

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
FACULDADE DE ENGENHARIA E TECNOLOGIA
CAMPUS UNIVERSITÁRIO DE BAURU

UM ESTUDO SOBRE AS OPERAÇÕES UNITÁRIAS DE AGITAÇÃO, TROCA DE
CALOR EM TANQUES E MISTURA DE PÓS



Autor: Paulo Cezar Razuk

Professor Assistente Doutor

Departamento de Engenharia e Tecnologia Mecânica

FET / UNESP - Bauru

Tese submetida a banca, em concurso
de Livre Docência, para obtenção do
título de Professor Adjunto.

Bauru - SP

abril 1992

n.º 709
BIBLIOTECA - UNESP
CAMPUS DE BAURU

Agradecimentos

- Aos servidores do Departamento de Engenharia e Tecnologia Mecânica da FET / UNESP Campus de Bauru, José Marcelo Félix da Silva, Adriane Nassralla Kassis e Isabel Cristina Fontes, pela colaboração;
- Aos alunos do Curso de Engenharia Mecânica da FET / UNESP Campus de Bauru, Carlos Roberto Covolan e Ricardo Corrêa Pascotto, pelo auxílio na realização dos ensaios com o misturador de pós;
- À Sandra Valéria pelo paciente trabalho de digitação.
- Ao Centro de Engenharia Projeto e Montagens Ltda (CEPEMD, à FRUTESP e à SEW do Brasil pela oportunidade de construir, permitir a realização dos ensaios de agitação e coleta de dados.

ÍNDICE

	pag.
Relação de Tabelas.....	VI
Relação de Figuras.....	IX
Resumo.....	XI
Simbologia.....	XIV

AGITAÇÃO DE FLUIDOS

1. Introdução.....	01
2. Considerações gerais.....	02
3. O grau de agitação.....	10
4. Principais tipos de agitadores rotativos.....	13
5. Agitação com pás inclinadas.....	15
6. A taxa e o tempo de circulação.....	18
7. O tempo de mistura.....	20
8. Resultados.....	21
9. Conclusões.....	26

TROCA DE CALOR EM TANQUES AGITADOS

1. Introdução.....	28
2. A análise térmica.....	32
3. A perda de carga.....	40
4. A perda de calor para o meio ambiente.....	41
5. Resultados.....	43
6. Conclusões.....	49

ESTUDO DA INFLUÊNCIA DE ALGUNS PARÂMETROS NA OTIMIZAÇÃO DA MISTURA DE PÓS USANDO O DUPLO CONE

1. Introdução.....	51
2. Materiais e Métodos.....	55
3. Resultados.....	61
4. Conclusões.....	65

<u>SUMMARY</u>	68
----------------------	----

<u>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</u>	70
---	----

APÊNDICE 1

A relação ótima entre o diâmetro e a altura.....	73
--	----

APÊNDICE 2

Figuras.....	77
--------------	----

APÊNDICE 3

Desenho e fotos.....	124
----------------------	-----

APÊNDICE 4

Outras informações referentes a bancada do misturador de pós duplo cone.....129

APÊNDICE 5

Tabelas de 11 a 27 com os dados utilizados na confecção das Figuras de 12 a 46.....133

RELAÇÃO DE TABELAS

Tabela	pag.
1 - Nível de agitação.....	12
2 - Características iniciais do sistema agitado.....	24
3 - Características do sistema agitado resul- tante.....	26
4 - Comportamento da troca de calor usando ser- pentina meia-cana.....	46
5 - O nível de agitação no aquecimento do xaro- pe de açúcar.....	48
6 - Características principais da bancada de teste.....	56
7 - Características geométricas dos misturadores.....	61
8 - Coeficiente de mobilidade para os mistura- dores.....	63
9 - Número de Froude para os misturadores.....	64
10 - Verificação da influência de alguns parâme-	

	metros na mistura.....	65
11	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 12 e 18.....	139
12	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 13 e 19.....	140
13	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 14, 17 e 20.....	141
14	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 15 e 21.....	142
15	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 16 e 22.....	143
16	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 23 e 27.....	143
17	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 24 e 28.....	143
18	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 25 e 29.....	144
19	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 26 e 30.....	144
20	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 31 e 35.....	145
21	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 32 e 36.....	145
22	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 33 e 37.....	146
23	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 34 e 38.....	146

	ras 34 e 38.....	146
24	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 39 e 43.....	147
25	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 40 e 44.....	147
26	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 41 e 45.....	148
27	- Dados utilizados para a confecção das Figuras 42 e 46.....	148

RELAÇÃO DE FIGURAS

Figuras		pag.
1	- Curvas de potência para pás com diâmetro de 1000 mm.....	78
2	- Curvas de potência para pás com diâmetro de 1100 mm.....	79
3	- Curvas de potência para pás com diâmetro de 1300 mm.....	80
4	- Variação da potência líquida em função da rotação.....	81
5	- Comparação da potência medida com a calculada.....	82
6	- Influência da velocidade do vapor na área de troca de calor.....	83
7	- Influência da pressão do vapor na área de troca de calor.....	84
8	- Influência do nível de agitação do pro-	

	duto na área de troca de calor.....	85
9	- Influência do nível de agitação no tempo de permanência do produto no tanque.....	86
10	- Distribuição granulométrica da areia.....	87
11	- Distribuição granulométrica do sal.....	88
12 a 17	- Comportamento dos pós na mistura - Misturador 2 - intermediário.....	89
18 a 22	- Linearização da variância no tempo de mistura para várias condições - Misturador 2 - intermediário.....	95
23 a 26	- Comportamento dos pós na mistura - Misturador 1 - esbelto.....	100
27 a 30	- Linearização da variância no tempo de mistura para várias condições - Misturador 1 - esbelto.....	104
31 a 34	- Comportamento dos pós na mistura - Misturador 3 - bojudo.....	108
35 - 38	- Linearização da variância no tempo de mistura para várias condições - Misturador 3 - bojudo.....	112
39 - 42	- Comportamento dos pós na mistura. Influência de outras variáveis - Misturador 2 - intermediário.....	116
42 - 46	- Linearização da variância no tempo de mistura para as condições das Figuras 39 a 42.....	119

RESUMO

De todas as operações, a agitação de fluidos, a troca de calor em tanques e a mistura de pós são, sem dúvida, as mais usuais, principalmente, na indústria de alimentos.

Embora exigindo um estudo em separado, é comum estas operações unitárias estarem presentes, em instantes diferentes, no mesmo processo de fabricação.

O propósito deste trabalho é enfatizar procedimentos de projeto para problemas práticos nas indústrias de processos envolvendo estas três operações.

O modelo matemático proposto para a agitação de fluidos foi aplicado na substituição das tradicionais âncoras por impelidores de pás retas e inclinadas no processamento do suco concentrado de laranja. Observou-se que o tempo de permanência do suco no tanque de resfriamento caiu de quarenta para cinco minutos em decorrência da maior ação

de mistura provocada pelas pás retas. O modelo proposto acompanha bem as exigências de potências requeridas pelo suco na medida em que é resfriado.

A transferência de calor em tanques agitados depende do impelidor e do sistema de aquecimento ou resfriamento. O sistema de agitação é definido tomando-se como base as propriedades do produto e exigências do processo. Em geral, a troca de calor ocorre como parte de um processo de suspensão ou dissolução de sólidos, dispersão de gás em um líquido, emulsificação de líquidos imiscíveis ou controle de reações químicas. O tipo, tamanho, localização e rotação do agitador serão usualmente definidos pelas exigências de mistura. Em muitos casos, o agitador e a potência exigida por ele são determinados antes dos aspectos de transferência de calor serem considerados.

Quando o processo é controlado pelo calor transmitido, variáveis como a diferença de temperatura média logarítmica e superfície de troca de calor predominam sobre aquelas ligadas ao agitador. A agitação, neste caso, tem efeito somente no coeficiente de película interno que participa de uma das várias resistências que fazem parte do coeficiente global de transmissão de calor.

Estudou-se neste caso a influência de nível de agitação, da velocidade e da pressão do vapor na área de troca em tanques dotados de serpentinas, do tipo meia-cana no costado empregados na preparação do xarope de açúcar, compo-

nente básico na fabricação de bebidas carbonatadas. Os resultados mostram a influência preponderante da velocidade do vapor na serpentina, dando indicações preciosas para o projeto destes equipamentos (reatores).

Na mistura de sólidos, utilizando um duplo cone, foram investigadas as influências da geometria e da rotação no tempo para a obtenção de um desejado grau de mistura. Tais questões foram respondidas através da análise de adimensionais como o número de Froude e do coeficiente de mobilidade gerado da linearização da variância no tempo de mistura. Os procedimentos de ampliação de escala, a partir de uma operação otimizada, em um modelo, é, também, ilustrada.

Palavras de referência: operações unitárias, troca de calor em tanques, agitação, mistura de sólidos.

SIMBOLOGIA

- A : área de troca de calor (ft^2)/área
- A' : área efetiva de troca de calor (ft^2)
- Aco : área de troca de calor baseada na superfície externa do tubo (ft)
- Ai : área da jaqueta baseada no diâmetro interno (ft^2)
- Ao : área da jaqueta baseada no diâmetro externo (ft^2)
- Ar : altura da parte cilíndrica do tampo
- Ax : coeficiente
- C : altura do agitador acima do fundo do tanque (ft)
- Ca : Coeficiente de arraste ✓
- Ci/Cr : custo/custo total ✓
- cj : calor específico do fluido na jaqueta ($\text{BTU}/\text{lbm}^\circ\text{F}$)
- cp : calor específico ($\text{BTU}/\text{lbm}^\circ\text{F}$)
- Cútil : capacidade útil ✓
- D : diâmetro do agitador (ft) ✓
- Dc : diâmetro médio da serpentina (ft)
- dci : diâmetro interno do tubo (ft)
- dcm : média logarítmica entre os diâmetros do tubo e da serpentina (ft)
- dco : diâmetro externo do tubo da serpentina (ft)
- De' : diâmetro equivalente (ft)
- Dji : diâmetro interno da jaqueta (ft)
- Djo : diâmetro externo da jaqueta (ft)
- Do : diâmetro externo do vaso (ft)

D_p : diâmetro do tampo toroesférico (raio 10% planificado)
(ft)

D_r : diâmetro interno do vaso (ft)

e_{cc} : espessura da chapa do costado (ft)

e_{cp} : espessura da chapa do tampo (ft)

e_i : espessura do isolante (ft)

F : força aplicada

FLF : fator de fluxo laminar

fu : fator de correção da viscosidade

g : aceleração da gravidade $4,17 \cdot 10^8$ (ft/h²)/9,81 (m/s²)

h : altura da pá

H : altura do costado (ft)

H_m : altura manométrica

h_{ci} : coeficiente de película externo referido a área interna
(BTU/h.ft².°F)

h_{co} : coeficiente de película externo referido a área externa
(BTU/h.ft².°F)

h_i : coeficiente de película do lado do fluido de processo
(BTU/h.ft².F)

h_j : coeficiente de película do lado de fluido de aquecimento ou resfriamento (BTU/h.ft².F)

h_t : coeficiente de película dos tampos (BTU/h.ft².°F)

J : relação entre o volume total e o ocupado pelos pós

k : condutibilidade térmica (BTU/h.ft.F)

índices i e a, isolante e ar, respectivamente.

K_m : coeficiente de mobilidade das partículas

- l : largura da pá do agitador
 lw : largura da chicana no costado do tanque
 L : altura da passagem na jaqueta ou da jaqueta (ft)
 Le : comprimento efetivo de mistura
 m : quantidade de produto no vaso (lbm)
 $Msal$: massa de sal
 $Mareia$: massa de areia
 n : número de agitadores no mesmo eixo-árvore
 nw : número de chicanas no costado do tanque
 N : rotação do agitador (rpm)
 NA : nível de agitação
 Ngr : número de Grashof
 Npo : número de potência
 Npr : número de Prandtl
 Na : número de bombeamento ou de agitação
 $Nrey$: número de Reynolds
 ns : número de espiras da serpentina meia-cana
 p : passo do defletor de costado na jaqueta ou da serpentina (ft)
 P : potência (cv)
 q : fluxo de calor (BTU/h)
 Q : capacidade efetiva do agitador (ft³/min)
 R : raio de rotação
 Rh : raio hidráulico
 S : área projetada
 t : temperatura média do produto no interior do vaso (°F)

- t_e : temperatura de entrada
 t_s : temperatura de saída
 t_p : temperatura de permanência
 T : temperatura na jaqueta ($^{\circ}\text{F}$)
 T_w : temperatura da parede ($^{\circ}\text{F}$)
 T_i : temperatura de entrada na jaqueta ($^{\circ}\text{F}$)
 T_{∞} : temperatura do meio-ambiente ($^{\circ}\text{F}$)
 U : coeficiente global de transmissão de calor
 (BTU/h.ft². $^{\circ}\text{F}$)
 V : velocidade (ft/h ou ft/min) ✓
 V_a : vazão
 V_{areia} : volume de areia ✓
 V_o : volume ✓
 V_{sal} : volume de sal ✓
 V_v : velocidade do vapor
 x : espessura da parede do vaso ou tubo (ft)
 w : largura do espaço disponível na jaqueta (ft)
 W : fluxo de massa total pela jaqueta (lbm/h)
 W' : fluxo de massa efetivo pela jaqueta (lbm/h)
 Z : cota a partir do fundo do tanque até a superfície livre do produto
 β : coeficiente de expansão volumétrica ($^{\circ}\text{F}^{-1}$)
 Δp : diferença de pressão (lbf/in²)
 Δt : diferença de temperatura entre t e T ($^{\circ}\text{F}$)
 Δt_g : diferença entre as temperaturas média do líquido na jaqueta e a da parede do vaso; $(T - T_w)$ para aquecimento

e (T_w-T) para resfriamento (°F)

Δt_{LM} : diferença de temperatura média logarítmica (°F)

f_F : fator de atrito de Fanning

f_m : fator de atrito de Moody = $4 \cdot f_F$

ff_{ci} : fator de resistência da incrustação do lado interno ao tubo (h.ft².°F/BTU)

ff_i : fator de resistência da incrustação do lado do vaso (h.ft².°F/BTU)

ff_j : fator de resistência da incrustação do lado da jaqueta (h.ft².°F/BTU)

ρ : densidade (lbm/ft³)

ρ_{areia} : densidade específica aparente da areia

ρ_{sal} : densidade específica aparente do sal

ρ_s : densidade específica

θ : ângulo de inclinação da pá do agitador

θ_T : tempo de circulação

θ_m : tempo de mistura

μ : viscosidade na temperatura média (lbm/ft.h)

μ_w : viscosidade na temperatura da parede (lbm/ft.h)

AGITAÇÃO DE FLUIDOS

1 - INTRODUÇÃO

Entende-se por Agitação, a operação de produzir movimentos mais ou menos regulares no interior de um fluido. Quando se trata de uma só substância, a operação é de agitação propriamente dita, para duas ou mais substâncias (miscíveis ou imiscíveis entre si) tem-se então, uma mistura.

A maioria das operações nas indústrias químicas, farmacêuticas, alimentícias e outras, requer agitação do produto para cumprir uma das seguintes finalidades: mistura de líquidos, formação de dispersões, transmissão de calor e uniformização de temperatura.

A operação básica de agitação é a mais difícil de sujeitar-se a uma análise científica. Não existe uma fórmula verdadeira ou equação generalizada para pré-determinar a velocidade de um agitador sob determinadas condições.

O sistema de agitação é, também, integrado a geometria do vaso para propiciar as melhores condições para o processo e a maior economia operacional possível. Por sua vez, a geometria do vaso resulta da otimização do uso de chapas que reduz o custo do equipamento, diminuindo o número de cortes e de soldas e com uma padronização que atende a racionalização da produção e as necessidades do mercado.

A agitação pode ser feita por impelidores: de fluxo, como a recirculação por bombas; rotativos rápidos, como os navais e as pás retas inclinadas e rotativos lentos, como as âncoras.

1.1. Objetivos do trabalho

1º) Reunir as informações esparsas na literatura e estipular um modelo matemático que possibilite quantificar a agitação rápida feita por pás retas e inclinadas.

2º) Aplicar o modelo na homogeneização do suco de laranja concentrado substituindo a agitação lenta da âncora por impelidores de pás retas e inclinadas.

3º) Comprovar os resultados.

2 - CONSIDERAÇÕES GERAIS

A agitação, em seu aspecto tecnológico, que consiste em produzir movimentos turbulentos em um fluido, por meio de dispositivos mecânicos, é conforme citado por FOUST et al (1982), uma das operações mais antigas e mais comuns na indústria. Estes autores, embora sabendo que a eficiência

e o consumo de energia na agitação dependem dos princípios básicos da Mecânica dos Fluidos, reconhecem que, as configurações do escoamento nos vasos com agitação são tão complicadas que a aplicação rigorosa dos referidos princípios básicos é impossível. Assim sendo é preciso utilizar aproximações empíricas.

Ainda segundo a referência mencionada, a agitação, nos casos típicos, efetua-se num tanque cilíndrico pela ação de lâminas que giram acopladas a um eixo-árvore que coincide com o eixo vertical do tanque. O agitador pode operar em base contínua ou descontínua. Na operação contínua, os materiais a serem misturados são aduzidos continuamente ao tanque e a mistura é removida, também continuamente.

As lâminas do agitador podem assumir formas diferentes dependendo do serviço a ser realizado. O tanque pode possuir chicanas ou chapas metálicas montadas verticalmente nas paredes. De acordo com os autores, as chicanas promovem maior ação de mistura e provocam a formação de uma superfície líquida livre mais ou menos horizontal. Na ausência das chicanas, com o agitador centrado e a velocidades elevadas forma-se um redemoinho, em virtude da ação da força centrífuga sobre o líquido e da sua superfície livre que pode responder a força.

O movimento da lâmina do agitador no fluido e o movimento resultante do fluido pelas paredes provocam um atrito característico e um arraste que dependem da velocidade

de rotação e do modelo das lâminas e do tanque.

Sabe-se que o coeficiente de resistência ou de arraste é função do número de Reynolds, ou seja:

$$Ca = f(N_{rey})$$

$$2.F.G / (S.V^2.\rho) = f(D.V.\rho / \mu) \quad (1)$$

O termo F/S , força aplicada ao fluido por unidade de área, pode ser usado com maior comodidade se for convertido a uma potência. Lembrando que a potência é igual ao produto da força pela velocidade de aplicação da força, vem:

$$V.F/S = P/S \quad (2)$$

Sendo a área proporcional a D^2 :

$$F/S \propto P/(V.D^2) \quad (3)$$

e a velocidade tangencial da ponta do agitador, proporcional a rotação,

$$V \propto N.D \quad (4)$$

obtem-se substituindo (3) e (4) em (1)

$$P.G/(N^3.D^5.\rho) = f(D^2.N.\rho/\mu) \quad (5)$$

ou

$$N_{po} = f(N_{rey})$$

onde N_{po} é o coeficiente de arraste nos sistemas com agitação, conhecido como número de potência.

Foust et al (1982) apresentam em um gráfico, com um adimensional em função do outro ($N_{po} \times N_{rey}$), oito

curvas para várias condições de agitação.

Nagata (1975), é um dos investigadores que tem estudado o consumo de potência em sistemas agitados. Pode-se notar que os resultados disponíveis apresentam algumas divergências em decorrência das inúmeras variáveis em jogo e dos dispositivos utilizados para a medida da potência.

Um dos métodos mais empregados consiste na colocação de extensômetros elétricos no eixo-árvore do agitador. O sinal emitido é captado, amplificado e permite, através da análise das deformações e tensões, a determinação do torque.

Nagata (1975) entre outros recursos, usou um dinamômetro de torção, descrito como dois discos colocados face a face e conectados entre si por quatro molas helicoidais dispostas a 90° . O disco superior é diretamente ligado a parte motriz do eixo-árvore, o disco inferior é ligado ao eixo do agitador, sustentado por dois mancais de rolamento posicionados internamente ao eixo motriz.

A medida do ângulo de deslocamento entre os dois discos rotativos é feita pela variação da indutância de um solenóide fixado no disco superior através da mudança na posição do núcleo, no disco inferior. Ou pela ação de uma escova em um reostato posicionados, respectivamente, nos discos inferior e superior.

Os ensaios visam, para vários tipos de impelidores, em líquidos de diferentes viscosidades, permitir

a construção de gráficos ilustrando a variação do número de potência em função do número de Reynolds.

O autor indica a equação (6) como válida para a região de fluxo laminar

$$N_{po} = A \cdot N_{rey}^{-1}$$

ou

$$P = A \cdot (\mu \cdot \rho / G) \cdot N^2 \cdot D^3 = A' \cdot N^2 \cdot D^3 \quad (6)$$

Para a região turbulenta, onde a curva que representa a variação de N_{po} em função de N_{rey} , tende a ser horizontal, a relação obtida é dada pela equação (7)

$$N_{po} = A/N_{rey} + B \cdot ((10^3 + 1,2 \cdot N_{rey}^{0,66}) / (10^3 + 3,2 \cdot N_{rey}^{0,66}))^P \quad (7)$$

onde :

$$A = 14 + (1/Dt) \cdot [670 \cdot (D/Dt - 0,6)^2 + 185] \quad (8)$$

$$B = 10 \cdot \exp [1,3 - 4 \cdot (1/Dt - 0,5)^2 - 1,14 \cdot (D/Dt)] \quad (9)$$

$$P = 1,1 + 4 \cdot (1/Dt) - 2,5 \cdot (D/Dt - 0,5)^2 - 7 \cdot (1/Dt)^4 \quad (10)$$

Conforme verificado experimentalmente por Nagata (1975) o aumento na largura das pás do agitador provoca incremento na potência consumida tão mais acentuado quanto maior a viscosidade do fluido. Este incremento tende a se estabilizar a partir de um certo valor para a relação l/D , no entanto, para fluidos com viscosidade acima de 2000 cp a potência consumida passa a aumentar linearmente com a largura.

Não há dúvida que quanto menor o ângulo de inclinação das pás com a horizontal, menor é a potência

consumida. O efeito desta redução depende, em última análise, do número de Reynolds. Na medida em que ele decresce, menos significativa é a inclinação das pás na potência consumida.

A altura definida pela superfície livre do líquido também sofre a mesma influência do número de Reynolds, isto é, passa a ser significativa, na potência, na medida em que se avança no regime turbulento.

O autor, considerando estas variáveis, modifica a expressão (7), que passa a ser escrita assim:

$$N_{po} = A \sqrt{N_{rey}} + B \cdot \left(\frac{10^3 + 1,2 \cdot N_{rey}^{0,66}}{10^3 + 3,2 \cdot N_{rey}^{0,66}} \right)^p \cdot \left(\frac{H}{D} \right)^{(0,25 + 1/D)} \cdot (\sin \theta)^{1/2} \quad (11)$$

Por outro lado, a posição do impelidor no tanque em relação a vertical, tem pouquíssima influência na potência consumida. Isto é também o que se nota com a potência exigida por uma pá com determinada largura em comparação a duas pás, arbitrariamente separadas no eixo-árvore, com metade desta largura cada uma.

A colocação de chicanas promove um aumento considerável (de 5 a 15 vezes) na potência exigida pelo sistema agitado quando comparado a um tanque sem chicanas. A potência sobe quanto maior a largura e o número de chicanas, chegando a um máximo na condição em que:

$$\left(\frac{l_w}{D_T} \right)^{1/2} \cdot n_w = 0,35 \quad (12)$$

Quando o eixo-árvore do agitador é deslocado do centro de um tanque sem chicanas, a potência exigida aumenta gradualmente no início, depois sobe quase

abruptamente e estabiliza-se em um valor máximo de até 4 vezes o inicial. Nesta condição, o eixo-árvore está a uma distância do centro aproximadamente igual a metade do diâmetro das pás.

Brown et al (1963) mostram o consumo de energia para vinte e nove condições diferentes de agitação, expressando graficamente o número de potência em função do número de Reynolds. Ainda que o sistema empregado não seja exatamente o estudado pelos autores é possível avaliar a potência consumida. É preciso que ambos tenham entre si semelhança geométrica.

As correções para tais mudanças de forma são obtidas, de maneira aproximada, multiplicando-se o valor do consumo dado pelo gráfico por:

$$\left[\left(\frac{D_T}{D} \right) \cdot \left(\frac{H}{D} \right)_{\text{desejado}} \right] / \left[\left(\frac{D_T}{D} \right) \cdot \left(\frac{H}{D} \right)_{\text{do gráfico}} \right]^{1/2} \quad (13)$$

A seguinte equação empírica é sugerida embora seus resultados não sejam precisos:

$$P = C \cdot \rho s \cdot \left[10 + (\mu)^{1/4} \right] \quad (14)$$

onde a potência, em cv é expressa por unidade de volume (m^3), a viscosidade em centipoise e o coeficiente C varia, desde $3,3 \cdot 10^{-2}$ para agitação de elevado nível, até $3,3 \cdot 10^{-3}$ para a de pouca intensidade.

