\delta$  - folga entre furo e veio. Além disso podem aparecer as oscilações de torção do veio, especialmente no caso de coincidência das oscilações perturbantes com as oscilações próprias do veio. Para evitar isso é necessário comparar as oscilações acima ditas e se for necessário tomar as medidas apropriadas.

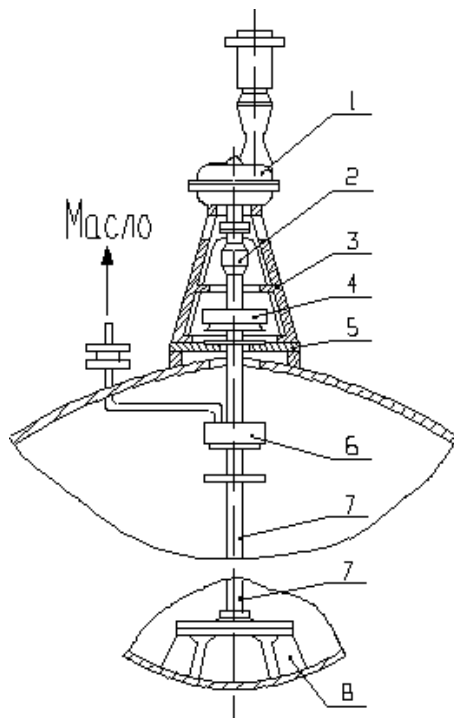


Figura 24.

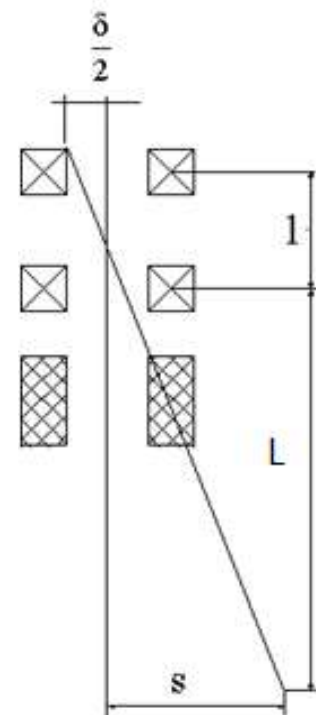


Figura 25.

1 – redutor; 2- acoplamento; 3 – suporte do acionamento;  
4 – vedante; 5 – apoio do acionamento; 6 - colector do óleo;  
7 – veio; 8 – apoio do mancal na extremidade.

Para veios de consolo recomenda-se usar  $L/l \leq 4$ . Para diminuir as oscilações de torção, o veio deve ser bem balanceado e há de evitar a coincidência das oscilações perturbantes com as oscilações próprias do veio. Caso contrário há de usar um apoio na extremidade do veio.

Para garantia a coincidência dos eixos de duas buchas pode-se usar uma bucha esferoidal 4 (Figura 26).

1 – veio; 2 – bucha giratória;  
3 – bucha imóvel; 4 – bucha esferoidal

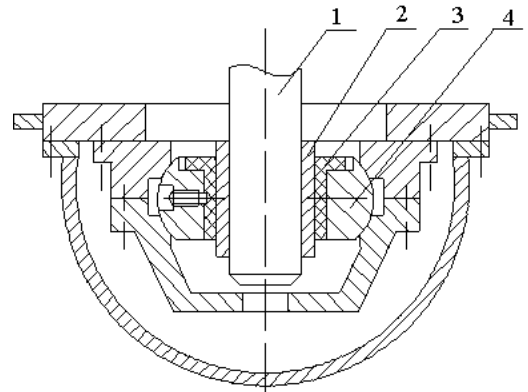


Figura 26.

### Fixação dos elementos de agitação

O elemento de agitação geralmente tem um cubo com pás soldadas. Na maioria dos casos o elemento de agitação instala-se no veio pela superfície cilíndrica. O torque do veio transmite-se através duma chave. No sentido axial o cubo fixa-se por meio duma porca, dum parafuso ou um ou dois anéis cortados que se instalam nas ranhuras do veio (Figura 27).