Garrison (1981) mostra que a potência pode ser colocada como:

$$P = \rho \cdot Q \cdot H_m \quad (15)$$

em que:

$$Q = N_a \cdot N \cdot D^3 \quad (16)$$

$$H_m \propto N^2 \cdot D^2 \quad (17)$$

Assim, a equação (15) pode ser reescrita:

$$P = N_{po} \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5 \quad (18)$$

O número de potência é determinado experimentalmente para várias geometrias. O número de bombeamento ou de agitação (N_a) é a eficiência que afeta a capacidade efetiva do agitador (Q). Seu valor, que depende da relação entre os diâmetros do impelidor e do tanque tende a ficar constante na região de fluxo turbulento.

Conhecendo como N_{po} e N_a se comportam e como a potência se relaciona com a rotação e o diâmetro, pode-se avaliar o efeito de mudanças nestas duas variáveis, para o mesmo torque, através da equação (18) e com o auxílio da (19):

$$P_2 = P_1 \cdot (N_{po2}/N_{po1}) \cdot (N_2/N_1) \quad (19)$$

Para o mesmo tipo de impelidor, a relação entre os números de potência pode assumir a unidade. Percebe-se que é possível diminuir a potência reduzindo a rotação e aumentando o diâmetro das pás. No entanto, deve-se lembrar que, um motor com maior número de polos ou uma transmissão com maior redução são mais caros.

3 - O GRAU DE AGITAÇÃO

Uma certa resposta dinâmica mínima é requerida para se resolver satisfatoriamente um problema de agitação. Essa resposta é representada pela magnitude da velocidade do fluido a ser imprimida pelo misturador.

A velocidade de fluxo criada em um tanque por um agitador tem três componentes: (A) - Uma Componente radial, atuando na direção perpendicular ao eixo-árvore; (B) - Uma Componente longitudinal, atuando paralelamente ao eixo-árvore, e (C) - Uma Componente de Rotação, que atua na direção tangencial ao círculo de rotação do eixo-árvore.

Tanto a componente radial como a longitudinal contribuem efetivamente para a mistura, o que não acontece com a tangencial.

Essa componente tangencial produz uma camada de fluxo em rotação ao redor do eixo-árvore, em geral, em escoamento laminar e que praticamente impede a movimentação longitudinal. O resultado é que o conteúdo do tanque gira somente, sem produzir quase nenhuma ação de mistura. A potência absorvida pelo líquido é muito limitada já que a velocidade relativa entre as pás e o fluido é pequena.

A componente tangencial pode dar lugar a formação de um vórtice na superfície do líquido, que será cada vez mais profundo a medida que aumenta a rotação do agitador. Quando o vórtice alcança a zona de sucção da hélice, a potência transferida ao fluido diminui subitamente

devido ao arraste de ar para o interior do produto.

Outro inconveniente, associado ao fluxo rotatório, é que eventuais partículas sólidas podem se separar por ação de forças centrífugas.

O grau de agitação é a potência dirigida a cada unidade de volume do líquido.

Até alguns anos atrás a intensidade de agitação era dividida em três ou quatro categorias: Débil, Média, Grande ou Muito Grande. Tratava-se de transferir para cada categoria, uma certa potência por unidade de volume.

Esse é um critério relativo, pois dois agitadores consumindo uma mesma potência, sem dúvida, podem ter e têm comumente nível de agitação distinto.

Outro critério de avaliação do grau de agitação definia:

FRACO: Significando baixa turbulência. A superfície apresenta-se praticamente estagnada ou com lento movimento circular.

MODERADO: Onde a superfície do líquido apresenta intensa movimentação, mas sem redemoinhos ou borbulhamentos, isto é, alto grau de tubulência na parte inferior do tanque.

VIGOROSO: Que compreende alto grau de tubulência em todos os pontos do líquido, sendo que na superfície aparecerão os redemoinhos e o borbulhamento.

VIOLENTO: Onde se tem todas as condições da agitação vigorosa mais a tendência a formação de vórtices.

devido ao arraste de ar para o interior do produto.

Outro inconveniente, associado ao fluxo rotatório, é que eventuais partículas sólidas podem se separar por ação de forças centrífugas.

O grau de agitação é a potência dirigida a cada unidade de volume do líquido.

Até alguns anos atrás a intensidade de agitação era dividida em três ou quatro categorias: Débil, Média, Grande ou Muito Grande. Tratava-se de transferir para cada categoria, uma certa potência por unidade de volume.

Esse é um critério relativo, pois dois agitadores consumindo uma mesma potência, sem dúvida, podem ter e têm comumente nível de agitação distinto.

Outro critério de avaliação do grau de agitação definia:

FRACO: Significando baixa turbulência. A superfície apresenta-se praticamente estagnada ou com lento movimento circular.

MODERADO: Onde a superfície do líquido apresenta intensa movimentação, mas sem redemoinhos ou borbulhamentos, isto é, alto grau de tubulência na parte inferior do tanque.

VIGOROSO: Que compreende alto grau de tubulência em todos os pontos do líquido, sendo que na superfície aparecerão os redemoinhos e o borbulhamento.

VIOLENTO: Onde se tem todas as condições da agitação vigorosa mais a tendência a formação de vórtices.

Para quantificar o grau de agitação fixa-se a velocidade imprimida aos fluidos pelas pás, na faixa de 1,8 a 18,0 m/min.. Uma escala de 1 a 10 é então estabelecida para cobrir essa faixa.

O nível da agitação (NA) fica definido através da divisão da velocidade do fluido por 1,8, como mostra a tabela 1.

TABELA 1 - NÍVEL DE AGITAÇÃO

BAIXO		MÉDIO		ALTO	
Escala de Agit.	Veloc. de Fluido m/min	Escala de Agit.	Veloc. de Fluido m/min	Escala de Agit.	Veloc. de Fluido m/min
		3	5.4	7	12.6
		4	7.2	8	14.4
1	1.8	5	9.0	9	16.2
2	3.6	6	10.8	10	18.0

A Agitação nos níveis 1 e 2 é característica das aplicações que requerem a menor movimentação possível para o produto. Já os níveis de 3 a 6 caracterizam a maior parte das aplicações industriais. De 7 a 10 tem-se os processos que necessitam de alta velocidade.

Além do estabelecimento do nível de agitação são fatores importantes na determinação do melhor sistema: a densidade específica, a viscosidade do produto na temperatura

de operação e a própria geometria do tanque.

A relação entre a altura do costado e o diâmetro deve variar de 0,5 a 1,5 recomendando-se o valor 1,0 para a maioria das aplicações, o que, também, atende aos critérios de estabilidade estrutural (Apêndice 1, página 73).

Para tanques altos é necessário um elemento impulsor para cada diâmetro de altura do recipiente.

A posição da hélice é de fundamental importância nas operações do equipamento, pois, influi na formação de vórtices ou na aspiração de ar para o produto. O vórtice pode se formar, dependendo das condições de rotação e potência, quando a hélice está colocada no centro de um tanque sem chicanas ou quando aparece muito perto da superfície do líquido.

Uma das maneiras de se evitar a formação de vórtices é deslocar o agitador para fora do centro do tanque.

4 - PRINCIPAIS TIPOS DE AGITADORES ROTATIVOS

Os agitadores de pás inclinadas de maneira geral, possuem uma ação suave que, com frequência, deseja-se para a maioria das substâncias. É largamente empregado por gerar fluxo longitudinal, radial e circunferencial.

Atende a maioria das aplicações pelo fato de poder trabalhar com líquidos de 1 a 100000 cp de viscosidade, criando alta e baixa turbulência dependendo da velocidade de operação. Consumo de potência de moderado a alto. São

úteis para operações de mistura envolvendo líquidos missíveis ou preparação de dissoluções de produtos sólidos.

Para líquidos mais viscosos, a fim de promover maior transmissão de calor nas operações de aquecimento ou resfriamento em reatores e minimizar a formação de depósitos são empregados agitadores do tipo âncora. Produzem somente fluxo tangencial, baixa turbulência e provocam alto consumo de potência.

Os agitadores navais giram a grande velocidade e produzem principalmente correntes longitudinais e rotatórias. Apesar de seu pequeno diâmetro são bastantes efetivos em tanques grandes. Produzem alta turbulência com baixo consumo de potência. Devido a natureza predominantemente longitudinal das correntes de fluxo, as hélices navais devem ser montadas em eixos-árvores verticais descentrados em relação ao diâmetro do tanque e, de preferência, formando um certo ângulo em relação a vertical. Podem ser colocados lateralmente, mas sem posicioná-los no centro. São mais efetivos na mistura de líquidos pouco viscosos (inferior a 3000 cp). Pelo fato de cortarem e cisalharem o produto, dispersam sólidos e preparam emulsões.

Existem muitas variantes para o agitador de palhetas. Possuem fluxo tangencial, requerem mais energia que os navais e as turbinas. O comprimento, o número de palhetas e sua inclinação podem variar grandemente. As palhetas compridas são utilizadas para dissolução e dispersão.

5 - AGITAÇÃO COM PÁS INCLINADAS

Conforme comprovação de Gates et al (1975) e posteriormente de Bowen (1985), o agitador de fluxo axial mais comum ou universalmente usado é o constituído por quatro pás retas inclinadas a 45°.

A análise dimensional correlaciona as variáveis que afetam a potência requerida por um agitador deste tipo, em meio homogêneo, com os seguintes adimensionais:

5.1. Número de Potência

$$N_{pot} = P / (D^5 \cdot N^3 \cdot \rho) \quad (20)$$

que relaciona a potência, densidade relativa do produto, rotação e diâmetro do agitador.

A capacidade efetiva do agitador, mostra o volume deslocado na unidade de tempo.

$$Q = V \cdot A \quad (21)$$

em que

$$A = \pi \cdot D T^2 / 4 \quad (22)$$

sendo a velocidade média, V , uma decorrência do nível de agitação estipulado para o produto. É evidente que a velocidade varia grandemente num vaso agitado. Desde um máximo nas proximidades do impelidor, podendo chegar a até quase zero nos pontos mais distantes dependendo da geometria do tanque, da viscosidade do produto e da proximidade com a parede.

5.2. O número de bombeamento ou de agitação

É um adimensional definido como:

$$Na = Q / (N.D^3) \quad (23)$$

a partir da análise dimensional da distribuição de velocidade. É função do número de Reynolds e da relação D/D_T .

Os valores típicos para a relação D/D_T estão na faixa de 0,2 a 0,7.

Na região de turbulência o número de agitação é uma constante para uma dada relação entre os diâmetros do agitador e do tanque correspondendo a expressão:

$$Na = 0,683.(0,394/(D/D_T))^{1/2} \quad (24)$$

aplicável para N_{rey} entre 10^3 e 10^6 .

5.3. O número de Reynolds

$$N_{rey} = (10,7.D^2.N.\rho s)/\mu \quad (25)$$

deve ser ajustado por um fator envolvendo a geometria do tanque e do agitador (D/D_T), resultando o número de Reynolds modificado:

$$N_{rey}^* = N_{rey} \cdot ((D/D_T)/0,394)^{1/2} \quad (26)$$

Dependendo deste valor, o número de agitação deve ser corrigido. Assim para:

$$\underline{N_{rey}^*} \geq \underline{20000}$$

$$Na^* = 0,683 \quad (27)$$

$$\underline{20000} \geq \underline{N_{rey}^*} \geq \underline{300}$$

$$Na^* = \exp(-5,71 + 1,683 \cdot \ln N_{rey}^* - 0,179 \cdot (\ln N_{rey}^*)^2 + 0,0064 \cdot (\ln N_{rey}^*)^3) \quad (28)$$

$$\underline{300} \geq \underline{N_{rey}^*} \geq \underline{25}$$

$$N_a^* = \exp(-0,947 - 0,231 \cdot \ln N_{rey}^* + 0,0467 \cdot (\ln N_{rey}^*)^2) \quad (29)$$

$$\underline{N_{rey}^*} \leq \underline{25}$$

$$N_a^* = 0,3 \quad (30)$$

Desta maneira a equação (24) é reescrita

$$N_a = N_a^* \cdot (0,394 / (D/D_t))^{1/2} \quad (31)$$

e permite o cálculo de nova relação D/D_t .

A partir da determinação de N_a^* , a expressão (23) libera a rotação e, na sequência, tem-se N_{rey} , N_{rey}^* e novamente N_a^* e D , que é comparado com o anterior. A convergência ocorre após sucessivas interações.

Conhecido o diâmetro e a rotação pode-se chegar a potência que depende também, da densidade e viscosidade do produto.

O efeito da viscosidade na potência é computado através do fator de correção da viscosidade (f_v) e determinado a partir das relações se seguem:

$$\underline{N_{rey}^*} \geq \underline{900}$$

$$f_v = 1,0 \quad (32)$$

$$\underline{900} \geq \underline{N_{rey}^*} \geq \underline{8}$$

$$f_v = \exp(3,154 - 0,848 \cdot \ln N_{rey}^* + 0,0565 \cdot (\ln N_{rey}^*)^2) \quad (33)$$

$$\underline{8} \geq \underline{N_{rey}^*} \geq \underline{1}$$

$$f_v = \exp(3,649 - 0,942 \cdot \ln N_{rey}^* - 0,106 (\ln N_{rey}^*)^2 + 0,0448 (\ln N_{rey}^*)^3) \quad (34)$$

$$\underline{N_{rey}^*} \leq \underline{1}$$

$$f_u = 38,4 / N_{rey}^*$$

(35)

Considerando, na equação (20), que o número de potência é constante e para este tipo de agitador é igual a 1,37, tem-se fazendo as adequações de unidades e estipulando para o sistema de redução e/ou variação de velocidades um rendimento em torno de 80 % :

$$P = 1,06 \cdot 10^{-12} \cdot f_u \cdot \rho_s \cdot N^3 \cdot D^5 \cdot n \quad (36)$$

A potência calculada deve ainda, se for o caso, ser afetada pela inércia do conjunto de agitação e normalizada segundo os padrões comerciais.

A partir daí pode-se corrigir o diâmetro do agitador:

$$D = 393,5 \cdot (P / (f_u \cdot \rho_s \cdot N^3))^{1/5} \quad (37)$$

Os números de Reynolds e de bombeamento e o nível de agitação :

$$NA = \text{int}(N \cdot D^3 \cdot N_a / (1,41 \cdot D r^2) + 0,5) \quad (38)$$

Como regra geral, o melhor posicionamento para o impelidor é definido pela cota $Z/3$, a partir do fundo do tanque, com uma turbina e $D r/3$ e $2 \cdot Z/3$ para o caso de duas. A largura das pás é tomada como:

$$l = 0,14 \cdot D \quad (39)$$

6 - A TAXA E O TEMPO DE CIRCULAÇÃO

A vazão imprimida pelo agitador ao produto é expressa por:

$$Q = V.A = 6.NA.\pi.D_T^2/4 \quad (40)$$

Sendo o volume útil no tanque,

$$V_o = A.Z = \pi.D_T^2.Z/4 = \pi.D_T^3.(Z/D_T)/4 \quad (41)$$

A taxa de circulação do produto, fica sendo :

$$Q/V_o = 6.NA/Z = 6.NA/(D_T.(Z/D_T)) \quad (42)$$

o que significa que esta taxa varia diretamente com a escala de agitação e inversamente com o diâmetro do tanque e com a relação Z/D_T .

Da equação (41):

$$D_T = 1,08.V_o^{1/3} / (Z/D_T)^{1/3} \quad (43)$$

substituindo (43) em (42):

$$Q/V_o = 5,56.NA / (V_o^{1/3} . (Z/D_T)^{2/3}) \quad (44)$$

Qualquer que seja o nível de agitação esta taxa é menor para tanques altos do que para os baixos.

O tempo para revolver o conteúdo do tanque (θ_T) é o inverso da taxa de circulação dada pela equação (44):

$$V_o/Q = \theta_T = V_o^{1/3} . (Z/D_T)^{2/3} / (5,56.NA) \quad (45)$$

O tempo θ_T pode ser usado para classificar a intensidade de agitação.

SUAVE	para θ_T entre	3 e 60 minutos
MÉDIA	para θ_T entre	0,5 e 3 minutos
VIOLENTA	para θ_T entre	10 e 30 segundos

7 - O TEMPO DE MISTURA

A taxa de circulação (Q/V_0) multiplicada pelo tempo de mistura (θ_B) fornece um adimensional ($\theta_B \cdot Q/V_0$) que representa o número de circulações do produto no tanque para completa mistura. Outro adimensional que pode ser relacionado é ($\theta_B \cdot N$), mostrando o número de revoluções do agitador que acompanha o tempo de mistura.

Afetando o numerador e o denominador da equação (41) por D^3 , tem-se:

$$V_0 = \pi \cdot D^3 \cdot (Z/D_T) / (4 \cdot (D/D_T)^3) \quad (46)$$

Dividindo-se a equação (16) pela equação (46)

fica-se com:

$$Q/V_0 = 4 \cdot N_a \cdot N \cdot (D/D_T)^3 / (\pi \cdot (Z/D_T)) \quad (47)$$

$$\text{e} \quad \theta_B \cdot Q/V_0 = \theta_B \cdot N \cdot 4 \cdot N_a \cdot (D/D_T)^3 / (\pi \cdot (Z/D_T)) \quad (48)$$

trazendo a relação entre estes dois grupos adimensionais.

Para a região turbulenta $\theta_B \cdot N$ é, usualmente constante para condições geométricas semelhantes. Desta maneira, sob as mesmas condições $\theta_B \cdot Q/V_0$ é constante.

Multiplicando os membros da equação (44) por θ_B obtém-se:

$$\theta_B \cdot Q/V_0 = K' = 5,56 \cdot \theta_B \cdot N_a / (V_0^{1/3} \cdot (Z/D_T)^{2/3}) \quad (49)$$

então:

$$\theta_B = K \cdot V_0^{1/3} \cdot (Z/D_T)^{2/3} / N_a \quad (50)$$

mostrando que o tempo de mistura varia inversamente com a intensidade de agitação. Para reduzir o tempo de mistura pela metade deve-se, portanto, dobrar o nível de agitação, o que,

sem dúvida, aumentará o custo do sistema de agitação. Existe um balanço econômico ideal entre uma operação mais lenta e um investimento mais alto no equipamento.

8 - RESULTADOS

A fim de ilustrar o desenvolvimento teórico já exposto resolveu-se aplicá-lo ao suco de laranja concentrado, propondo a substituição do agitador tipo âncora, tradicional nesta aplicação, pelo de pás retas e inclinadas.

O suco de laranja filtrado e centrifugado contém uma porcentagem bastante alta de água, cerca de 88% e 12% de sólidos solúveis, responsáveis pelo sabor, aroma e propriedades do produto.

A estocagem e conservação de um suco natural seria muito difícil, onerosa e tornaria quase impossível seu transporte e exportação. Há, então, a necessidade de se reduzir o teor de água, até um nível técnico e econômico que justifique sua industrialização, não alterando suas características químicas, físicas e biológicas.

Assim, a concentração do suco cítrico, por evaporação de parte do seu teor de água, é efetuada até um nível final próximo a 35%, o que, além da vantagem de ordem econômica, aumenta a estabilidade microbiológica do suco, facilitando ainda sua estocagem.

O processo de evaporação é efetuado em

atmosfera de baixa pressão ou alto vácuo, decrescente do último para o primeiro estágio. Vale ressaltar que somente no primeiro estágio é admitido vapor externo como meio de aquecimento. Nos estágios seguintes o próprio vapor da água extraída do suco, no estágio anterior, é o meio de aquecimento necessário para se concentrar ainda mais o produto.

O tempo de retenção do suco nos evaporadores é pequeno, inferior a cinco minutos e isso possibilita a concentração sem que o sabor e demais características do suco natural sejam alteradas.

Quando sai do último estágio do evaporador, o suco já concentrado é resfriado instantaneamente de 40 para 20°C, sendo bombeado para os tanques de homogeneização. Nesses tanques, com sistemas de refrigeração, o suco é acumulado para formação de um lote de qualidade homogênea.

Na medida em que o suco se resfria até atingir 10°C abaixo de zero, se faz a adequação de cor, sabor, ph, concentração, óleo e polpa seguindo padrões bastante rígidos.

Os tanques são dotados de agitadores do tipo âncora exigindo 11 kw a 30 rpm e permitem carga e descarga rápidas.

Após a homogeneização com resfriamento a -10°C, o produto espesso e pastoso, é bombeado através de um sucoduto e armazenado, nesta temperatura, em grandes câmaras frigoríficas.

A título de exemplo, considerando-se o que é usual na indústria, tem-se:

- Características do produto

temperatura (°C)	viscosidade (cp)
8	20000
0	45000
-10	60000

densidade específica : 1,32

- Características do tanque de homogeneização

Para uma capacidade útil de 30 toneladas de suco:

- diâmetro interno : 2800 mm,
- altura do costado : 4000 mm e
- tampos toroesféricos com raio da seção toroidal igual a 10% do diâmetro interno do vaso.

- Características do sistema de agitação do proposto

Tipo de agitador : de pás retas inclinadas a 45°.

Número adequado de impelidores, em consequência, primeiro, da relação entre a altura do costado e o diâmetro do tanque e, segundo, da faixa de viscosidade apresentada pelo produto : 3.

Número de pás por impelidor : 4.

Deve-se observar que o suco requer movimentação lenta pelo risco de oxidação, assim,

estipulam-se, inicialmente, em função da viscosidade, os níveis de agitação 3, 2, 1 para o suco a 8°, 0° e -10°C, respectivamente.

O resultado dos primeiros cálculos é mostrado na tabela 2.

TABELA 2 - Características iniciais do sistema agitado

situação	Características do suco concentrado		NA adotado	Veloc. m/min	Cap. efetiva do agitador (m ³ /min)
	temp. (°C)	viscos. (cp)			
1	8	20000	3	5.5	35.2
2	0	45000	2	3.7	23.5
3	-10	60000	1	1.8	11.7

situação	Número de Reynolds	Diâmetro da pá (mm)	* Potência calculada (Kw)	Rotação (rpm)
1	94.4	1143	25.4	65.5
2	31.8	1145	17.2	49.5
3	9.6	1125	2.2	20.8

* para 3 impelidores no eixo-árvore.

Analisando os valores obtidos para a rotação e a potência, o peso do motovariador que atua sobre o tampo superior e considerando também, os aspectos econômicos, faz-se a escolha do motovariador:

SEW RF100VU5EFFADZ180M4

de engrenagens helicoidais, com

potência : 18,5 / 15 kw

rotação : 16 a 70 rpm faixa de variação 1:4

redução : 53,06

forma construtiva : V1 caixa de ligação a 0°

diâmetro do flange : 450 mm

motor 3F, 60 Hz, 220/380 V, IP 55

comando eletromecânico a distância (a 270°)

tacômetro e tacogerador

torque na menor rotação : 251 N.m

torque na maior rotação : 205 N.m

peso : 4800 N

Os torques disponíveis geram as seguintes potências na saída:

- para a menor rotação : 4,1 Kw
- para a maior rotação : 15 Kw

O diâmetro das pás é arredondado para 1000 mm.

A adequação do motovariador escolhido, às exigências do produto, é mostrada na TABELA 3.

A Fig. 1, no Apêndice 2 (página 77), traz curvas de potência requerida pelo produto nas várias condições e a linha de potência do motovariador para as rotações possíveis.

TABELA 3 - Características do sistema agitado resultante

	NA	Veloc.	Capac. efetiva do	tempo p/ revolver	
situação	resultante	m/min.	agitador (m^3/min)	cont. tanque (seg)	
1	1.8	3.4	20.8	65.5	
2	1.4	2.5	15.6	87.3	
3	1.2	2.3	14.1	96.6	
situação	Número Reynolds	Diâm. pá (mm)	* Potência consum. (kW)	Potência dispon. Motovariador (kW)	Máx. rot. admit. (rpm)
1	65.7	1000	13.2	13.7	63
2	24.1	1000	11.5	11.8	52
3	13.5	1000	10.4	10.8	47

* para 3 impelidores no eixo-árvore

As Fig. 2 e 3, também no Apêndice 2 (página 77), mostram as exigências de potência para pás com diâmetros de 1100 e 1300 mm, respectivamente. A potência requerida pelo produto aumenta com o diâmetro, exigindo rotação menor para as várias viscosidades.

9 - CONCLUSÕES

- A substituição da âncora por pás retas e inclinadas reduziu o tempo de processamento do suco de 40 para 5 minutos. Tal economia advém da maior ação de mistura provocada pelas correntes longitudinal e radial, geradas pelo agitador convencional, contra o fluxo somente tangencial da âncora.

Além do mais o sistema proposto e executado

permite processar o suco com maior rotação inicialmente (situação 1) e ir decrescendo-a na medida em que a temperatura cai.

Um termostato com um interfaceamento eletrônico poderia atuar na rotação do motovariador de forma conveniente.

- As medidas efetuadas indicam, para o motor alimentado por uma tensão de 380 Volts, variação na corrente de 30.9 a 17.7 ampères e um tempo de aceleração de 0.98 a 0.39 segundos enquanto a rotação variou de 64.8 a 19.7 rpm. A potência medida, já abatida do rendimento do redutor, é mostrada no gráfico da Fig.4 em função da rotação.

Observa-se que o modelo matemático proposto e representado pelas equações de (21) a (39), acompanha o que acontece com o suco concentrado na medida em que é resfriado. Mostra, para as rotações máximas admitidas na TABELA 3, variações na potência exigida pelo produto, em relação a calculada de 12.1, 29.6 e 33.7% para as situações 1, 2 e 3, respectivamente. A redução permitida de 12.1%, na potência do motor, não tem sentido prático.

A Fig.5 superpõe as curvas. A de potência medida deve ser acompanhada da região de alta para a de baixa rotação, tendo em vista que a temperatura cai e a viscosidade aumenta.

TROCA DE CALOR EM TANQUES AGITADOS

1 - INTRODUÇÃO

A jaqueta oferece um ótimo método de aquecimento ou resfriamento em vasos de processo, em termos de controle, eficiência e qualidade do produto.

O uso da jaqueta como meio de transferência de calor possibilita usufruir de muitas vantagens:

- qualquer fluido de aquecimento ou refrigeração pode ser usado,
- a circulação, a temperatura e a velocidade, do meio que propicia a troca de calor com o produto, podem ser controladas,
- a jaqueta pode, freqüentemente, ser fabricada com material menos caro que aquele utilizado na confecção do tanque propriamente dito e
- a contaminação e problemas de limpeza e manutenção são

virtualmente eliminados.

Entre nós, dois são os principais tipos de jaquetas: a convencional (camisa) e a serpentina meia-cana.

Outros sistemas, alternativos à jaqueta, incluem aquecedores elétricos de imersão, serpentina interna, indução e equipamentos externos - os trocadores de calor de placas ou de casco e tubos.

1.1 - A serpentina meia-cana

O projeto da serpentina meia-cana, soldada ao costado do tanque, permite obter, do fluido de aquecimento ou refrigeração, boa velocidade e turbulência o que implica em um alto coeficiente de filme ou baixa resistência térmica convectiva. Além do mais, sua construção faz com que o tanque tenha bastante rigidez estrutural, usualmente possibilitando uma redução na espessura da chapa do costado. Uma forma de economia principalmente se o tanque for construído com aço inoxidável.

A serpentina meia-cana pode ser dividida em múltiplas zonas. Não existem limitações para o número e a localização das conexões de entrada e saída do fluido que circula pela serpentina. Possibilita-se, assim, primeiro, o processamento de bateladas de diferentes volumes no mesmo tanque e, segundo, a redução da perda de carga através da superfície de troca de calor. Esta divisão em zonas é

particularmente interessante no uso do vapor d'água, pois, minimiza a formação de condensado ou o fluxo de duas fases.

Para a máxima transferência de calor, o espaço entre as serpentinas é de 20 mm. No entanto, se o coeficiente de filme do lado do produto for baixo ou se o costado tiver disponibilidade, o passo da serpentina pode ser aumentado para facilidade construtiva, sem significativa perda de superfície de troca de calor. Neste espaço entre as serpentinas, existe transferência de calor por condução.

A serpentina meia-cana pode ser fabricada em aço-carbono, mas para temperaturas acima de 150°C e abaixo de - 25°C, deve-se, necessariamente, usar o mesmo material do vaso para se evitar problemas de expansão térmica diferencial.

Os diâmetros mais comumente usados para a serpentina são 50, 60, 76 e 89 mm. Quando fabricadas em aço carbono empregam-se chapas com espessura de 4,76 mm para os diâmetros de 50 e 60 mm e 6,35 mm para os demais. Para a fabricação com aço inoxidável, a espessura é de 2,4 ou de 3,18 mm, independentemente do diâmetro.

Especificamente os projetos mecânico e de fabricação da serpentina meia-cana não são cobertos pela norma ASME seção VIII, divisão I. No entanto, é possível, através dos procedimentos estabelecidos na Subseção A, parte UG 101 deste código, obter as informações necessárias para a

elaboração dos projetos.

Numa comparação com a jaqueta convencional pode-se afirmar:

- Se a pressão na jaqueta é fator determinante no estabelecimento da espessura da chapa do costado do tanque, a serpentina meia-cana é muito mais econômica do que a camisa.
- Para tanques pequenos - com capacidade inferior a 1500 litros - via de regra fica mais viável o emprego da jaqueta convencional do que a meia-cana.

1.2 - A jaqueta convencional

A jaqueta convencional é uma parede extra ao redor de parte ou de todo tanque. Esta cobertura extra cria um espaço anular (geralmente concêntrico) entre as superfícies externa do tanque e interna da jaqueta.

São possíveis várias configurações: recobrir (ou encamisar) o costado e o tampo inferior, só o costado ou parte dele ou só o tampo inferior.

Difusores de costado, no espaço anular, são requeridos e cumprem duas funções: direcionar o fluido de aquecimento ou refrigeração ao longo de toda superfície de troca de calor e servir de reforço para o costado interno submetido a pressão externa.

Na jaqueta convencional, quando a pressão excede 6 bar, a espessura da parede do tanque aumenta ao

ponto de reduzir a transferência de calor e onerar a fabricação do vaso.

Indicações para o projeto mecânico e alguns detalhes construtivos estão contidos na norma ASME seção VIII, divisão I, apêndice IX.

1.3 - Objetivo do trabalho

1º) Estipular, tomando como base a teoria clássica da transferência de calor, um modelo matemático para o aquecimento em tanques com serpentina meia-cana.

2º) Aplicar o modelo à preparação do xarope de açúcar utilizando na fabricação de bebidas carbonatadas.

3º) Verificar os parâmetros que mais influem nesta troca de calor, de forma a otimizar o projeto destes tanques e sua operação.

2 - A ANALISE TERMICA

A transferência de calor em vasos agitados depende do tipo de impelidor e do sistema de aquecimento empregados.

Um agitador é selecionado em função do produto e das necessidades do processo. Muitas vezes a transferência de calor ocorre como parte de uma operação de mistura entre dois fluidos, de suspensão ou dissolução de sólidos, ou dispersão de um gás, em um líquido. Nesse caso, o tipo, tamanho, localização, rotação e potência requeridos para um

agitador são, normalmente, determinados antes dos aspectos de transmissão de calor serem considerados.

Quando a troca de calor é preponderante no processo, algumas variáveis como a diferença de temperatura média logarítmica e a superfície de troca, usualmente, predominam sobre as variáveis do sistema de agitação. Nesse caso, a agitação pode afetar somente a resistência convectiva interna, uma das várias resistências que fazem parte do coeficiente global de transmissão de calor.

2.1 - O Coeficiente Global

O coeficiente global, U , é determinado a partir de uma série de cinco resistências térmicas impostas ao fluxo de calor:

$$1/U = 1/h_i + f f_i + x/k + f f_j + 1/h_j \quad (51)$$

A equação (51) é válida quando o diâmetro do vaso é muito grande quando comparado com a espessura de sua parede, isto é, os diâmetros interno e externo da superfície de troca de calor são praticamente iguais, como é o caso dos vasos encamisados.

Na utilização de serpentina interna, o coeficiente global, referido a superfície externa, é expresso pela equação (52):

$$1/U = 1/h_i + f f_i + (x/K) \cdot (d_{co}/d_{cm}) + (1/h_{ci}) \cdot (d_{co}/d_{ci}) + f f_{ci} \quad (52)$$

2.2 - Operação Contínua ou em Bateladas

Quando o vaso e sua jaqueta ou serpentina são

operados continuamente sob condições isotérmicas, a equação (53) pode ser aplicada diretamente

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta t \quad (53)$$

Quando o vaso é operado continuamente, com seu conteúdo a temperatura constante, mas com diferença entre as temperaturas de entrada e saída da jaqueta, a equação (54) deve ser usada:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta t_{Lm} \quad (54)$$

No caso da operação em bateladas, com o produto inicialmente a temperatura t_1 e, depois de θ horas, a temperatura t_2 , as expressões (55) e (56) são usadas para o aquecimento e o resfriamento, respectivamente:

$$\ln \left(\frac{T-t_1}{T-t_2} \right) = U \cdot A \cdot \theta / m \cdot c_p \quad (55)$$

$$\ln \left(\frac{t_1 - T}{t_2 - T} \right) = U \cdot A \cdot \theta / m \cdot c_p \quad (56)$$

Quando a temperatura na jaqueta não é constante essas equações podem ser usadas se a diferença entre as temperaturas de entrada e saída é pequena (menor que 10%) comparada com a Δt_{Lm} entre a temperatura média da jaqueta e a temperatura do produto. No caso de uma diferença grande, as equações (57), para o aquecimento e (58), para o resfriamento podem ser usadas:

$$\ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} \right) = (W \cdot C_j / m \cdot c_p) \cdot ((K-1)/K) \quad (57)$$

$$\ln \left(\frac{t_1 - T_1}{t_2 - T_1} \right) = (W \cdot C_j / m \cdot c_p) \cdot ((K-1)/K) \quad (58)$$

em que

$$K = e^{U \cdot A / W \cdot C_j} \quad (59)$$

2.3 - O Coeficiente de película interno ou do lado do produto

2.3.1 - Sistema de aquecimento: jaqueta integral ou serpentina meia-cana

* Para o agitador de pás retas inclinadas com ou sem quebra correntes

e $20 < N_{rey} \leq 4000$

$$h_i = (0,415 \cdot K/D_T) \cdot (N_{rey})^{0,67} \cdot (N_{Pr})^{0,33} \cdot (\mu/\mu_w)^{0,24} \quad (60)$$

Para $N_{rey} > 4000$

$$h_i = (0,36 \cdot K/D_T) \cdot (N_{rey})^{0,67} \cdot (N_{Pr})^{0,33} \cdot (\mu/\mu_w)^{0,14} \quad (61)$$

* Para o agitador naval

$$h_i = (0,54 \cdot K/1,3 \cdot D_T) \cdot (N_{rey})^{0,67} \cdot (N_{Pr})^{0,25} \cdot (\mu/\mu_w)^{0,14} \quad (62)$$

* Para o agitador âncora

e $30 < N_{rey} < 300$ (com a distância da âncora até a parede do vaso menor que 25 mm)

$$h_i = K/D_T \cdot (N_{rey})^{0,67} \cdot (N_{Pr})^{0,33} \cdot (\mu/\mu_w)^{0,18} \quad (63)$$

Para $300 < N_{rey} < 4000$

$$h_i = (0,38 \cdot K/D_T) \cdot (N_{rey})^{0,67} \cdot (N_{Pr})^{0,33} \cdot (\mu/\mu_w)^{0,18} \quad (64)$$

Para $4000 < N_{rey} < 37000$

$$h_i = (0,55 \cdot K/D_T) \cdot (N_{rey})^{0,67} \cdot (N_{Pr})^{0,25} \cdot (\mu/\mu_w)^{0,14} \quad (65)$$

2.3.2 - Sistema de aquecimento: serpentina interna

* Para agitador de pás retas inclinadas

$$h_i = (0,87 \cdot K/Dt) \cdot (N_{rey})^{0,62} \cdot (N_{pr})^{0,33} \cdot (\mu/\mu_w)^{0,14} \quad (66)$$

* Para agitador naval

$$h_i = (0,078 \cdot K/1,3 \cdot dco) \cdot (N_{rey})^{0,62} \cdot (N_{pr})^{0,33} \cdot (\mu/\mu_w)^{0,14} \quad (67)$$

A altura do agitador C, acima do fundo do tanque, tem bastante influência no valor do coeficiente de película. O valor ótimo de C/D é próximo de 0,62, ou seja, C/Dt=0,2 para D/Dt= 1/3.

Mantidas inalteradas todas as variáveis, o menor valor para h_i ocorre com Dc/Dt em torno de 0,63. O ideal é fazer com que o valor desta relação fique entre 0,8 a 0,85.

2.4 = O Coeficiente de película externo ou do lado do fluido de aquecimento

2.4.1 - Sistema de aquecimento : jaqueta integral com difusores de costado.

Para $N_{rey} > 10000$

$$h_j = (0,027 \cdot K/De) \cdot (N_{rey})^{0,8} \cdot (N_{pr})^{0,33} \cdot (\mu/\mu_w)^{0,14} \cdot (1+3,5 \cdot (De/Dc)) \quad (68)$$

$$\text{aqui } N_{rey} = De \cdot V \cdot \rho / \mu \quad (69)$$

e De para uma seção transversal retangular é igual a 4 w.

A velocidade é calculada a partir:

- da área p.w e
- do fluxo de massa que efetivamente circula por ela, que seria, aproximadamente, 60 % da vazão total.

Para $2100 < N_{rey} < 10000$

$$h_j = ((N_{rey}/170.4)^{1.52} / (12. De)) \cdot K \cdot (N_{Pr})^{0.33} \cdot (\mu/\mu_w)^{0.14} \quad (70)$$

Para $N_{rey} < 2100$

$$h_j = (1.86. K/De) \cdot (N_{rey} \cdot N_{Pr} \cdot (De/L))^{0.33} \cdot (\mu/\mu_w)^{0.14} \quad (71)$$

2.4.2 = Sistema de aquecimento: jaqueta integral sem difusores de costado.

Para o regime turbulento a expressão (68) pode ser usada dessa maneira:

$$h_j = (0.027. K/De) \cdot (N_{rey})^{0.8} \cdot (N_{Pr})^{0.33} \cdot (\mu/\mu_w)^{0.14} \quad (72)$$

As expressões (70) e (71) são válidas, também, para esse caso, em que:

$$De = (D_{jo}^2 - D_{ji}^2) / D_{ji} \quad e \quad (73)$$

a área disponível para escoamento:

$$A = \pi \cdot (D_{jo}^2 - D_{ji}^2) / 4 \quad (74)$$

Para número de Reynolds baixo, com fluxo na região laminar, com troca de calor por convecção natural, a

expressão (75) foi desenvolvida para a água:

$$h_j = (1,02 \cdot K/D_e) \cdot (N_{rey})^{0.45} \cdot (N_{Pr})^{0.23} \cdot (D_e/L)^{0.4} \cdot (D_{jo}/D_{ji})^{0.8} \cdot (\mu/\mu_w)^{0.14} \cdot (N_{gr})^{0.05} \quad (75)$$

sendo o número de Grashof:

$$N_{gr} = (D_e^3 \cdot \rho^2 \cdot g \cdot \beta \cdot \Delta t_g) / \mu^2 \quad (76)$$

e o diâmetro equivalente:

$$D_e = D_{jo} - D_{ji} \quad (77)$$

2.4.3 = Sistema de aquecimento: serpentina meia-cana

As expressões (68), (70) e (71) podem ser usadas nesse caso para, respectivamente, fluxos turbulento, de transição e laminar.

Para o que:

$$D_e = \pi \cdot d_{ci} / 2 \quad e \quad (78)$$

a área disponível para escoamento:

$$A = \pi \cdot d_{ci}^2 / 8 \quad (79)$$

2.4.4 = Sistema de aquecimento: serpentina interna

Deve-se calcular h_{ci} , usando-se as expressões:

(68) substituindo-se D_e/D_c por d_{ci}/D_c

(70) substituindo-se D_e por d_{ci} e

(71) substituindo-se D_e/L por $(d_{ci}/D_c)^{1/2}$

$$e \quad h_{co} = h_{ci} \cdot (d_{ci}/d_{co}) \quad (80)$$

2.5 - A Temperatura da parede

A temperatura da parede (T_w), é determinada por tentativa e erro:

$$T_w = T - ((T - t)/(1 + h_j \cdot A_o / h_i \cdot A_i)) \quad (81)$$

como a diferença entre A_o e A_i é desprezível:

$$T_w = T - ((T - t)/(1 + h_j / h_i)) \quad (82)$$

na primeira tentativa, calcular h_i , assumindo $(\mu/\mu_w) = 1,0$, determinar T_w e recalcular h_i tomando a viscosidade μ_w a temperatura T_w . Normalmente uma interação é suficiente.

2.6 - Area de transferência de calor

2.6.1 - Para a jaqueta com ou sem defletores de costado

$$A' = \pi \cdot (D_r + 2 \cdot ecc) \cdot L \quad (83)$$

2.6.2 - Para a serpentina meia-cana

$$A' = \pi \cdot (D_r + 2ecc) \cdot d_{ci} \cdot ns + 0,6 \cdot (\pi \cdot (D_r + 2ecc) \cdot (H - d_{ci} \cdot ns)) \quad (84)$$

onde:

$$ns = \text{int} (H / (d_{co} + P)) - 2 \quad (85)$$

arredondado para o inteiro imediatamente inferior.

A área de troca é composta da superfície coberta pela meia-cana e de 60% do espaço entre as serpentinas. Tais espaços participam, embora não diretamente, desta transferência de calor.

2.6.3 - Para a serpentina interna

A área de troca é baseada na superfície externa do tubo:

$$A_{co} = \pi^2 \cdot d_{co} \cdot D_c \cdot n_s \quad (86)$$

3 - A PERDA DE CARGA

3.1 - Para a jaqueta integral com defletores de costado e fluxo turbulento

$$\Delta p = 4 f_F \cdot (V^2/2g) \cdot (L/De') \cdot (\rho/144) = f_m \cdot (V^2/2g) \cdot (L \cdot De') \cdot (\rho/144) \quad (87)$$

$$\text{sendo } De' = 4 \cdot R_h = 4 \cdot p \cdot w / 2 \cdot p \cdot w = 2 \cdot p \cdot w / (p+w) \quad (88)$$

O número de Reynolds, para a determinação do fator de atrito, deve ser calculado com a utilização do diâmetro equivalente De' .

para fluxo laminar

$$\Delta p = 0,0167 \cdot \mu \cdot L \cdot (V/De')^2 \cdot FLF \quad (89)$$

em que FLF , fator de fluxo laminar, é função de Reynolds obtido através da expressão (90).

$$FLF = 1,23 + (2,19 \cdot 10^{-3}) \cdot N_{rey} \quad (90)$$

3.2 - Para jaqueta integral sem defletores de costado

A equação (87) pode ser aplicada. Nesse caso

$$De' = 4 \cdot (\pi/4) \cdot (D_{jo}^2 - D_{ji}^2) / \pi \cdot (D_{jo} - D_{ji}) = D_{jo} - D_{ji} \quad (91)$$

3.3 - Para a serpentina meia-cana

A equação (87) pode ser aplicada, com

$$De' = 4 \cdot (1/2) \cdot (\pi/4) \cdot d_{ci}^2 / (d_{ci} + \pi \cdot d_{ci} / 2) = 0,611 \cdot d_{ci} \quad (92)$$

3.4 - Para serpentina interna

A equação (87) é utilizada e o diâmetro equivalente é o próprio diâmetro interno do tubo.

4 - A PERDA DE CALOR PARA O MEIO-AMBIENTE

O calor perdido depende da configuração do vaso, da isolamento térmica, do nível do produto ou altura da jaqueta, da temperatura ambiente e da velocidade do vento.

Para efeito de cálculo, admite-se um tanque cilíndrico vertical com tampo toro esférico (raio 10% segundo ASME) sustentado por quatro pernas.

Por simplificação admite-se que todo o costado e os tampos estejam a temperatura T_w (dada pela expressão 82), assim tem-se o calor perdido:

$$\text{pela parte seca do costado } q_d = U_d \cdot A_d \cdot (T_w - T_\infty) \quad (93)$$

$$\text{pela parte úmida do costado } q_w = U_w \cdot A_w \cdot (T_w - T_\infty) \quad (94)$$

$$\text{pelo tampo superior } q_R = U_R \cdot A_R \cdot (T_w - T_\infty) \quad (95)$$

$$\text{pelo tampo inferior } q_b = U_b \cdot A_b \cdot (T_w - T_\infty) \quad (96)$$

O calor total perdido para o meio ambiente será então:

$$q_t = q_d + q_w + q_R + q_b \quad (97)$$

As áreas são facilmente obtidas:

$$A_d = \pi \cdot D_o \cdot (H-L) \quad (98)$$

$$A_w = \pi \cdot D_o \cdot L \quad (99)$$

$$A_R = A_b = \pi \cdot D_p^2 / 4 \quad (100)$$

em que $D_p = 1,11 \cdot D_T + 1,57 \cdot e_{cp} + A_r \quad (101)$

As condutâncias globais são calculadas a partir da determinação de cada resistência térmica significativa imposta ao fluxo de calor, assim:

$$1/U_w = 1/h_e \quad (102)$$

$$1/U_w = 1/h_e + e_i/k_i \quad (103)$$

$$1/U_R = 1/h_{ts} \quad (104)$$

$$1/U_b = 1/h_{tL} + e_i/k_i \quad (105)$$

4.1 - A determinação dos coeficientes de película

Para cilindros verticais e ar em convecção natural:

$$h_e = (0,138 \cdot k/D_o) \cdot N_{gr}^{0,26} \cdot (N_{pr}^{0,175} - 0,55) \quad (106)$$

para $0,1 < N_{pr} < 40$ e $N_{gr} > 10^9$

Para as superfícies dos tampos

- superior $h_{ts} = 0,14 \cdot (K_a/D_o) \cdot (N_{gr} \cdot N_{pr})^{0,33} \quad (107)$

- inferior $h_{ti} = 0,27 \cdot (K_a/D_o) \cdot (N_{gr} \cdot N_{pr})^{0,25} \quad (108)$

ambas para $2 \cdot 10^7 < N_{gr} \cdot N_{pr} < 3 \cdot 10^{10}$

O número de Grashof pode ser calculado pela equação (76) substituindo D_e por H_s ou H_u quando for o caso, para aplicação na equação (106).

5 - RESULTADOS

A base de produção de bebidas carbonatadas está na preparação, em mistura, de um concentrado que lhes confere características próprias como sabor, cor, odor e outras, o xarope de açúcar.

O xarope de açúcar simples tem um papel fundamental nas propriedades finais da bebida produzida, interferindo com mais ou menos vigor nas peculiaridades dadas pelos concentrados, alterando favorável ou desfavoravelmente os aspectos por eles conferidos.

Na constituição do xarope simples entram tão somente dois componentes: água e açúcar. As características físicas, químicas e microbiológicas de cada um desses componentes em particular, irá se associar às do segundo, contribuindo decisivamente na formação da solução.

O açúcar utilizado nesse processo é o cristal de qualidade comercial. Por suas características este açúcar não se enquadra dentro das especificações do uso em bebidas carbonatadas. O açúcar recebido, sob forma granular, deve ser submetido a um tratamento tal que o torne adequado para sua aplicação, portanto, capaz de remover particularidades indesejáveis de cor elevada, sabor, sólidos em suspensão,

odor e contaminação microbiológica.

Este tratamento consta de quatro etapas:

- 1ª) dissolução do açúcar granulado em água previamente tratada,
- 2ª) aquecimento da solução até 80°C, adição do agente clarificador e do auxiliar de filtração,
- 3ª) filtração da solução em leito de terra diatomácea e
- 4ª) resfriamento da solução.

O aquecimento tem por finalidade proporcionar condições suficientes para a esterilização da solução até a eliminação de bactérias, além de promover condições adequadas para a ação clarificadora do carvão ativo.

A filtração, que segue, promove a retirada de partículas em suspensão além de remover a carga de carvão previamente acrescentado à solução.

O resfriamento leva a solução a uma temperatura máxima de 30°C, adequada a adição de concentrados, evitando a volatilização de seus componentes aromáticos.

5.1 - Características para uma instalação típica

Dados para o xarope

Quantidades :

- de açúcar 4150 kg
- de água 1550 litros a 30°C
- de carvão ativo 5 kg
- de auxiliar filtrante 5 kg de perlita 807

Características Físicas :

para temperatura média de processamento

- massa específica: 1300 kg/m³
- calor específico: 1,3 kJ/kg °C
- viscosidade: 17.5 cp
- condutibilidade térmica: $5,8 \cdot 10^{-4}$ kw/m °C

Geometria do tanque

- capacidade útil usual de 6000 litros,
- sistema de aquecimento: serpentina meia-cana no costado,
- meio de aquecimento: vapor d'água saturado,
- diâmetro: 2000 mm
- altura de costado: 2000 mm
- área de troca de calor disponível no costado: 12.6 m² e
- capacidade total: 7000 litros

5.2 = Alguns resultados obtidos

A TABELA 4 mostra valores colhidos para um nível de agitação 5, adotado para o produto, implicando, para as quatro pás retas e inclinadas a 45°, em:

- rotação: 86 rpm
- diâmetro: 788 mm
- potência no acionamento: 2.2 kw
- número de agitadores: 1,

vertical descentrado

TABELA 4 - Comportamento da troca de calor usando serpentina meia-cana

Pressão absoluta (bar) Vazão do vapor (kg/h)	7.0 / 263.5			6.0 / 261		
	20	15	10	20	15	10
Velocidade do vapor (m/s)	20	15	10	20	15	10
Coefficiente global $\cdot 10^3$ (kw/ m ² ·°C)	234.9	198.8	154.6	216.3	182.1	140.7
Area de troca de calor necessária (m ²) para permanência de 60 min.	5.4	6.4	8.2	6.2	7.4	9.5
Número de serpentinas necessário para permanência de 60 min.	2	5	9	5	8	12
Número de serpentinas disponível	16	15	14	16	15	13
Area de troca de calor (m ²) para as serpentinas disponíveis	9.5	9.7	10	9.6	9.8	10
Tempo de permanência (min.) para as serpentinas disponíveis	34.0	39.5	49.3	38.6	45.1	57.6
Diâmetro da serpentina (mm)	48.3	55.8	68.3	51.7	59.7	73.1

5.2 - Alguns resultados obtidos

A TABELA 4 mostra valores colhidos para um nível de agitação 5, adotado para o produto, implicando, para as quatro pás retas e inclinadas a 45°, em:

- rotação: 86 rpm
- diâmetro: 788 mm
- potência no acionamento: 2.2 kw
- número de agitadores: 1,

vertical descentrado

TABELA 4 - Comportamento da troca de calor usando serpentina meia-cana

Pressão absoluta (bar) Vazão do vapor (kg/h)	7.0 / 263.5			6.0 / 261		
	20	15	10	20	15	10
Velocidade do vapor (m/s)	20	15	10	20	15	10
Coefficiente global $\cdot 10^3$ (kw/ m ² ·°C)	234.9	198.8	154.6	216.3	182.1	140.7
Area de troca de calor necessária (m ²) para permanência de 60 min.	5.4	6.4	8.2	6.2	7.4	9.5
Número de serpentinas necessário para permanência de 60 min.	2	5	9	5	8	12
Número de serpentinas disponível	16	15	14	16	15	13
Area de troca de calor (m ²) para as serpentinas disponíveis	9.5	9.7	10	9.6	9.8	10
Tempo de permanência (min.) para as serpentinas disponíveis	34.0	39.5	49.3	38.6	45.1	57.6
Diâmetro da serpentina (mm)	48.3	55.8	68.3	51.7	59.7	73.1

TABELA 4 - Continuação

Pressão absoluta (bar) Vazão do vapor (kg/h)	5.0 / 258.2		
Velocidade do vapor (m/s)	20	15	10
Coefficiente global. 10^3 (kw/m ² .°C)	195.5	163.6	153.1
Área de troca de calor necessária (m ²) para permanência de 60 min.	7.4	8.8	11.5
Número de serpentinas necessário para permanência de 60 min.	8	9	13
Número de serpentinas disponível	15	14	13
Área de troca de calor (m ²) para as serpentinas disponíveis	9.7	9.8	10.2
Tempo de permanência (min.) para as serpentinas disponíveis	45.8	53.9	60.
Diâmetro da serpentina (mm)	56.0	64.7	70.2

A tabela 5 ilustra influência do nível de agitação estipulado para o xarope fixando-se a velocidade do vapor na serpentina em 20 m/s.