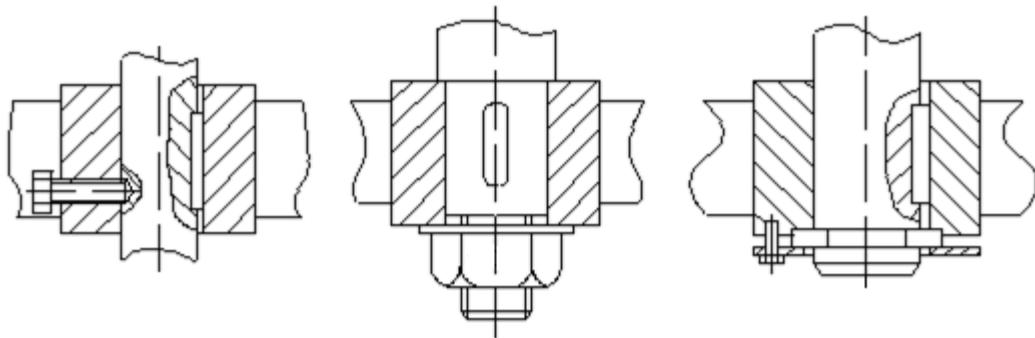


Figura 27.

O mecanismo de agitação com  $d_m \leq 1,2$  m geralmente monta-se no veio e instala-se no aparelho junto com tampa. O elemento de agitação dos misturadores grandes pode ser instalado separadamente através duma janela do recipiente. Isso permite repará-lo sem desmonte da tampa.

O veio do misturador liga-se ao veio do motor através de acoplamentos. Mais usados são acoplamentos bipartidos (Figura 28) e de dentes (Figura 29).



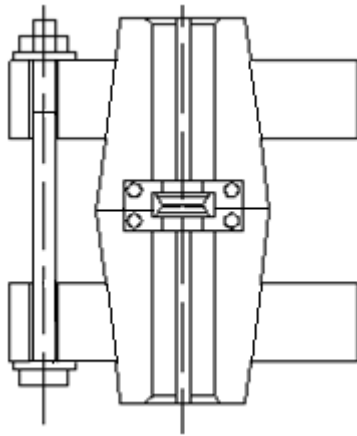
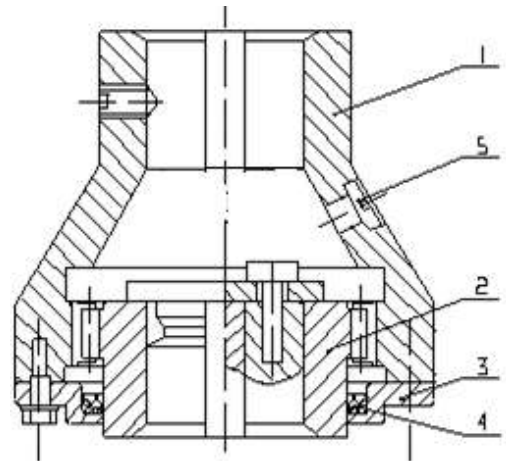
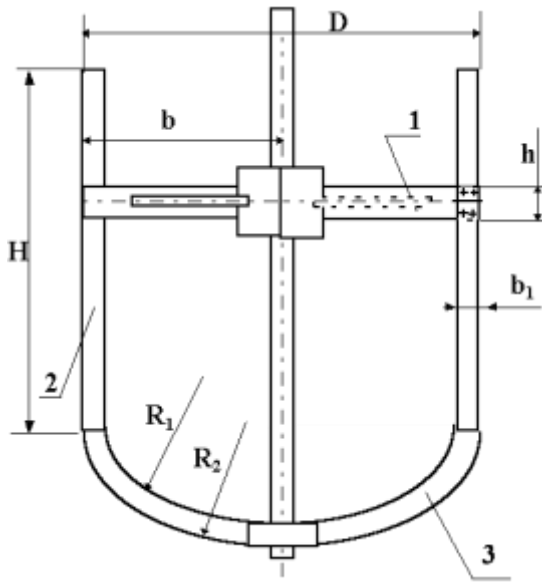


Figura 28.



1 – Bucha dentada externa; 2 – bucha dentada interna; 3 – flange; 4 – vedante; 5 - lubrificador

Figura 29.



### 4.3. Exemplo de cálculo do misturador de moldura

Dados iniciais:  $D = 1 \text{ m}$ ;  $n = 50 \text{ r.p.m.}$ ;  
 $\rho = 2000 \text{ kg/m}^3$ ;  $h = b_1 = 0,03 \text{ m}$ ;  $H = 1,2 \text{ m}$ ;  $z = 1$

O elemento de agitação fica constituído de 3 partes: duas pás horizontais 1, duas pás verticais 2 e pá de âncora 3. A potência necessária para girar misturador calculamos como soma de 3 parcelas:

$$N_m = N_{mz} + N_{mv} + N_{ma}$$

Para parte horizontal  $N_{mz} = 60 \cdot 10^{-8} \cdot \varphi \cdot z \cdot F_f \cdot D^3 \cdot n^3 \cdot \rho$ , [kW],

$$\varphi = f(b/h); \quad b = D/2; \quad b = 1/2 = 0,5 \text{ m}; \quad b/h = 0,5/0,03 = 16,7;$$

Da tabela 3 por interpolação  $\varphi = 1,38$ .  $F_f = b \cdot h \cdot \sin\beta = 0,5 \cdot 0,03 \cdot \sin 90^\circ = 0,015 \text{ m}^2$

$$N_{mz} = 60 \cdot 10^{-8} \cdot 1,38 \cdot 1 \cdot 0,015 \cdot 1^3 \cdot 50^3 \cdot 2000 = 3,105 \text{ kW}$$

Para parte vertical  $N_{mv} = 18 \cdot 10^{-8} \cdot \varphi \cdot z \cdot h \cdot (D_2^4 - D_1^4) \cdot n^3 \cdot \rho$ , [kW]

$$D_2 = D = 1 \text{ m}; \quad D_1 = D - 2 \cdot b; \quad D_1 = 1 - 2 \cdot 0,03 = 0,94 \text{ m}$$

$$N_{mv} = 18 \cdot 10^{-8} \cdot 1,38 \cdot 1 \cdot 1,2 \cdot (1^4 - 0,94^4) \cdot 50^3 \cdot 2000 = 16,34 \text{ kW}$$

Para parte de âncora  $N_{ma} = 15,3 \cdot 10^{-7} \cdot \varphi \cdot z \cdot (R_2^5 - R_1^5) \cdot n^3 \cdot \rho$ , [kW]

$$R_2 = D/2 = 0,5 \text{ m}; \quad R_1 = R_2 - h; \quad R_1 = 0,5 - 0,03 = 0,47 \text{ m};$$

$$N_{ma} = 15,3 \cdot 10^{-7} \cdot 1,38 \cdot 1 \cdot (0,5^5 - 0,47^5) \cdot 50^3 \cdot 2000 = 4,39 \text{ kW}$$

Então, para misturador de moldura temos  $N_m = 3,105 + 16,34 + 4,39 = 23,835 \text{ kW}$

A potência necessária do motor elétrico  $N_{me} \geq N_m/\eta$ ;  $N_{me} \geq 23,835/0,92 \geq 26 \text{ kW}$

#### 4.4. Exemplo de cálculo do misturador de turbina

Dados iniciais:  $\rho = 75 \text{ kg/m}^3$ ;  $v = 30 \text{ m}^2/\text{s}$ ;  $d_m = 0,18 \text{ m}$ ;  $n = 300 \text{ r.p.m.}$   $k_1 = 49$ ;  $k_2 = 3,4$

A fórmula de cálculo da potência para misturadores de turbina depende do critério Reynolds

$Re = n \cdot d_m^2 / 60v$ ;  $Re = 300 \cdot 0,18^2 / 60 \cdot 30 = 5,4 \cdot 10^{-3} \ll 2000$  – o processo é lamelar.