TABELA 5 - O nível de agitação no aquecimento do xarope de açúcar

Nível de agitação	4			2		
	Pressão absoluta do vapor (bar)	7.0	6.0	5.0	7.0	6.0
Coefficiente global ($\text{kw/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$). 10^3	225.3	208.1	188.7	192.3	179.7	165.1
Area de troca de calor necessária (m^2) para permanência de 60 min.	5.6	6.5	7.7	6.6	7.5	8.8
Diâmetro da serpentina (mm)	48.3	51.7	56.0	48.3	51.7	56.0
Número de serpentinas para permanência de 60 min.	3	6	9	6	9	12
Número de serpentinas disponível	16	16	15	16	16	15
Tempo de permanência (min.) para as serpentinas disponíveis	35.5	40.2	47.5	41.5	46.5	54.3

Sabe-se que, para os níveis de agitação 4 e 2, tem-se, respectivamente, para a rotação e a potência 68.8 e 34.7 rpm, 1.1 e 0.18 kw, mantidas as demais condições.

As figuras 6, 7 e 8, no Apêndice 2, indicam, na sequência, como a velocidade do vapor, sua pressão absoluta e o nível de agitação afetam a área de troca de calor.

A figura 9, também no Apêndice 2, permite visualizar como o nível de agitação atua no tempo de permanência do produto no tanque, para o número de serpentinas disponível no costado.

6 - CONCLUSÕES

- Normalmente os reatores, utilizados na preparação do xarope, possuem um agitador lateral com três pás do tipo naval. Com pequeno diâmetro, apesar da alta rotação, oferecem ao produto baixo nível de agitação implicando, necessariamente, em um maior tempo para seu processamento.

A adoção de um agitador vertical descentrado, com maior nível de agitação, permite, também, melhorar a mistura contribuindo para, em agilizando a ação do carvão ativo, reduzir seu consumo.

- A análise das Fig. 6, 7 e 8, mostra que a velocidade do vapor na serpentina e a sua pressão de trabalho influem, de maneira muito mais significativa, na área de troca de calor necessária, do que o nível de agitação dado ao produto.

Admitindo-se o vapor com maior velocidade e a um nível de pressão pouco mais alto que o habitual, além da menor área de troca de calor, pode-se dispor de menores diâmetro e passo para a serpentina meia-cana. Tal fato permite economia significativa na construção do tanque.

Aliada a redução no tempo de permanência do produto, estas vantagens, superam em muito o aumento no custo operacional em decorrência do leve incremento na vazão de vapor.

- A Fig. 9 indica que, a influência do nível de agitação no tempo de permanência, é pouco significativo mesmo para pressões mais baixas.

ESTUDO DA INFLUÊNCIA DE ALGUNS PARÂMETROS NA OTIMIZAÇÃO DA MISTURA DE PÓS USANDO O DUPLO CONE

1 - INTRODUÇÃO

A mistura de sólidos tem por fim homogeneizar, tanto quanto possível, dois ou mais corpos entre si.

É uma operação que ocupa um lugar muito importante no processo de fabricação em indústrias químicas, farmacêuticas, alimentícias entre outras.

Os sólidos nesta operação se apresentam, normalmente, pulverizados ou granulados, secos (com até 1% de umidade) ou úmidos (com até 10% de umidade).

1.1 - A mistura

Uma mistura perfeita é aquela que não permite distinguir ordem no arranjo das partículas sólidas.

Na prática, uma mistura jamais é perfeita pelo

tempo necessário para sua obtenção e por certas relações secundárias que acabam intervindo no processo de mistura.

A homogeneidade é definida pelo grau de imperfeição da mistura. Uma mistura será tão mais homogênea quanto mais dispersas as partículas na massa, sem ordem e sem aglomerações importantes de um tipo de partícula.

O grau de imperfeição é difícil de ser determinado. Ele pode ser avaliado através da análise de amostras colhidas junto a massa.

Normalmente as características dos produtos que afetam a mistura são:

- a granulometria e a forma das partículas,
- as massas específicas aparente e verdadeira,
- o ângulo de talude ou a capacidade de escoamento das partículas, ligado a rotação do misturador,
- a friabilidade ou a possibilidade de esboroar-se,
- a tendência a aglomeração e
- a umidade

1.2 - Os mecanismos de mistura

O procedimento de mistura das partículas ocorre através de três mecanismos principais:

A Difusão - que é a redistribuição das partículas através do movimento randômico de uma em relação a

outra. Este tipo de movimentação é individual e fraco acontecendo em pequena escala.

A Convecção - é a responsável pela transferência de um grupo de partículas adjacentes de uma região para outra. Acontece pelo deslocamento relativo de partículas no seio da massa.

O Cisalhamento - neste caso a homogeneização é efetuada pelo escorregamento de diferentes camadas de partículas umas sobre as outras.

O grau de participação destes mecanismos depende do tipo de misturador. Seu projeto, no entanto, deve otimizar a atuação destes mecanismos para diminuir o tempo de mistura.

1.3 - Os tipos de misturadores

Existem diferentes concepções construtivas, no entanto, todos podem ser enquadrados numa destas categorias:

- misturadores de corpo fixo ou
- misturadores de corpo móvel.

Dentre os misturadores de corpo fixo merece destaque o de rosca. Este equipamento, semi-cilíndrico, é dotado de eixo-árvore horizontal, com duas espirais concêntricas, de diâmetros diferentes e induzindo movimentos em contra-corrente. Outros são equipados com hélices de mesmo diâmetro e a mistura se faz pelo deslocamento do produto de

uma extremidade a outra ou da extremidade ao centro e vice-versa. Alguns misturadores deste tipo possuem dois rotores para a realização destes deslocamentos.

O misturador duplo cone é de corpo móvel. Quanto a forma, é constituído por uma parte cilíndrica e dois troncos de cone onde o menor diâmetro é a boca de carga em um deles e a de descarga no outro e o maior diâmetro é soldado a parte cilíndrica. Possui pontas de eixos sustentadas por caixas com mancais e é acionado por motoredutor ligado a uma delas através de acoplamento elástico. A estrutura de sustentação deve garantir a rigidez necessária ao bom desempenho do misturador.

Fazem parte deste grupo os misturadores em "V", em "Y", o cúbico, o cilíndrico entre outros.

1.4 - Objetivos do trabalho

A literatura básica sobre o assunto é constituída pelos manuais de operações unitárias que tratam do assunto apenas superficialmente fornecendo dados genéricos e empíricos.

O trabalho de Wang e Fan (1974) mostra a possibilidade de utilização da análise dimensional no estabelecimento dos critérios de semelhança para os misturadores de pós.

Masiuk (1987), mais recentemente, trata do assunto particularizando o consumo de potência e o tempo de

mistura para o misturador de rosca com tiras.

Considerando a ausência de informações específicas e de um tratamento mais formal sobre o assunto, principalmente pela dificuldade na análise de resultados, este trabalho propõe-se, de imediato, a cumprir duas etapas utilizando o misturador do tipo duplo cone:

1º) Fazer variar para dois determinados pós, parâmetros importantes ligados a construção do misturador: a geometria, a rotação, a forma de carregamento, a capacidade útil e a granulometria detectando suas influências no tempo de mistura e

2º) estabelecer um critério matemático para atender as semelhanças geométrica, cinética e dinâmica. Podendo-se assim, otimizando a operação de mistura em bancada, extrapolar os resultados para escala industrial.

2 = MATERIAIS E METODOS

2.1 = A bancada

Para atingir os objetivos propostos foi projetada e construída a bancada ilustrada pelo desenho no apêndice 3 (página 124). Dotada de três misturadores duplo cone, de mesma capacidade mas com diferentes geometrias, tem as características principais fornecidas pela TABELA 6.

TABELA 6 - Características principais da bancada de testes

	Mist.1 bojudo	Mist.2 intermediário	Mist.3 esbelto
Capacidade útil (litros)	4.0	4.0	4.0
Capacidade total (litros)	6.2	6.2	6.2
Diâmetro maior (mm)	232.8	219.5	180.0
Altura do tronco de cone (mm)	77.6	116.8	159.5
Altura da parte cilíndrica (mm)	68.0	43.7	62.6
Diâmetro da boca de carga (mm)	100.0	100.0	100.0
Diâmetro da boca de descarga (mm)	70.0	70.0	70.0
Altura total do misturador (mm)	223.1	277.3	381.6
Espessura da chapa utilizada (mm)	2.0	2.0	2.0
Diâmetro do eixo-árvore (mm)	25.0	25.0	25.0
Material empregado	ASTM A 240 TP 304		

Em virtude do tamanho, o misturador foi construído com uma só boca, a de carga, também utilizada para descarga. Para fechar a boca de carga utilizou-se um tampão com abraçadeira do tipo TC (Tri-Clover) de engate e desengate rápidos, com anel de vedação em borracha nitrílica (buna-N).

O acionamento é feito através de motovariador SEW R40VU1DZ80N6 com:

- rotações de saída: 28/113 rpm
- forma construtiva: B3
- faixa de variação 1:4
- motor trifásico, 220/380 V, 60 Hz, IP54, com

freio

- potência do motor: 0.37 kw
- potência de saída para as rotações máxima e mínima: 0.25 e 0.23 kw

A ponta de eixo do redutor é ligada ao misturador através de um acoplamento elástico Transmotécnica do tipo Teteflex e tamanho D3.

Por sua vez a sustentação é garantida por duas caixas com mancais de rolamento autocompensadores SKF TSNA 506 A e buchas de fixação.

Toda a carga é descarregada em uma estrutura bipartida, em forma de caixotes, unidas por dois tirantes. Esta estrutura foi fixada rigidamente na bancada de madeira através de parafusos chumbadores.

Informações mais detalhadas sobre o misturador podem ser encontradas no Apêndice 4 (página 129).

2.2 = O procedimento de ensaio

Para a realização dos ensaios foram escolhidos como pós a serem misturados, a areia e o sal, submetidos a um jogo de peneiras e empregados com granulometria na faixa de 0.15/0.35 mm. A distribuição granulométrica dos pós escolhidos encontram-se nos histogramas das figuras 10 e 11.

Ambos, antes da mistura, eram secos em estufa por duas horas. Tempo suficiente para, a partir daí, não se

registrar nenhuma alteração na densidade aparente específica dos pós.

Durante os ensaios as amostras foram colhidas através do dispositivo ilustrado em fotos no Apêndice 3, projetado de forma a causar a menor perturbação possível ao meio.

Após a coleta e codificação das amostras colhidas iniciava-se o processo de separação dos pós. Inicialmente obtinha-se a massa, em balança de precisão, do filtro de papel onde a amostra era colocada, depois do conjunto, o que permitia determinar a massa da amostra. Cada uma com seu filtro de papel para evitar alteração na massa causada por resíduos deixados por amostra anterior.

A partir de então, a amostra era mergulhada em 40 ml de água, quantidade mais do que suficiente para provocar a diluição do sal. A areia contida na água era, então, retida por filtração, com o emprego do correspondente filtro de papel, em um funil.

O conjunto, filtro de papel e areia, era levado para secagem em forno, por vinte e quatro horas, a 60°C, temperatura escolhida por não queimar o papel. Após o período de secagem, abatendo-se da massa do conjunto, a do filtro, tem-se a massa da areia e conseqüentemente a do sal.

A capacidade útil do misturador fica estabelecida a partir dos volumes de sal e areia:

$$C_{\text{util}} = V_{\text{sal}} + V_{\text{areia}}$$

(100)

ou ainda

$$C_{util} = M_{sal}/\rho_{sal} + M_{areia}/\rho_{areia} \quad (110)$$

Sabendo-se que a massa de sal deve ser igual a massa de areia, a equação (110) vai fornecer a partir da fixação da capacidade útil desejada.

$$M_{sal} = M_{areia} = C_{util} \cdot (\rho_{sal} \cdot \rho_{areia} / (\rho_{sal} + \rho_{areia})) \quad (111)$$

As densidades específicas aparentes foram determinadas:

- para a areia : 1.48

- para o sal : 1.12

2.3 - O equacionamento

O movimento das partículas em um misturador é realmente complicado. Seria muito difícil, senão impossível, formular equações que representem este movimento.

Quando as equações diferenciais que regem o comportamento de um sistema não são conhecidas, mas todas as variáveis significativas, que influem nas características do movimento da partícula, são conhecidas, é possível aplicar ao sistema o teorema de Buckingham da análise dimensional.

A aplicação deste teorema, à mistura de pós, gera os seguintes adimensionais:

1º) A relação R/Le

que é constante, fornecendo a condição para a semelhança geométrica. Dois sistemas são geometricamente semelhantes

quando a relação entre as dimensões lineares entre o modelo e o equipamento, em escala industrial, se mantém.

O comprimento efetivo de mistura (Le) está ligado a disposição inicial ou ao modo de carregamento dos pós, a serem misturados, no interior do equipamento. É a cota estabelecida pela linha que separa os dois pós ao raio de giração (linha pelo centro do eixo-árvore), quando um pó é disposto sobre o outro, caracterizando a situação mais comum.

2º) A relação $Km. \theta b / Le^2$

que estabelece os critérios para a semelhança cinemática. Dois sistemas de tamanhos diferentes, são cinematicamente similares quando, em adição a semelhança geométrica, as relações de velocidades entre pontos correspondentes são iguais.

3º) O número de Froude $N^2.R/g$

que relaciona as forças centrífuga e gravitacional, estabelecendo os critérios para a semelhança dinâmica. Dois sistemas de tamanhos diferentes são dinamicamente similares quando, além das semelhanças geométrica e cinemática, as relações entre forças em pontos correspondentes, nos dois sistemas, são iguais.

4º) O número de potência $P/(N^3.R^5.\rho)$

em que ρ , aqui, é a densidade média das partículas

5º) A fração J

que considera a parcela do volume total ocupado pelos pós.

A TABELA 7 mostra as características geométricas dos misturadores disponíveis:

TABELA 7 - Características geométricas dos misturadores

Misturador	R(mm)	Le(mm)	R/Le	diâmetro maior/alt.tronco cone
1.bojudo	111.6	24.5	4.6	3.0
2.intermediário	138.7	42.7	3.2	1.9
3.esbelto	190.8	59.1	3.2	1.1

3 - RESULTADOS

Os primeiros ensaios foram realizados com o misturador 2 - intermediário -, para um grau de enchimento (J) igual a 55%. Neles o sal foi disposto sobre a areia, ambos com a mesma granulometria.

Nas figuras de 12 a 16, no Apêndice 2, mostram-se as variações nas proporções de areia e sal, em relação a composição ideal, em função do tempo, para várias rotações: 32, 55, 86, 110 e 139 rpm, respectivamente.

No trecho AB, indicado na figura 13, a variação na composição da mistura decresce rapidamente. Atua, quase com exclusividade, a mistura por cisalhamento. A partir do ponto B, a variação cai muito lentamente e o mecanismo que atua é a convecção. O ponto C, que define o tempo de mistura ou de parada, está ligado, também, a aspectos econômicos, já que a curva se torna assintótica a

partir daí.

Calculada a variância, por exemplo da areia, em relação a sua participação ideal de 50% na mistura, deve-se observar seu decréscimo com o tempo, como mostra a figura 17. Assim um gráfico trazendo o logaritmo da variância como função do tempo geralmente traz uma relação suficientemente linear para permitir definir o coeficiente de mobilidade a partir da inclinação da reta. Como o tempo requerido para a obtenção do desejado grau de mistura é proporcional ao quadrado do comprimento efetivo, a inclinação da reta no gráfico monologarítmico fornece o valor da relação km/Le^2 . Tais retas alocadas através da regressão linear estão nas figuras de 18 a 22 para as condições já definidas.

As figuras de 23 a 26, também no Apêndice 2, trazem as variações nas proporções de areia e sal em função do tempo para rotações de 32, 55, 86 e 110 rpm, aplicadas no misturador 3 - esbelto -.

Da mesma forma, as figuras de 27 a 30 trazem o logaritmo da variância em função do tempo.

Para o misturador 1 - bojudo - as figuras são de 31 a 34 e de 35 a 38 para a proporção dos componentes na mistura e o logaritmo da variância em função do tempo, respectivamente.

A TABELA 8 mostra o coeficiente de mobilidade calculado para as condições impostas.

TABELA 8 - Coeficiente de mobilidade para os misturadores

Rotação (rpm)	Coeficiente de mobilidade (m^2/h)	Misturador
32	0.0084	1 - bojudo
55	0.0029	1 - bojudo
86	0.0040	1 - bojudo
110	0.0062	1 - bojudo
32	0.0076	2-intermediário
55	0.0145	2-intermediário
86	0.0350	2-intermediário
110	0.0074	2-intermediário
139	0.0077	2-intermediário
32	0.0051	3 - esbelto
55	0.0079	3 - esbelto
86	0.0017	3 - esbelto
110	0.0099	3 - esbelto

Para estas rotações, os misturadores apresentam os números de Froude dados pela TABELA 9.

TABELA 9 - Número de Froude para os misturadores

Rotação (rpm)	Número de Froude	Misturador
32	$3.24 \cdot 10^{-3}$	1 - bojudo
55	$9.56 \cdot 10^{-3}$	1 - bojudo
86	$2.34 \cdot 10^{-2}$	1 - bojudo
110	$3.82 \cdot 10^{-2}$	1 - bojudo
32	$4.02 \cdot 10^{-3}$	2 - intermediário
55	$1.19 \cdot 10^{-2}$	2 - intermediário
86	$2.90 \cdot 10^{-2}$	2 - intermediário
110	$4.75 \cdot 10^{-2}$	2 - intermediário
139	$7.59 \cdot 10^{-2}$	2 - intermediário
32	$5.53 \cdot 10^{-3}$	3 - esbelto
55	$1.63 \cdot 10^{-2}$	3 - esbelto
86	$4.00 \cdot 10^{-2}$	3 - esbelto
110	$6.54 \cdot 10^{-2}$	3 - esbelto

Foram averiguadas também, para uma rotação fixa em 55 rpm e para o misturador intermediário:

- a mudança na posição de enchimento com a areia disposta sobre o sal, com os resultados visualizados na figura 39,
- a influência da granulometria, no ensaio da figura 40, com a areia na faixa de 0.15/0.35 mm e o sal com 0.3/0.7 mm
- o grau de enchimento do misturador

na figura 41, os resultados para uma ocupação de 44% e na figura 42, 66% da capacidade total.

As figuras de 43 a 46 permitem, respectivamente para as averiguações citadas, a determinação dos coeficientes de mobilidade colocados na TABELA 10.

TABELA 10 - Verificação da influência de alguns parâmetros na mistura

Misturador 2 - intermediário - rotação 55 rpm

Situação	Coefficiente de mobilidade
mudança na posição	0.0079
influência na granulometria	0.0023
grau de enchimento	
44%	0.0114
66%	0.0029

No Apêndice 5 (página 133), encontram-se as tabelas de 11 a 27 com os dados utilizados na confecção das figuras de 12 a 46.

4 - CONCLUSÕES

- A análise da TABELA 8 mostra que o maior coeficiente de mobilidade ocorreu para o misturador 2 - intermediário - trabalhando a 86 rpm. Aliás, já percebe-se uma tendência de crescimento do valor deste coeficiente a partir de 55 rpm.

Contando com o auxílio da TABELA 9, que aponta

para o misturador 2 - intermediário, a 86 rpm, um número de Froude igual a $2.90 \cdot 10^{-2}$, pode-se extrapolar, esta condição otimizada, para a escala industrial. A TABELA 7 garante, para o misturador escolhido a condição para semelhança geométrica.

Assim, por exemplo, para um misturador com 500 litros de capacidade útil, ter-se-ia:

- Diâmetro maior: 1091 mm

- Altura do tronco de cone: 580 mm

mantendo para esta relação o valor 1.9, característica da geometria escolhida.

- Altura da parte cilíndrica: 333 mm

fazendo com que o volume total fique em 775 litros, de tal maneira que a capacidade útil representa 55% do espaço disponível.

- Raio de giração: 746.5 mm

A rotação é calculada a partir da igualdade dada pelo número de Froude:

$$N^2 \cdot (746.5 \cdot 10^{-3}) / 9.81 = 2.90 \cdot 10^{-2}$$

$$N = 0.617 \text{ rps ou } 37 \text{ rpm}$$

- A TABELA 10 indica que o desempenho do misturador duplo cone é influenciado pela posição dos pós, um em relação ao(s) outro(s) no abastecimento, pela granulometria que os pós possam apresentar e pelo grau de enchimento.

O melhor coeficiente de mobilidade foi conseguido abastecendo primeiro o pó mais denso.

O misturador duplo cone não se mostra o mais adequado para o processamento de pós com granulometrias diferentes.

Pouco ou muito espaço livre em relação ao ocupado perturbam a mistura, existe um grau de enchimento ideal.

- As figuras de 12 a 16, de 23 a 26 e de 31 a 34, para os misturadores estudados, mostram que, dependendo da geometria e da rotação, após rápida ação de mistura, agem efeitos secundários, em maior ou menor intensidade, influenciando sempre negativamente na composição da amostra.

Para a condição da figura 32, por exemplo, nem existe tendência de convergência para a proporção ideal de mistura.

SUMMARY

In all operations, the fluid agitation, the heat transfer in tanks and the solids mixing are, undoubtedly the more usual, mainly in the food industry. Although requiring a present research, is usual this unitary operations to be process.

The purpose of this work is to emphasize design project proceeding for practical problems in the process industry involving this three operations.

The mathematical model proposed to fluid agitation, was used in the substitution to the traditional anchors by pitches flat blades in the concentrated orange juice productions. One observed that the time of permanence in cooling tank reduce in 35 minutes resulting of the greater mixture action of the pitches flat blades. That model follow the required power for the juice.

The heat transfer in agitated tanks depends on the type of agitator and jacketing or internal coils. An agitator is selected on the basis of the fluid properties and the required process. In general, the heat transfer occurs as part of a processing operations, such as suspending or dissolving solids, dispersing a gas in a liquid, emulsifying immiscible liquids or regulating chemical reactions. The

type, size, location and speed of an agitator will usually be set by such a mixing requirement. In most cases, the agitator and the power required are determined before heat transfer aspects are considered.

When processing is controlled by the heat transferred, such variables as log mean temperature difference and transfer surface area will usually predominate over the agitator variables. Mixing can only affect the inside film resistance, which is but one of a number of resistances that determine the overall heat transfer coefficient.

In this case was studied the influence of the level of agitation, the velocity and pressure in the half-pipe coil vessel heat transfer area, in the sugar syrup preparation. The research showed the importance of the steam velocity and the correct rules for equipment design.

Another unit operation investigated was the solids mixing in the double cone mixer, particularly the time to obtain a desired degree of mixing, the geometry effect and the rotational speed of mixer. Such question can be answered through the dimensionless groups analysed like Froude number and the determined shape mobility coefficient, in the semilogarithmic plot of the variance as a function of the time, gives generally rise to a relationship sufficiently linear.

The proceeding of scaling-up from optimized prototype to operational size is illustrated.

Key words : unit operation, mixing, solids mixing, heat transfer in vessel.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BONDY F.; LIPPA, S. Heat Transfer in Agitated Vessels

Chemical Engineering - April 1983

BROWN G.G.;FOUST A.S.; KATZ D.V. Operaciones Básicas De La

Ingeniería Química Editorial Marin S.A. - 1963

BOWEN R.L. Agitation Intensity : Key To Scaling Up Flow -

Sensitive Liquid Systems Chemical Engineering - March 1985

COOKER B.; NEDDERMAN R.M. A Theory of the Mechanics of the

Helical Ribbon Powder Agitator Powder Technology, 50-1987

COOKER B.; NEDDERMAN R.M. Circulation and Power Consumption

in Helical Ribbon Powder Agitators Powder Technology,

52-1987

DICKEY D.S. Program Chooses Agitator Chemical Engineering -

January 1984

FAN L.T.; CHEN S.J.; WATSON C.A. Solids Mixing

Ind. Eng. Chem. Annual Reviews 1970

FOUMENY E.A. Design Considerations For Heating or Cooling of

Materials In Vessels Food Control - October 1990

FOUST A.S.; WENSEL L.A.; CLUMP C.W.; MAUS L.; ANDERSEN L.B.

Princípio das Operações Unitárias Ed. Guanabara Dois-1982

GARRINSON C.M. How to Cut Agitation Costs

Chemical Engineering - November 1981

GATES L.E.; HENLEY T.L. How To Select The Optimum Turbine

Chemical Engineering - December 1975

HICKS R.W.; MORTON J.R.; FENIC J.G. How to Design Agitators

for Desired Process Response Chemical Engineering - April
1976

HO F.C.; KWONG A.; Special Agitators Chemical Engineering -

July 1973

HUGHES R.; DEUMAGA V. Insulation Saves Energy Chemical

Engineering - May 1974

LACEY P.M.C. Developments in the Theory of Particle Mixing

J. Appl. Chem. 4 - 1954

MARKOVITZ R.E. Picking the Best Vessel Jacket Chemical

Engineering - November 1971

MARZI M. Solving Problems of Varying Heat-Transfer Areas In

Batch Processes Chemical Engineering - May 1982

MASIUK S. Power Consumption, Mixing Time and Attrition Action
For Solid Mixing in a Ribbon Mixer Power Technology,
51 - 1987

NAGATA S. Mixing - Principles and Applications Kodansha
Scientific Books - 1975

WANG R.H.; FAN L.T. Methods For Scaling-Up Tumbling Mixers
Chemical Engineering - May 1974

APÊNDICE 1

APENDICE 1 -

A relação ótima entre o diâmetro e a altura -

O volume (V_0) de um tanque fechado com tampos toro esféricos é

$$V_0 = ((\pi \cdot D_T^2) / 4) \cdot H + 0,1 \cdot D_T^3$$

$$\text{ou } H = (4 \cdot (V_0 - 0,1 \cdot D_T^3)) / (\pi \cdot D_T^2) = (4 \cdot V_0) / (\pi \cdot D_T^2) - (0,4 \cdot D_T) / \pi$$

Considerando que:

A_1 , é a área do casco cilíndrico ($\pi \cdot D \cdot H$);

A_2 , a área da chaparia utilizada na confecção dos tampos ($\pi \cdot (1,11 \cdot D)^2 / 4$), levando-se em conta que o diâmetro do tampo planificado $D_p \cong 1,11 \cdot D_T$;

A_3 , a área da secção transversal do tanque ($\pi \cdot D^2 / 4$);

C_1 , C_2 , C_3 são os custos das chapas do costado, tampo e fundo, respectivamente, por unidade de área e que

C_4 é o custo da área ocupada pelo tanque somado ao custo das fundações necessárias para instalação, tem-se o custo total C_T do tanque como sendo:

$$C_T = C_1 \cdot A_1 + C_2 \cdot A_2 + C_3 \cdot A_3 + C_4 \cdot A_4$$

Substituindo as áreas, obtém-se:

$$C_T = C_1 \cdot \pi \cdot D_T \cdot H + C_2 \cdot \pi \cdot (1,11 \cdot D_T)^2 / 4 + C_3 \cdot \pi \cdot (1,11 \cdot D_T)^2 / 4 + C_4 \cdot \pi \cdot D_T^2 / 4$$

e H

$$C_T = C_1 \cdot \pi \cdot D_T \cdot (4 \cdot V_0 - 0,4 \cdot D_T) / (\pi \cdot D_T^2) + (\pi \cdot (1,11 \cdot D_T)^2 / 4) \cdot (C_2 + C_3) + C_4 \cdot \pi \cdot D_T^2 / 4$$

Simplificando:

$$C_T = C_1 \cdot (4 \cdot V_0 - 0,4 \cdot D_T^2) + 0,97 \cdot D_T^2 \cdot (C_2 + C_3) + 0,79 \cdot D_T^2 \cdot C_4$$

Diferenciando o custo total com relação ao diâmetro:

$$dC_T/dD_T^2 = -4 \cdot V_0 \cdot C_1/D_T - 0,8 \cdot D_T \cdot C_1 + 1,94 \cdot D_T \cdot (C_2 + C_3) + 1,58 \cdot D_T \cdot C_4$$

Igualando a zero para a obtenção do mínimo

custo:

$$-4 \cdot V_0 \cdot C_1/D_T^2 - 0,8 \cdot D_T \cdot C_1 + 1,94 \cdot D_T \cdot (C_2 + C_3) + 1,58 \cdot D_T \cdot C_4 = 0$$

$$-4 \cdot V_0 \cdot C_1/D_T^2 = D_T \cdot (-0,8 \cdot C_1 + 1,94 \cdot (C_2 + C_3) + 1,58 \cdot C_4) = 0$$

$$D_T^3 = 4 \cdot V_0 \cdot C_1 / (-0,8 \cdot C_1 + 1,94 \cdot (C_2 + C_3) + 1,58 \cdot C_4)$$

Como C_4 é próximo de zero e $C_2 = C_3 = 1,20 \cdot C_1$

embutindo o custo do rebordamento dos tampos, tem-se:

$$D_T^3 = 4 \cdot V_0 \cdot C_1 / (0,8 \cdot C_1 + 4,7 \cdot C_1) = 4 \cdot V_0 / 4 = V_0 = \pi \cdot D_T^2 \cdot H / 4 + 0,1 \cdot D_T^3$$

$$D_T^3 \cdot (1 - 0,1) = 0,79 \cdot D_T^2 \cdot H$$

$$D_T^3 \cdot 0,9 = 0,79 \cdot D_T^2 \cdot H$$

$$\underline{D_T = 0,87 \cdot H}$$

Para o caso de tampos planos:

$$V_0 = (\pi \cdot D_T^2 / 4) \cdot H \quad \text{e} \quad H = 4 \cdot V_0 / (\pi \cdot D_T^2)$$

$$A_2 \equiv A_3 = \pi \cdot D_T^2 / 4$$

assim

$$C_T = C_1 \cdot \Pi \cdot D_T \cdot H + \Pi \cdot D_T^2 \cdot (C_2 + C_3 + C_4) / 4$$

$$C_T = C_1 \cdot 4 \cdot V_0 / D_T + \Pi \cdot D_T^2 \cdot (C_2 + C_3 + C_4) / 4 \quad e$$

$$d. C_T / d. D_T = -(4 \cdot V_0 / D_T^2) \cdot C_1 + \Pi \cdot D_T \cdot (C_2 + C_3 + C_4) / 2 = 0$$

$$4 \cdot V_0 \cdot C_1 / D_T^2 = \Pi \cdot D_T \cdot (C_2 + C_3 + C_4) / 2$$

$$D_T^3 = 8 \cdot V_0 \cdot C_1 / (\Pi \cdot (C_2 + C_3 + C_4))$$

Como $C_4 = 0$ e $C_2 - C_3 = C_1$

$$D_T^3 = 4 \cdot V_0 / \Pi = (4 / \Pi) \cdot (\Pi \cdot D_T^2 \cdot H / 4) \quad \text{ou seja}$$