$N_{mh} = 4,54 \cdot 10^{-8} \cdot k_1 \cdot v \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_m^2$ ;  $N_{mh} = 4,54 \cdot 10^{-8} \cdot 49 \cdot 30 \cdot 75 \cdot 300^3 \cdot 0,18^2 = 4,38 \text{ kW}$

#### 4.5. Metodologia de cálculo dos misturadores de fita

1. A potência de agitação nos misturadores de fita depende de grau de homogeneização do meio e particularidades de construção. No início determina-se o múltiplo  $K_c$  de circulação em aparelho da tabela 4 em função da relação entre diferença da concentração  $\Delta C$  e concentração média do meio  $C_m$ .

Tabela 4.

$\Delta C/C_m$	0,10	0,40	0,63	0,75	0,80	0,85	0,99
$K_c$	1	2	3	4	5	6	7

2. Calcula-se o coeficiente  $k_1$  através de que se determinam as relações geométricas do elemento de agitação:

$$k_1 = \frac{2 \cdot t}{\pi \cdot d_m \cdot (1 - b_f/d_m)^2}$$

Onde  $t$  – passo do espira, m;  $d_m$  – diâmetro do elemento de agitação, m;  $b_f$  – largura da fita, m.

3. Determina-se a relação entre a folga  $\delta$  entre parede do recipiente e elemento de agitação e largura da fita:

$$\frac{\delta}{b_f} = \frac{D - d_m}{2 \cdot b_f}$$

Onde  $D$  – diâmetro interno do recipiente, m.

4. Escolha-se da tabela 5 o coeficiente  $k_2$  em função da relação  $\delta/b_f$

Tabela 5.

$\delta/b_f$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	1,1	1,2
$k_2$	50	38	33	28	26	25	24	23	22	21	21	21

5. Calcula-se o coeficiente do diâmetro relativo da zona central do meio de circulação:

$$a_r = \frac{0,57 \cdot D + 0,36 \cdot d_v}{D}$$

6. Calcula-se o coeficiente do diâmetro relativo do veio:  $a_v = d_v/D$

7. Determina-se o coeficiente  $\varphi$  que define a distribuição do fluxo axial do meio nas zonas de circulação central e periódica:

$$\varphi = \frac{(a_r^4 - a_v^4) \cdot \ln \frac{a_r}{a_v} - (a_r^2 - a_v^2)}{(a_r^2 - a_v^2) \cdot \ln \frac{a_r}{a_v}} + \frac{(1 + a_r^4) \cdot \ln \frac{1}{a_r} - (1 - a_r^2)}{(1 - a_r^2) \cdot \ln \frac{1}{a_r}}$$

8. Calcula-se o coeficiente  $A_c$  que toma em conta as dimensões geométricas do elemento de agitação e carácter da circulação do meio:

$$A_c = \pi \cdot k_1 \cdot k_2 \cdot \varphi \cdot (1 - b_f/d_m)^2$$

9. Determina-se o caudal volumétrico do meio de circulação:

$$Q_c = A_c \cdot z_e \cdot H \cdot (D/d_m)^2 \cdot n \cdot d_m^3 / H_1,$$

Onde  $z_e$  – número de entradas da linha helicoidal da fita;  $H$  – altura do nível do meio, m;  $H_1$  – altura do misturador, m.

A altura do nível do líquido  $H = 4 \cdot V / \pi D^2$ , onde  $V$  – volume do meio,  $m^3$

10. Calcula-se o tempo de agitação necessário para receber o grau de agitação pretendido:

$$\tau = K_c \cdot V / Q_c$$

11. Calcula-se a potência de agitação do misturador de fita:

$$N_{mf} = 1,574 \cdot 10^{-3} \cdot (H_1/d_m) \cdot \mu \cdot n^3 \cdot d_m^2$$

#### 4.6. Exemplo de cálculo do misturador de fita

Dados iniciais:  $V = 12,5 \text{ m}^3$ ;  $D = 2,2 \text{ m}$ ;  $\Delta C/C_m = 0,75$ ;  $\mu = 10 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ;  $n = 130 \text{ r.p.m.}$ ;  
 $d_m = 2,05 \text{ m}$ ;  $H_1 = 1,69 \text{ m}$ ;  $d_v = 0,12 \text{ m}$ ;  $b_f = 0,75 \text{ m}$ ;  $z_e = 2$

## **4. Termopermutadores**

## **5. Tubulação**