$$\underline{\underline{D_T = H}}$$

APÊNDICE 2

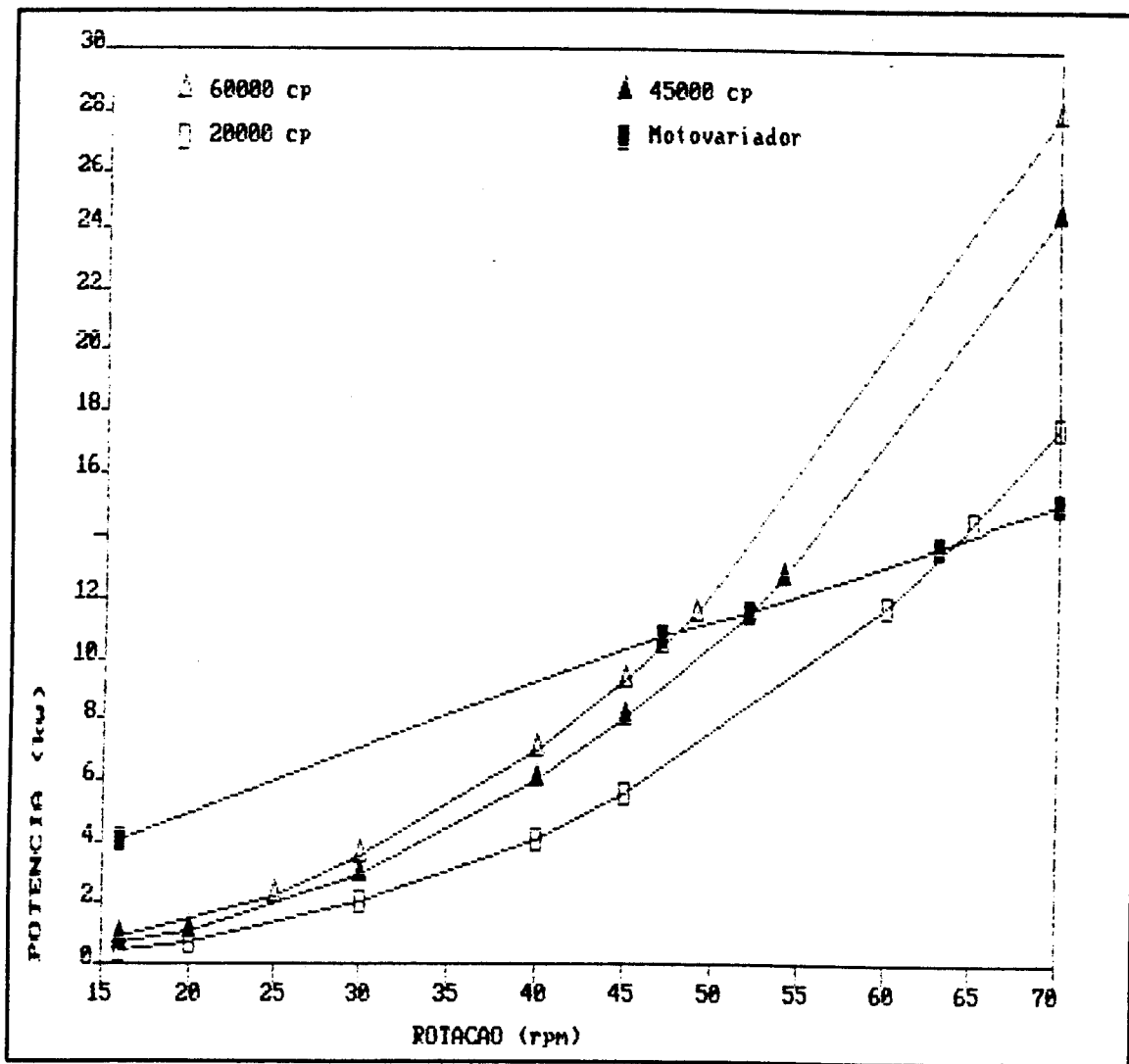


Fig.1 - Curvas de potência - diâmetro das pás: 1000 mm

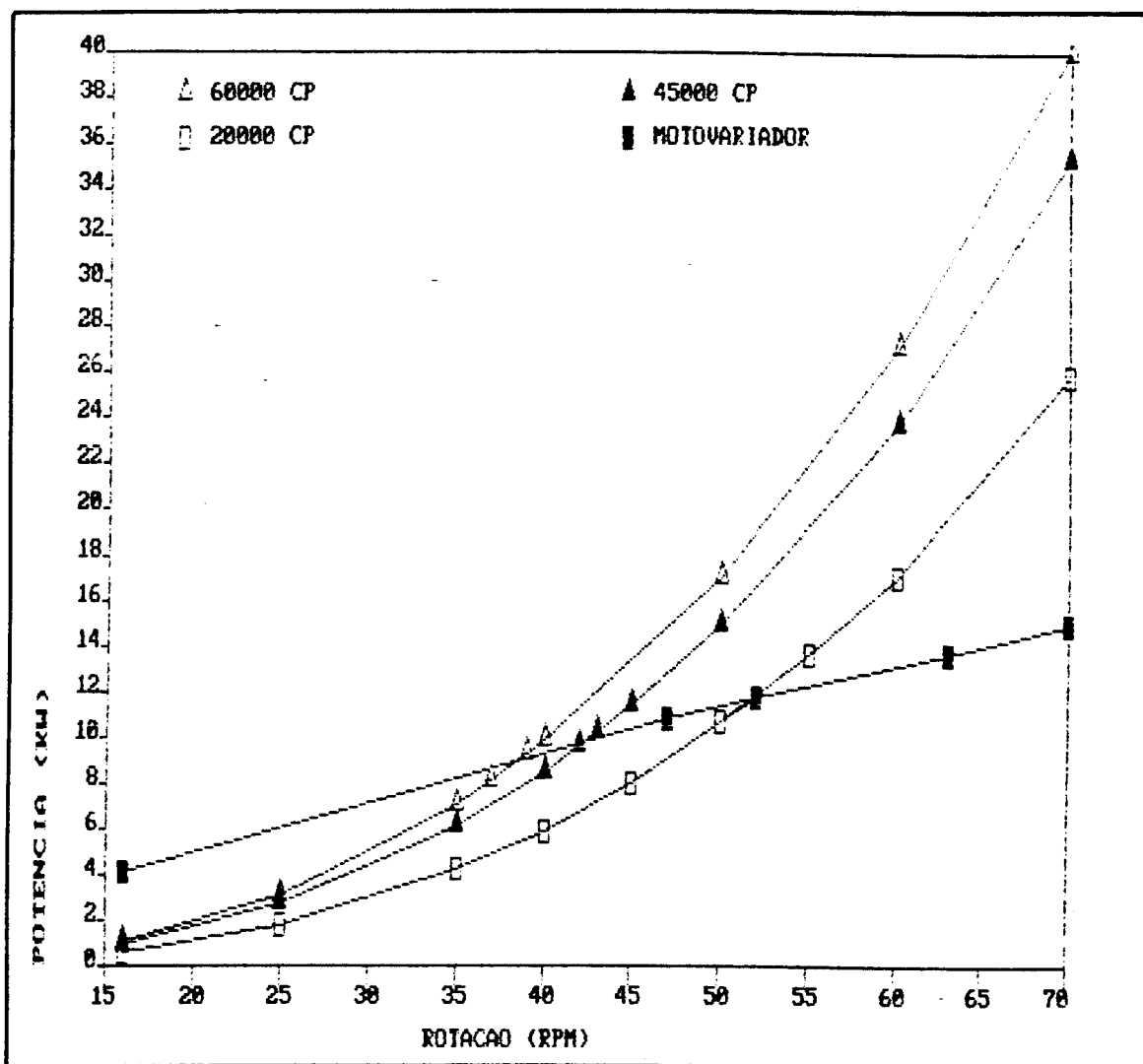


Fig.2 - Curvas de potência - diâmetro das pás: 1100 mm

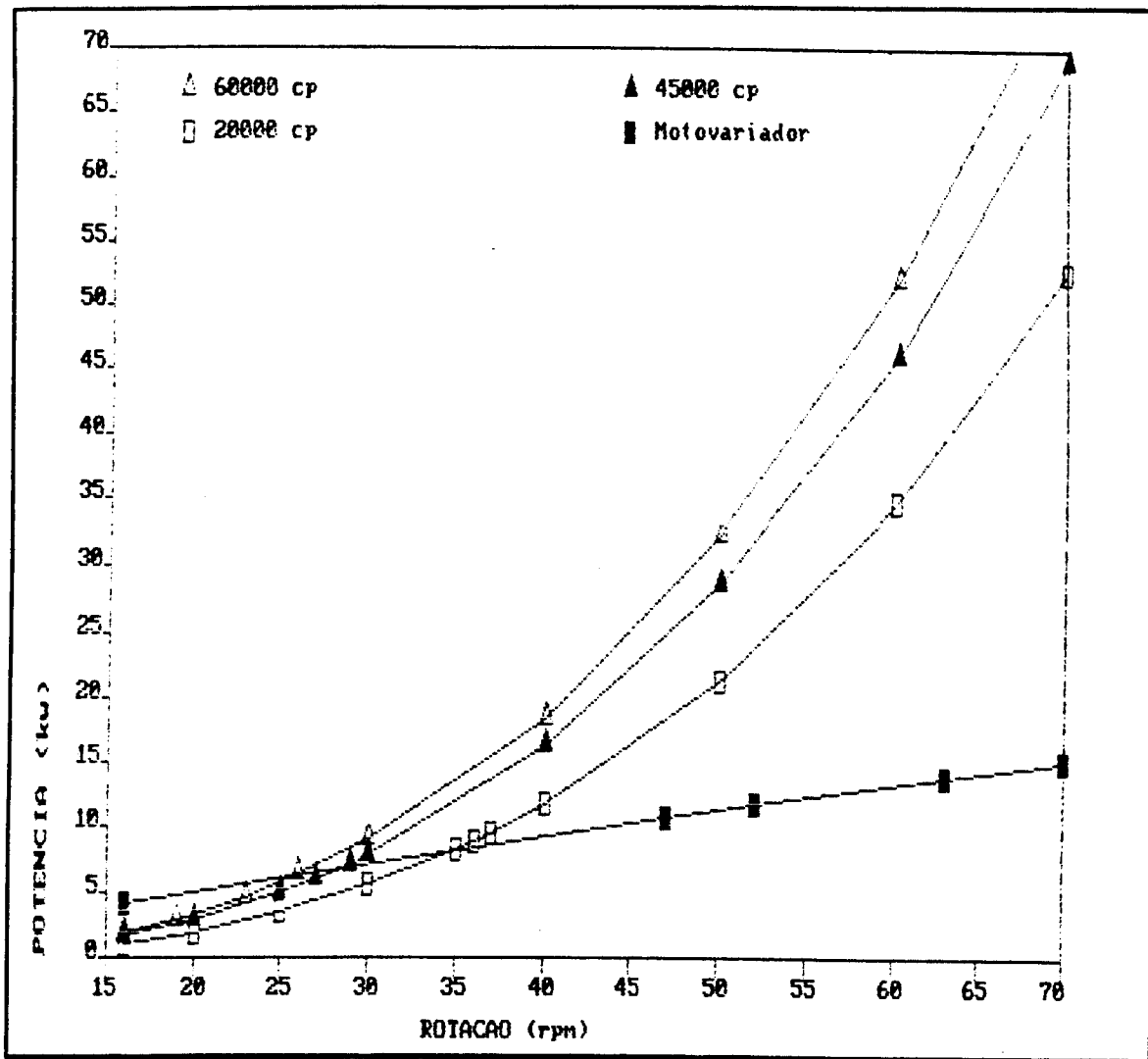


Fig.3 - Curvas de potência - diâmetro das pás: 1300 mm

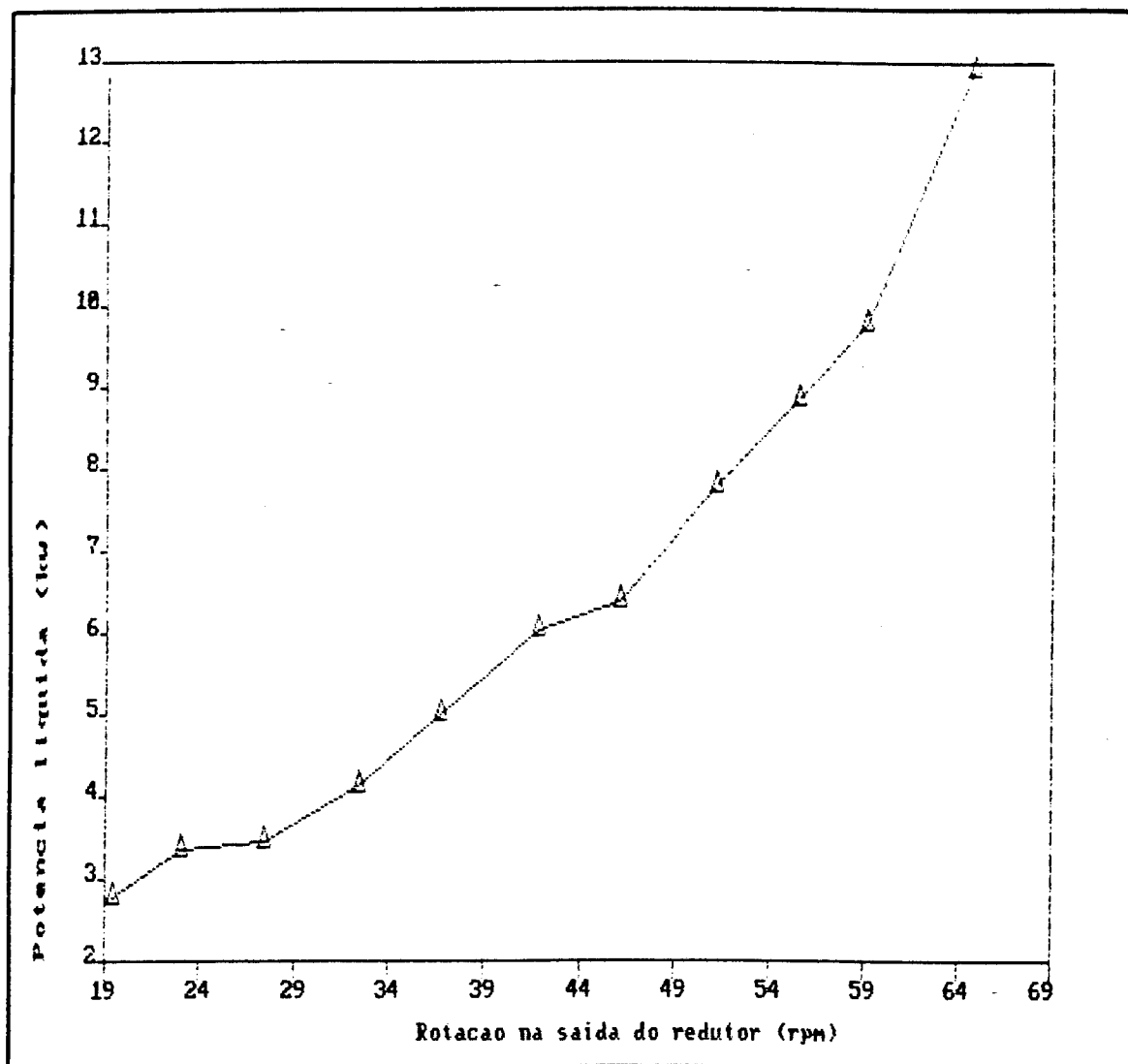


Fig.4 - Variação da potência líquida medida em função da rotação

$$\text{Potência} = 1.49 \times (1.03)^{\text{rotação}}$$

Coefficiente de correlação: 99.6%

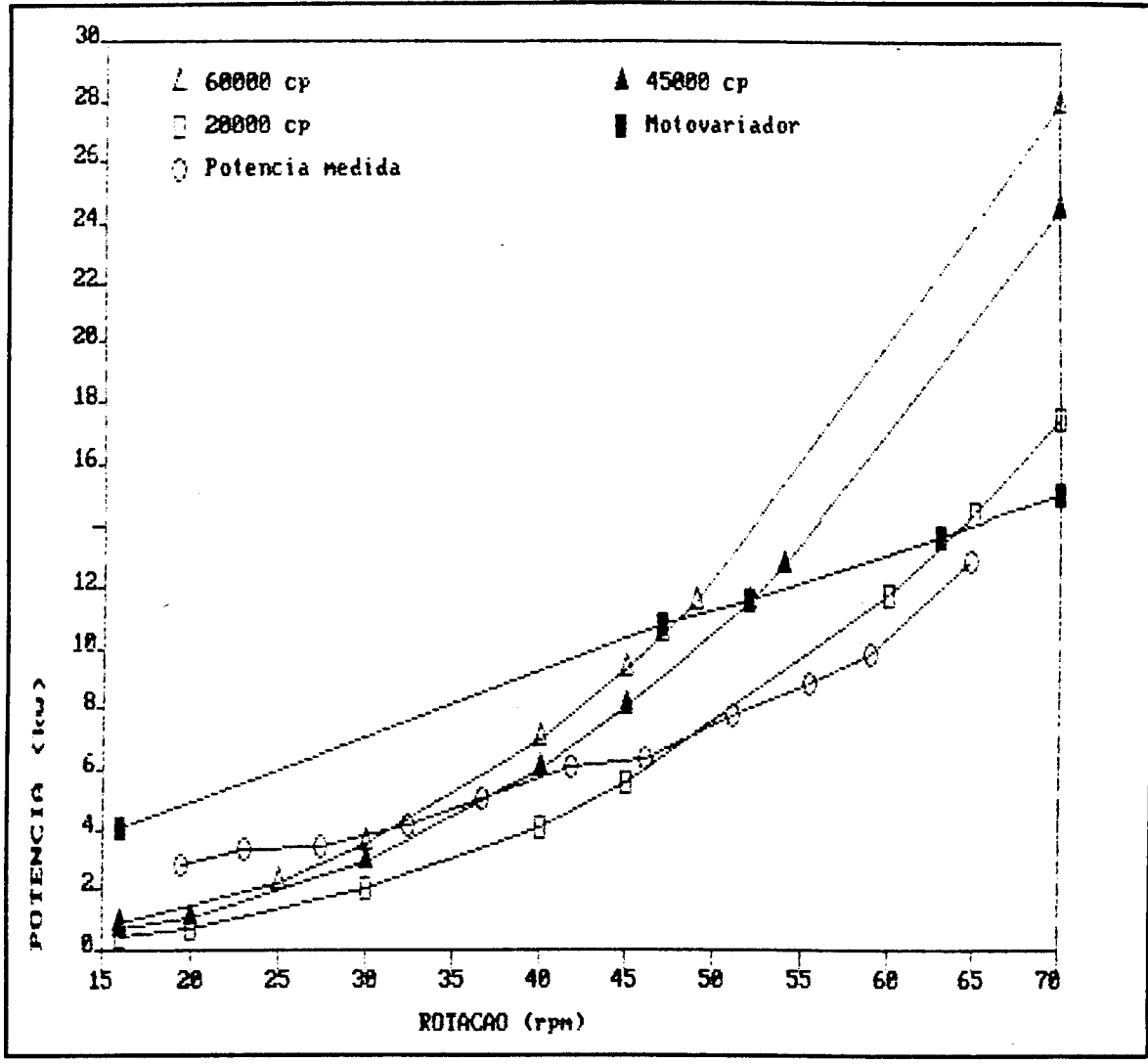


Fig.5 - Comparação da potência medida com a calculada

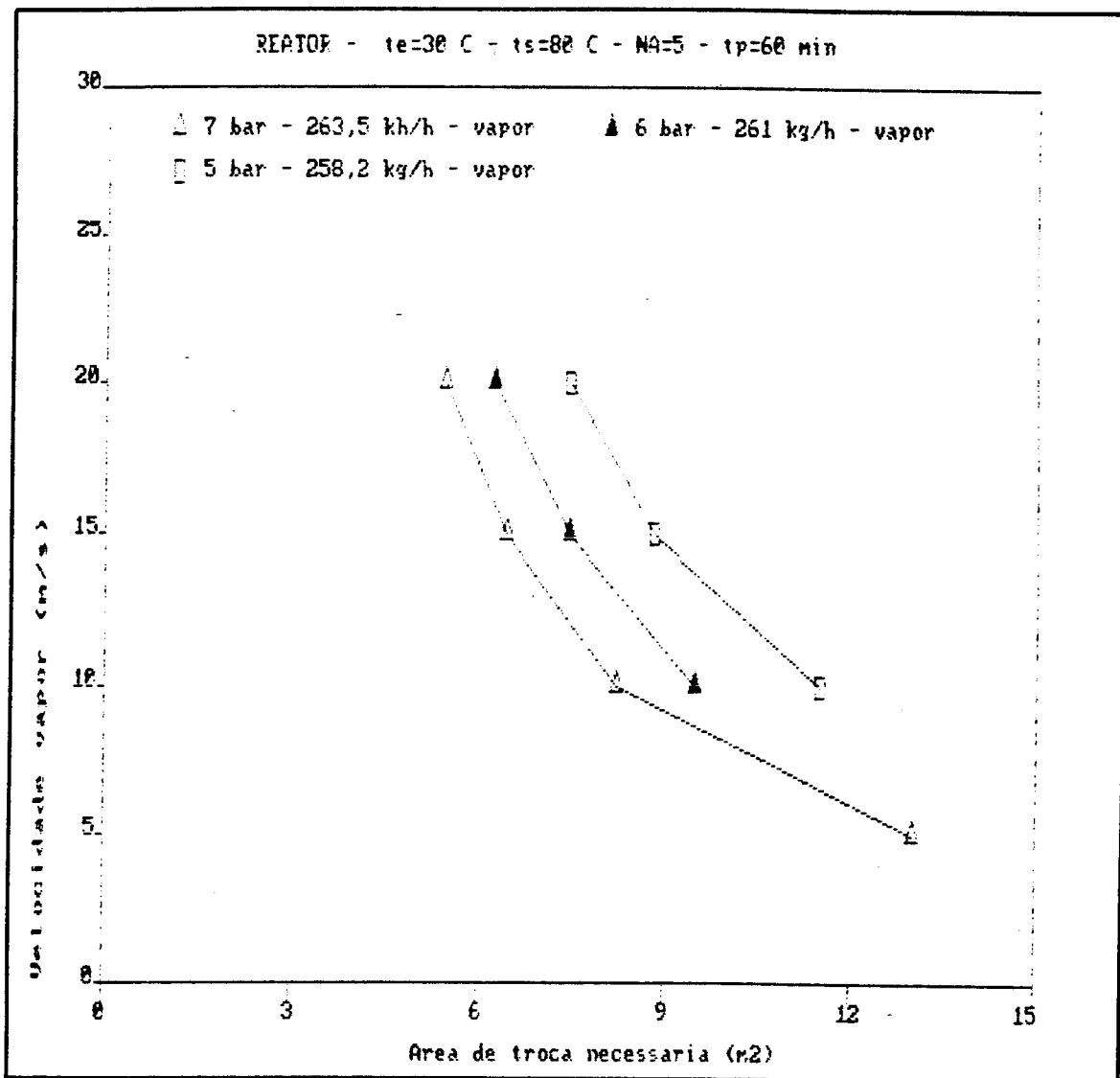


Fig.6 - Influência da velocidade do vapor na área de troca de calor

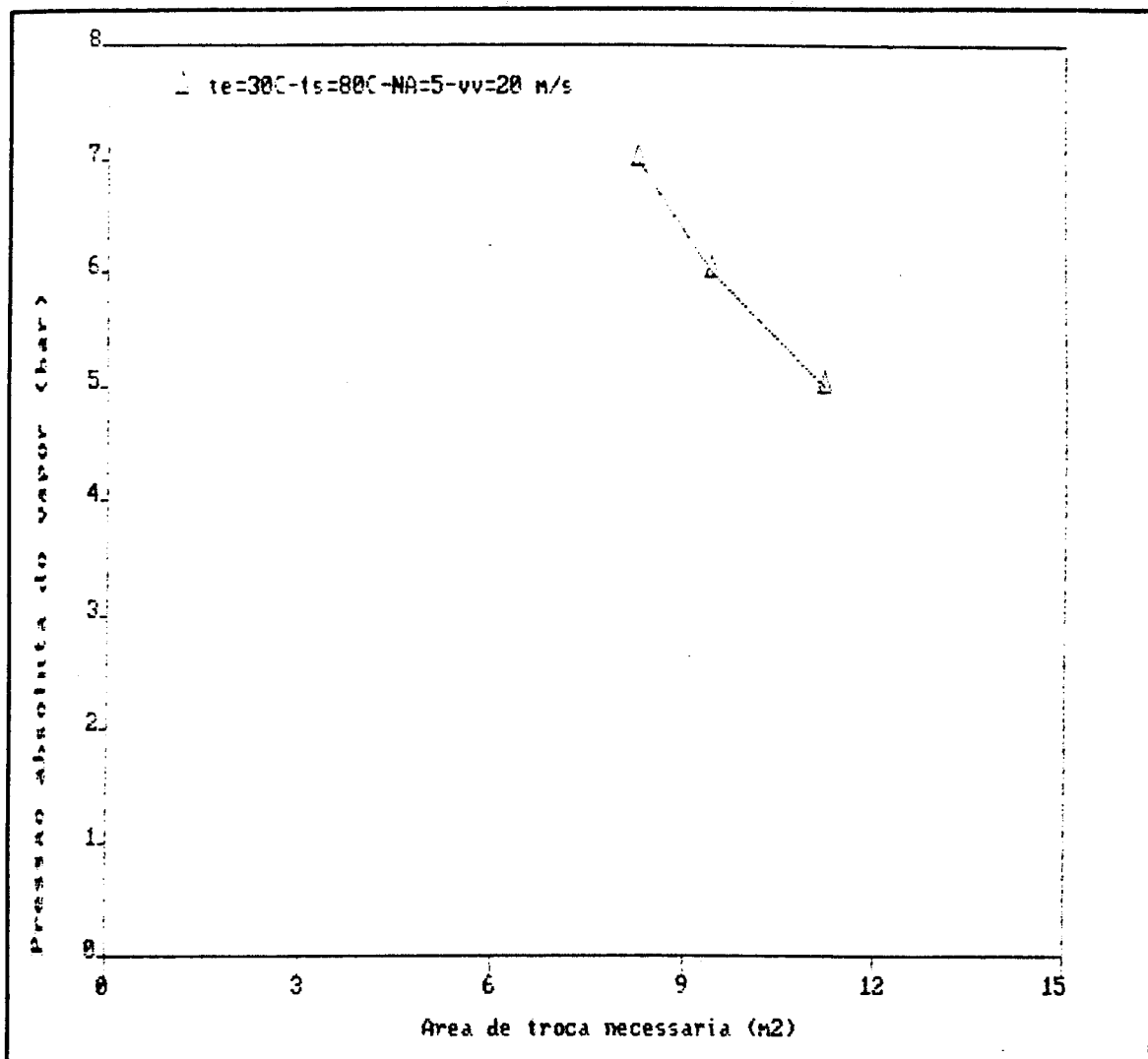


Fig.7 - Influência da pressão do vapor na área de troca de calor

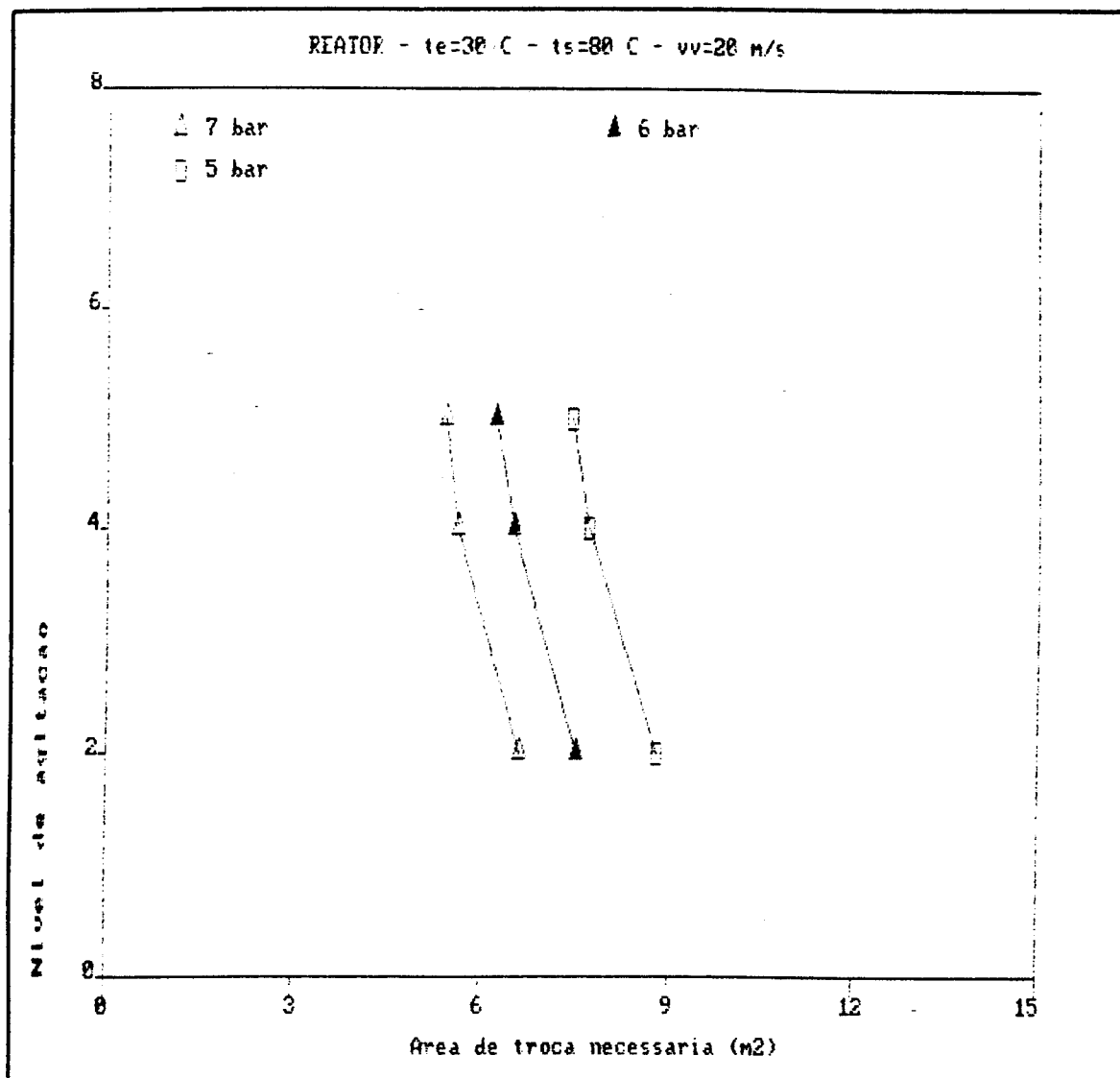


Fig.8 - Influência do nível de agitação do produto na área de troca de calor

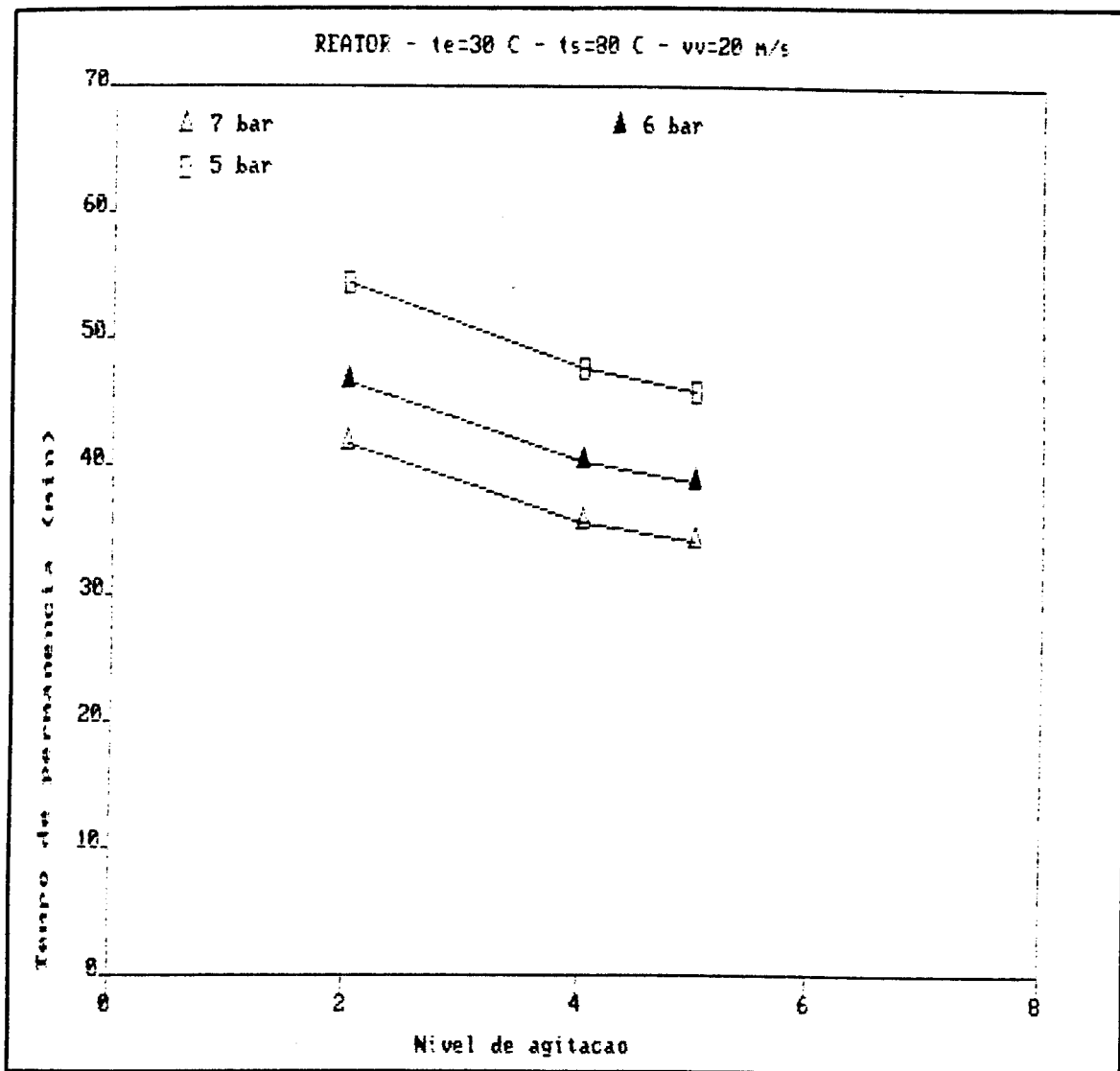


Fig.9 - Influência do nível de agitação no tempo de permanência do produto no tanque

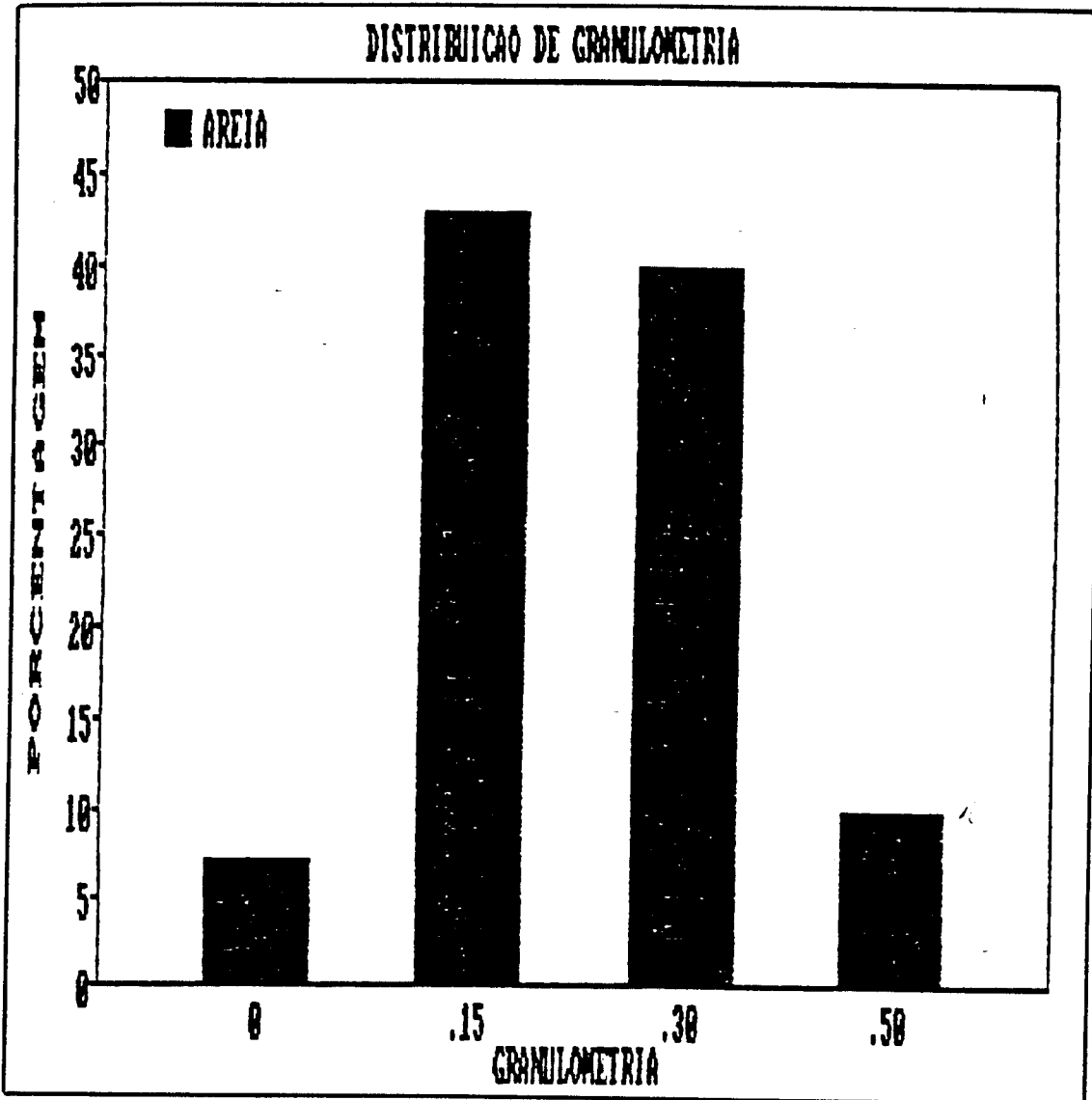


Fig. 10 - Distribuição granulométrica da areia

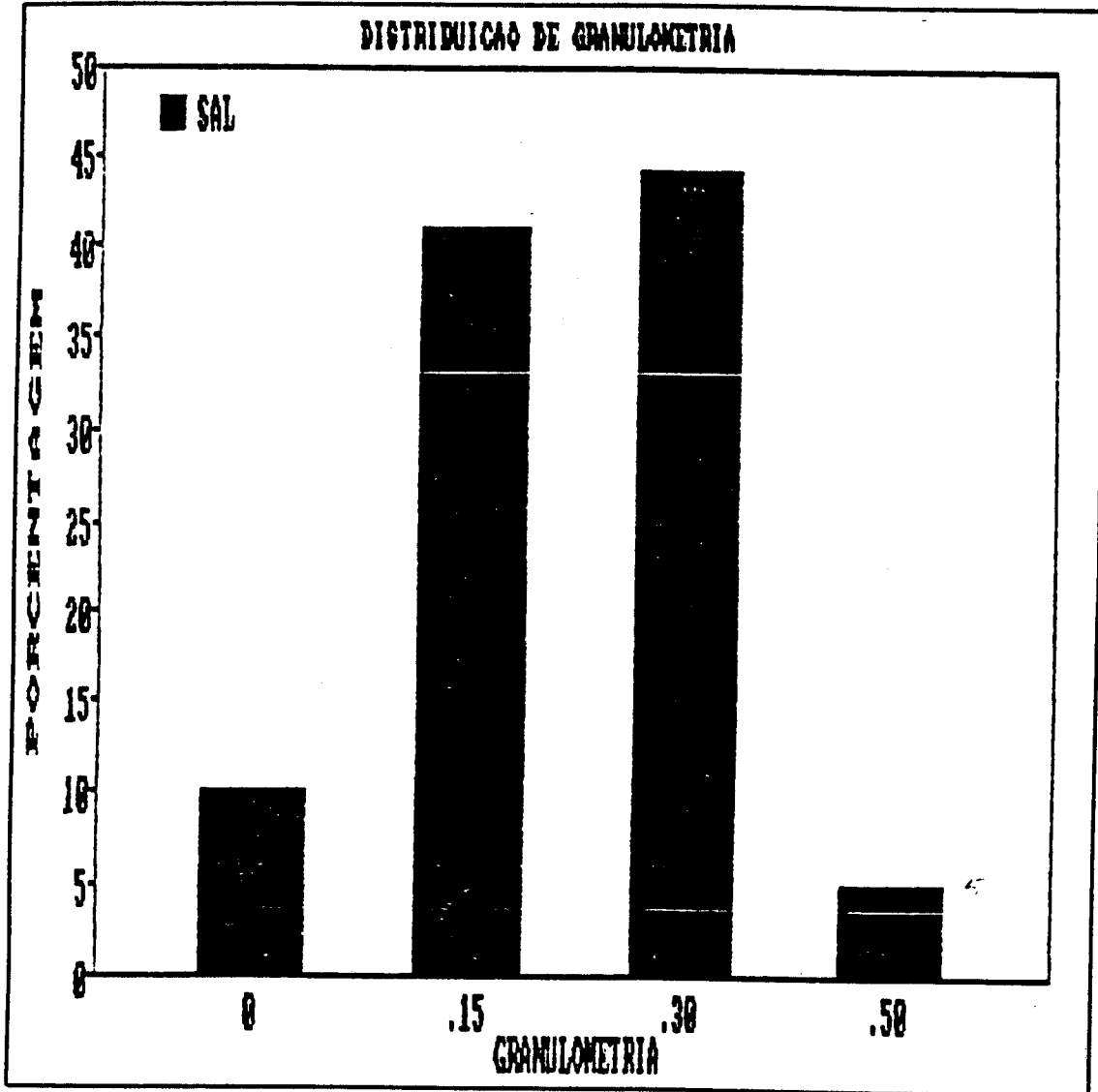


Fig. 11 - Distribuição granulométrica do sal

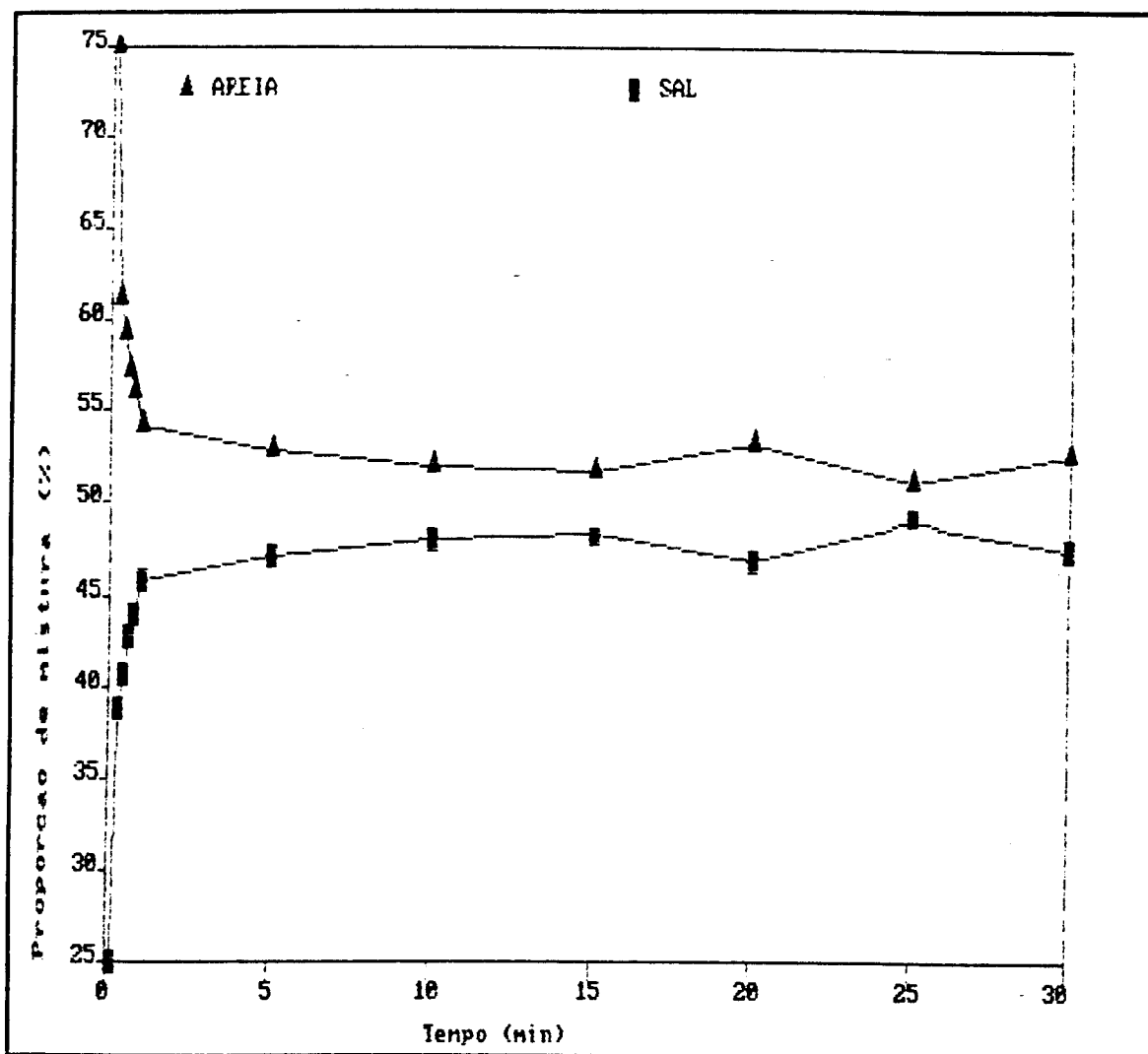


Fig.12 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 32 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 2 - intermediário

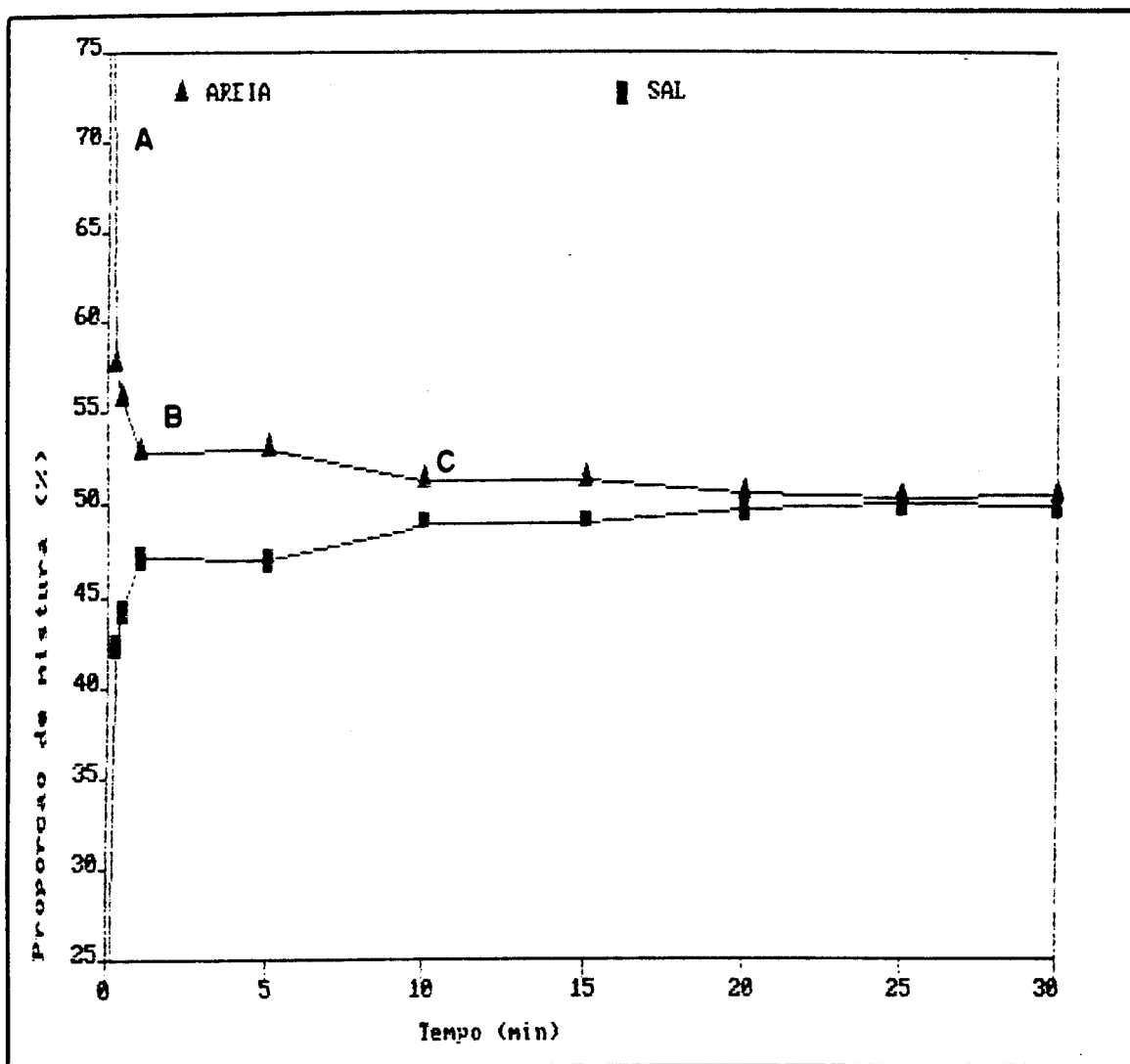


Fig.13 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 55 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 2 - intermediário

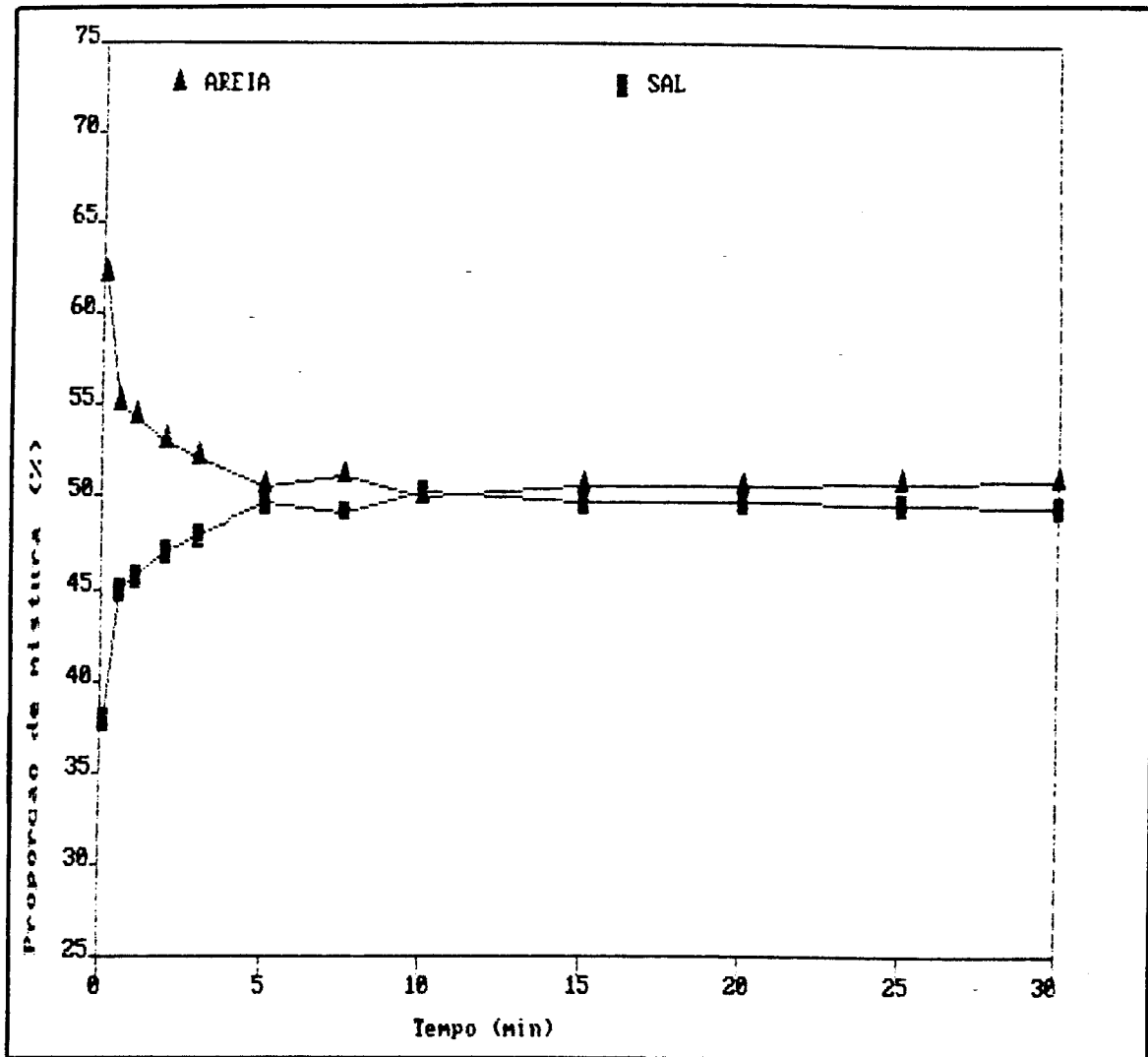


Fig.14 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 86 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 2 - intermediário

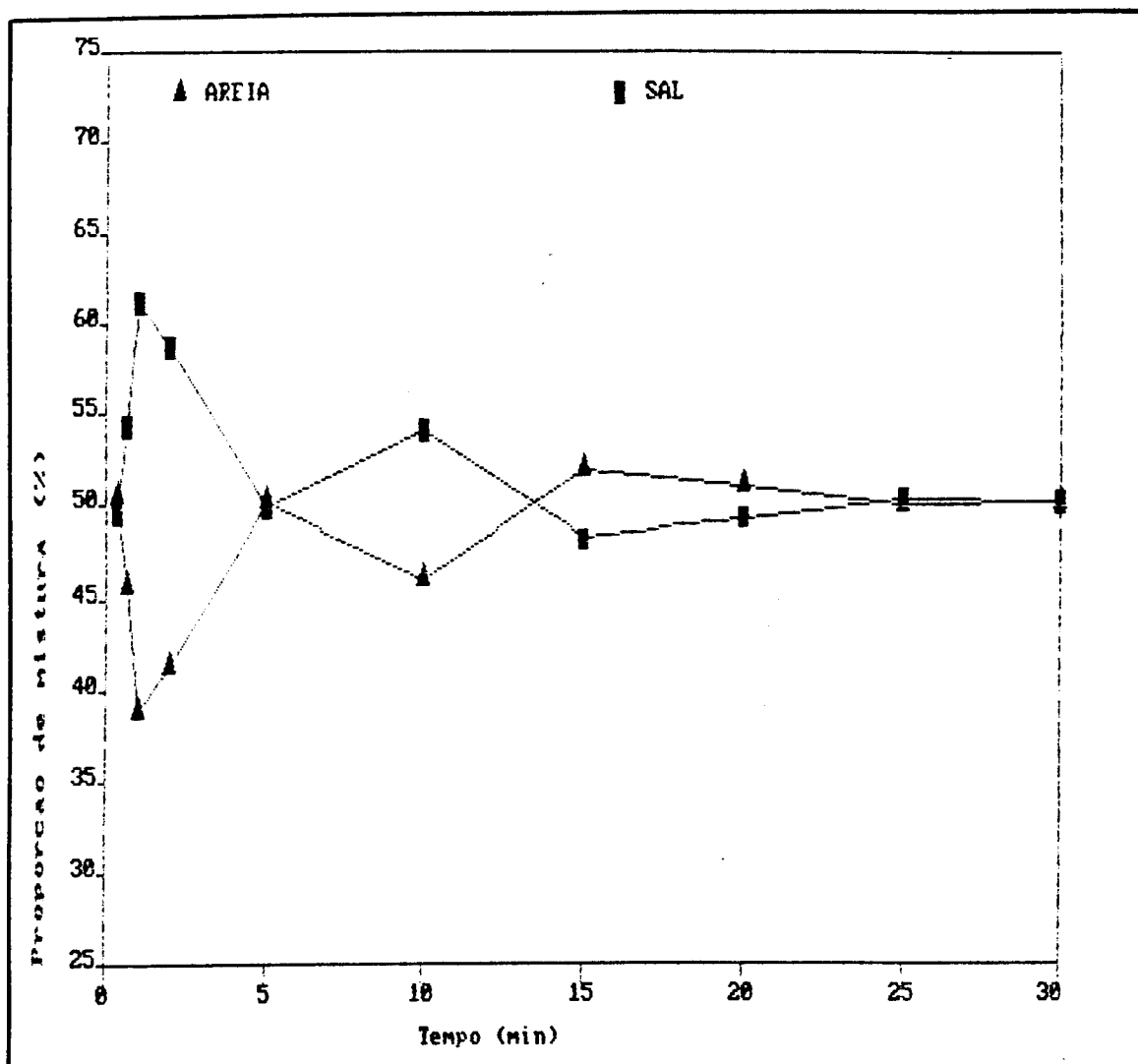


Fig.15 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 110 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 2 - intermediário

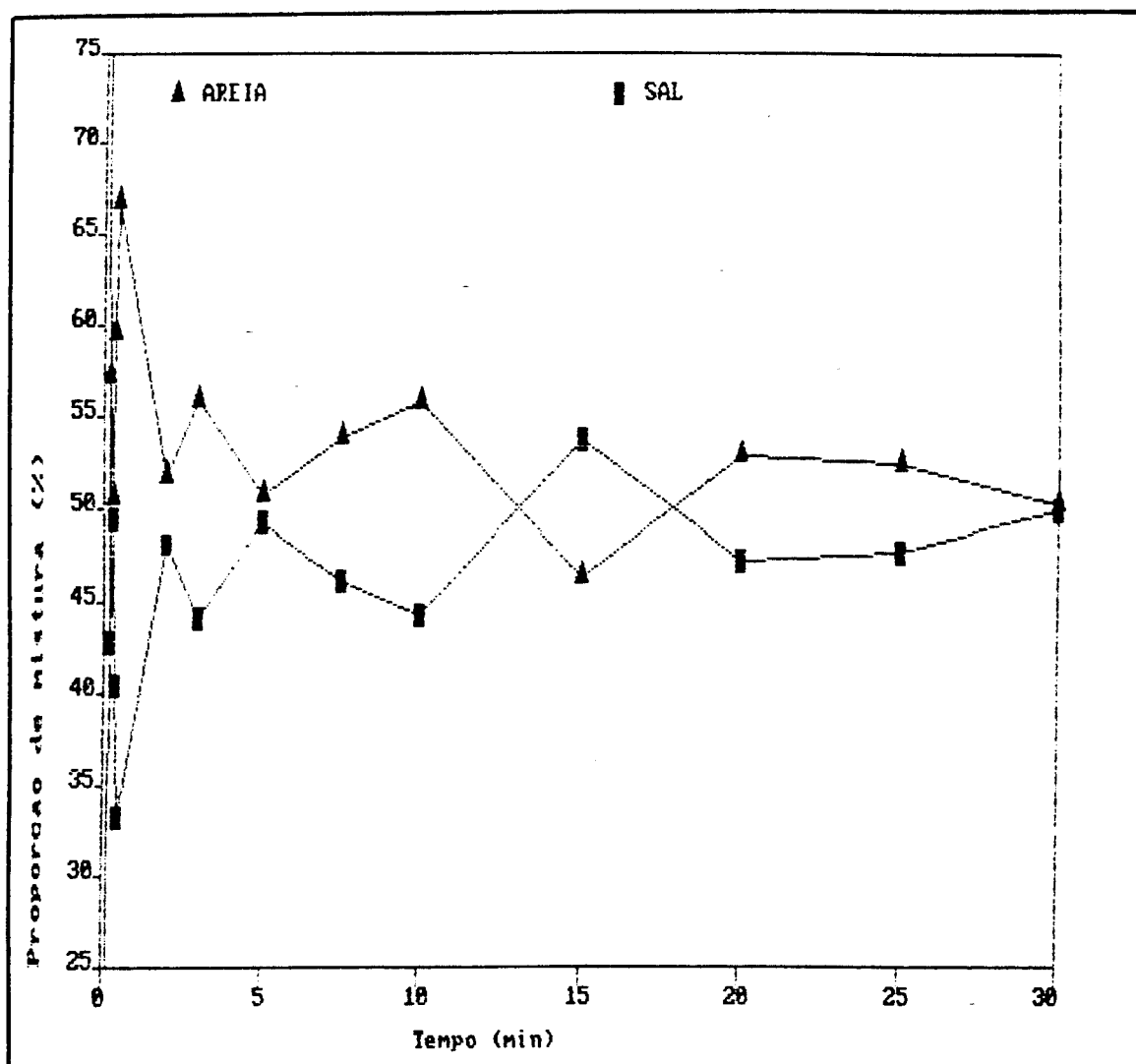


Fig.16 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 139 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 2 - intermediário

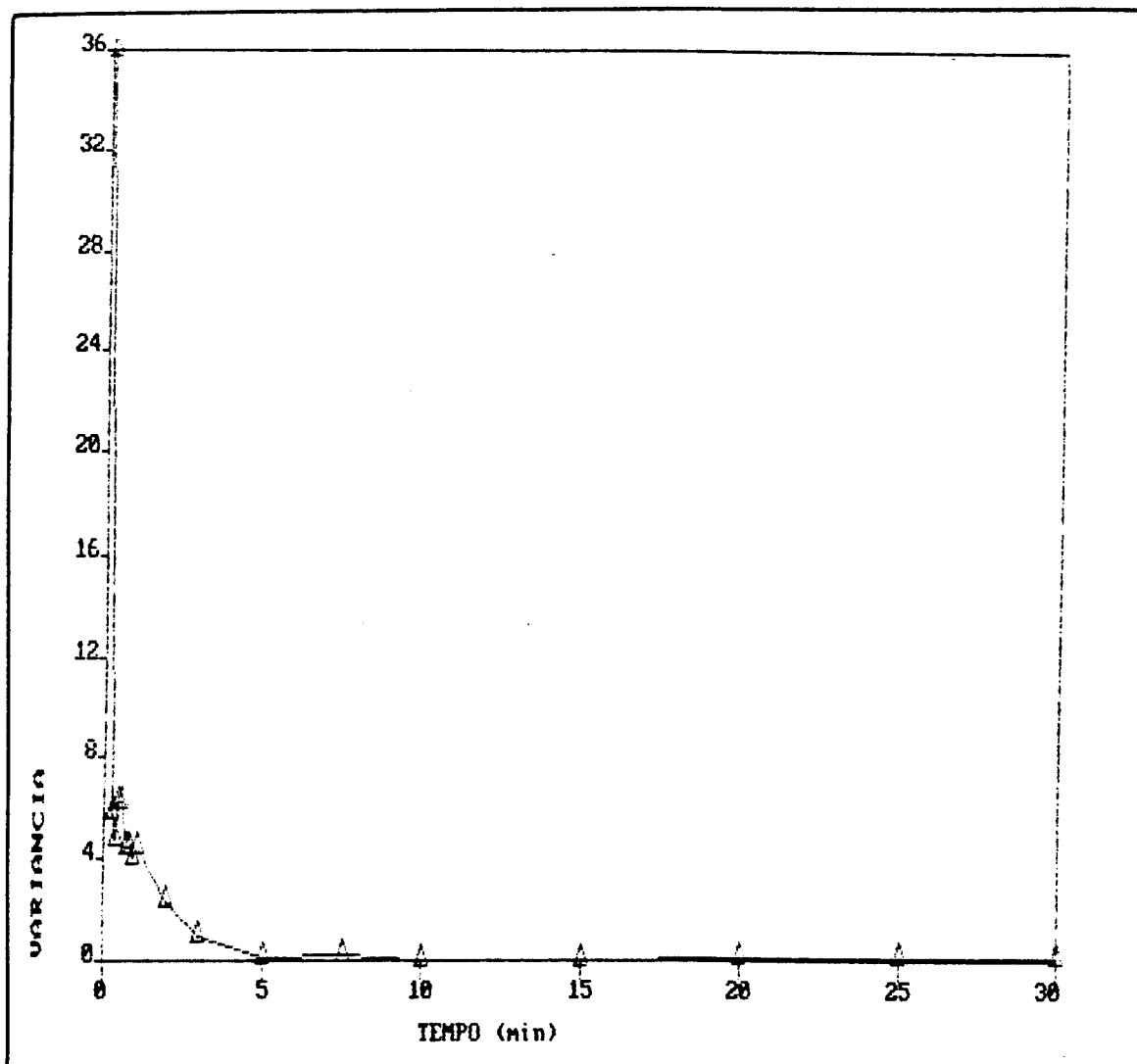


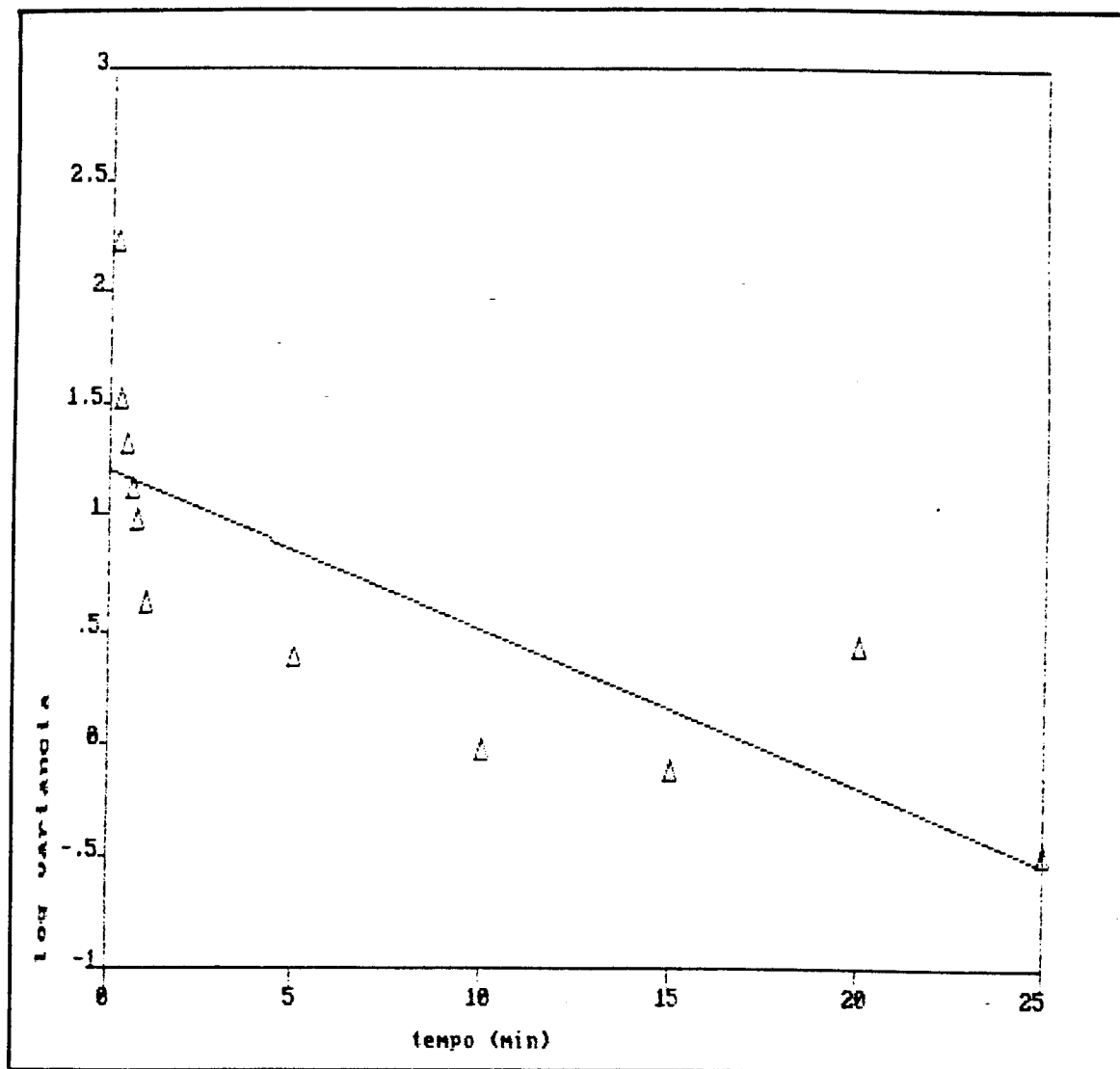
Fig.17 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 86 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

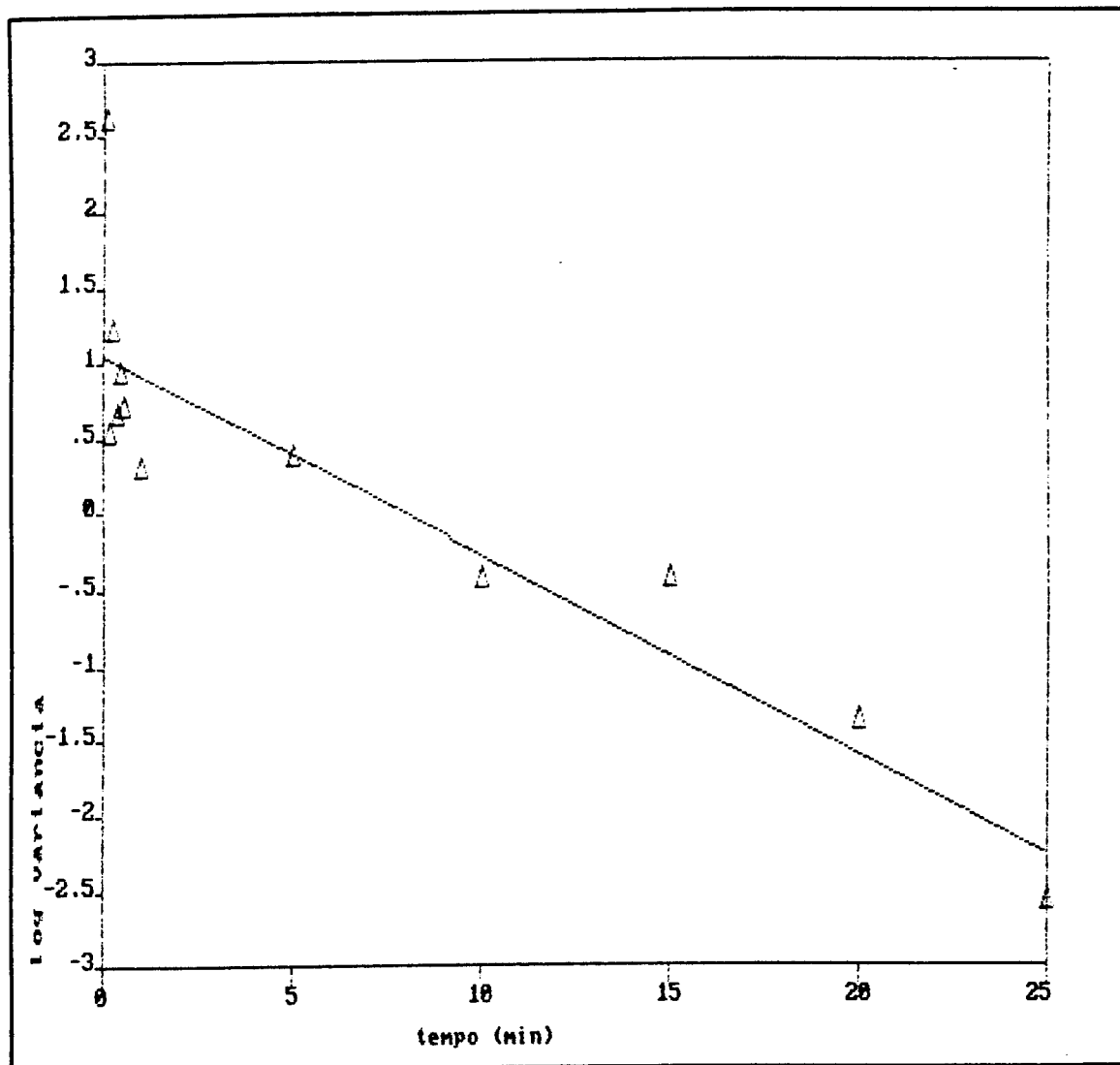
Misturador: 2 - intermediário



Log variância = $1,197 - (6,963 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$

Variância = $2,237 \cdot 10^{-4}$ - por regressão linear

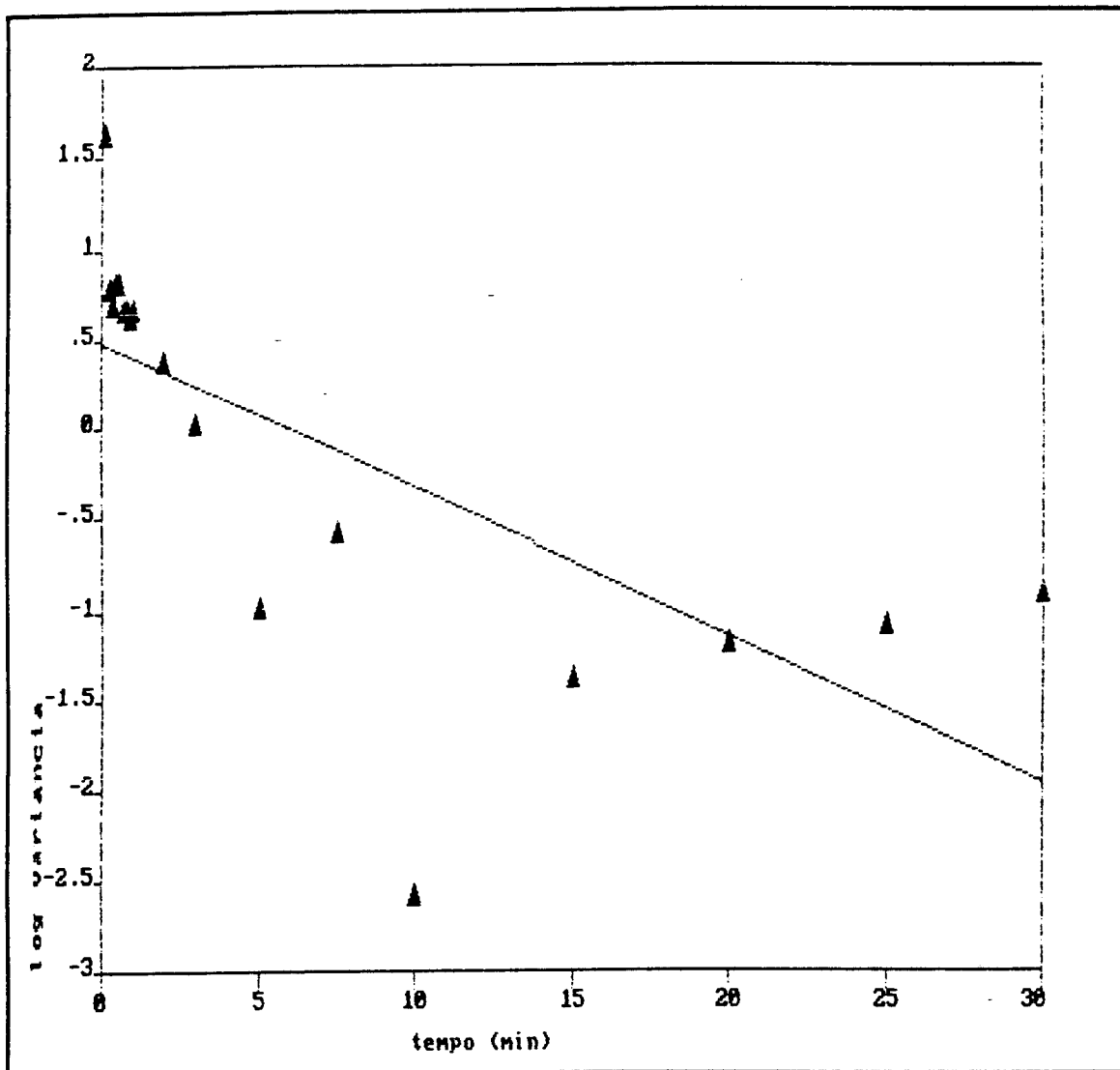
Fig.18 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig.12



$$\text{Log variância} = 1,050 - (1,322 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$$

$$\text{Variância} = 3,151 \cdot 10^{-1} \quad - \quad \text{por regressão linear}$$

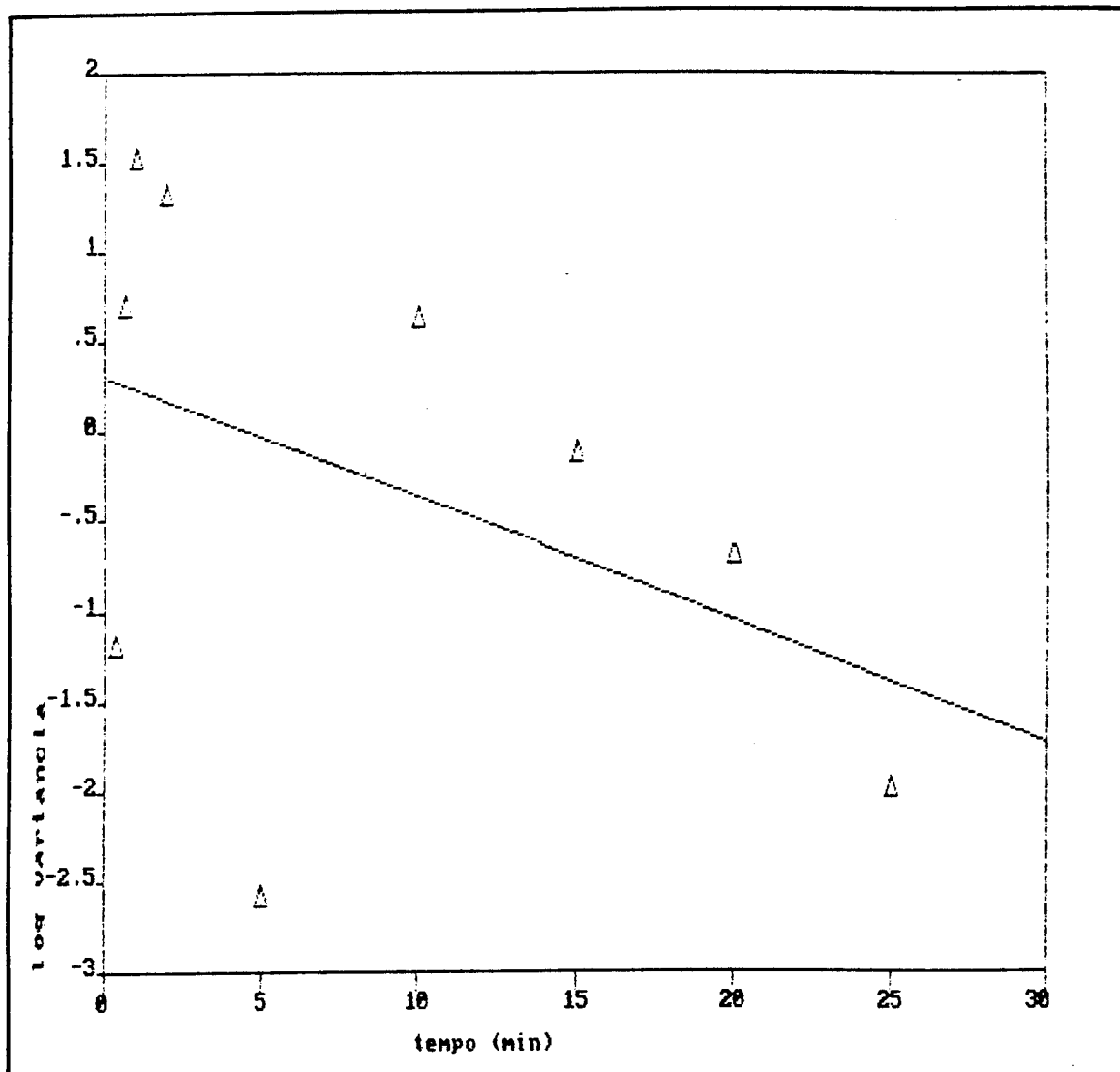
Fig.19 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig.13



$$\text{Log variância} = 4,786 - (8,038 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$$

$$\text{Variância} = 5,676 \cdot 10^{-1} \quad - \quad \text{por regressão linear}$$

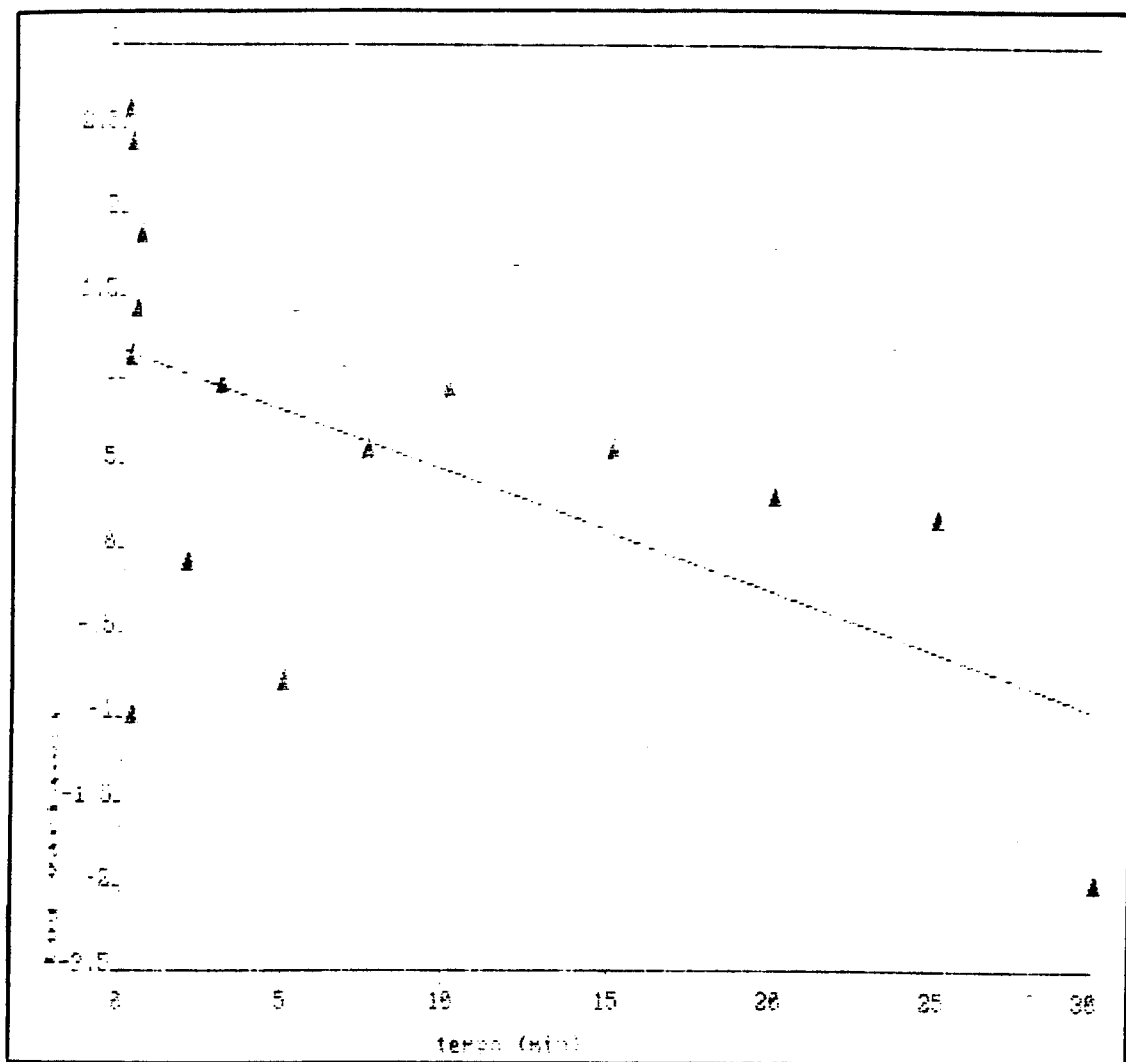
Fig.20 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig.14



Log variância = $(3,092 \cdot 10^{-1}) - (6,763 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$

Variância = 1,511 - por regressão linear

Fig.21 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig.15



Log variância = $1,152 - (7,037 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$

Variância = 1,002 - por regressão linear

Fig.22 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig.16

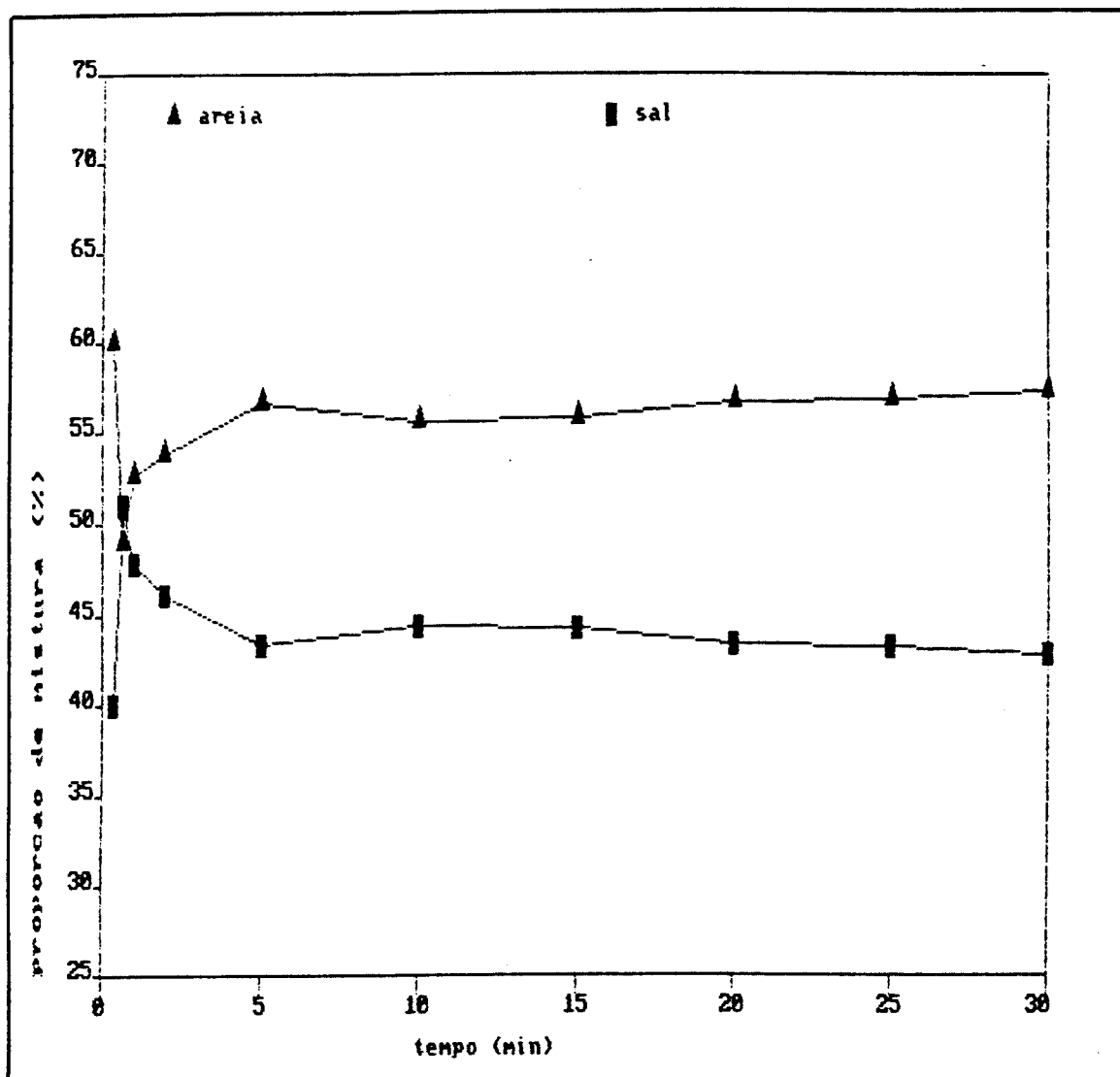


Fig.23 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 32 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 1 - esbelto

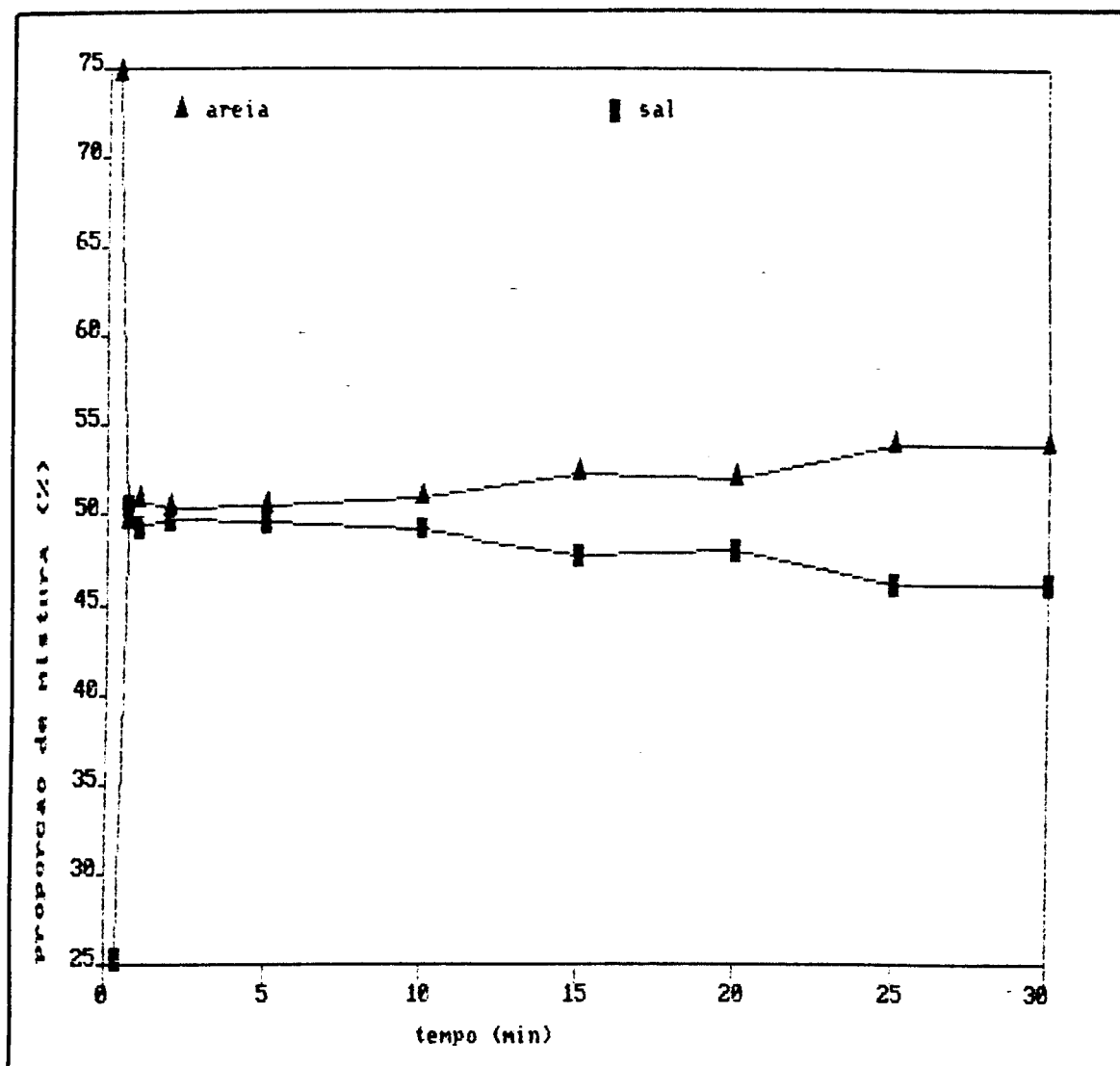


Fig.24 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 55 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 1 - esbelto

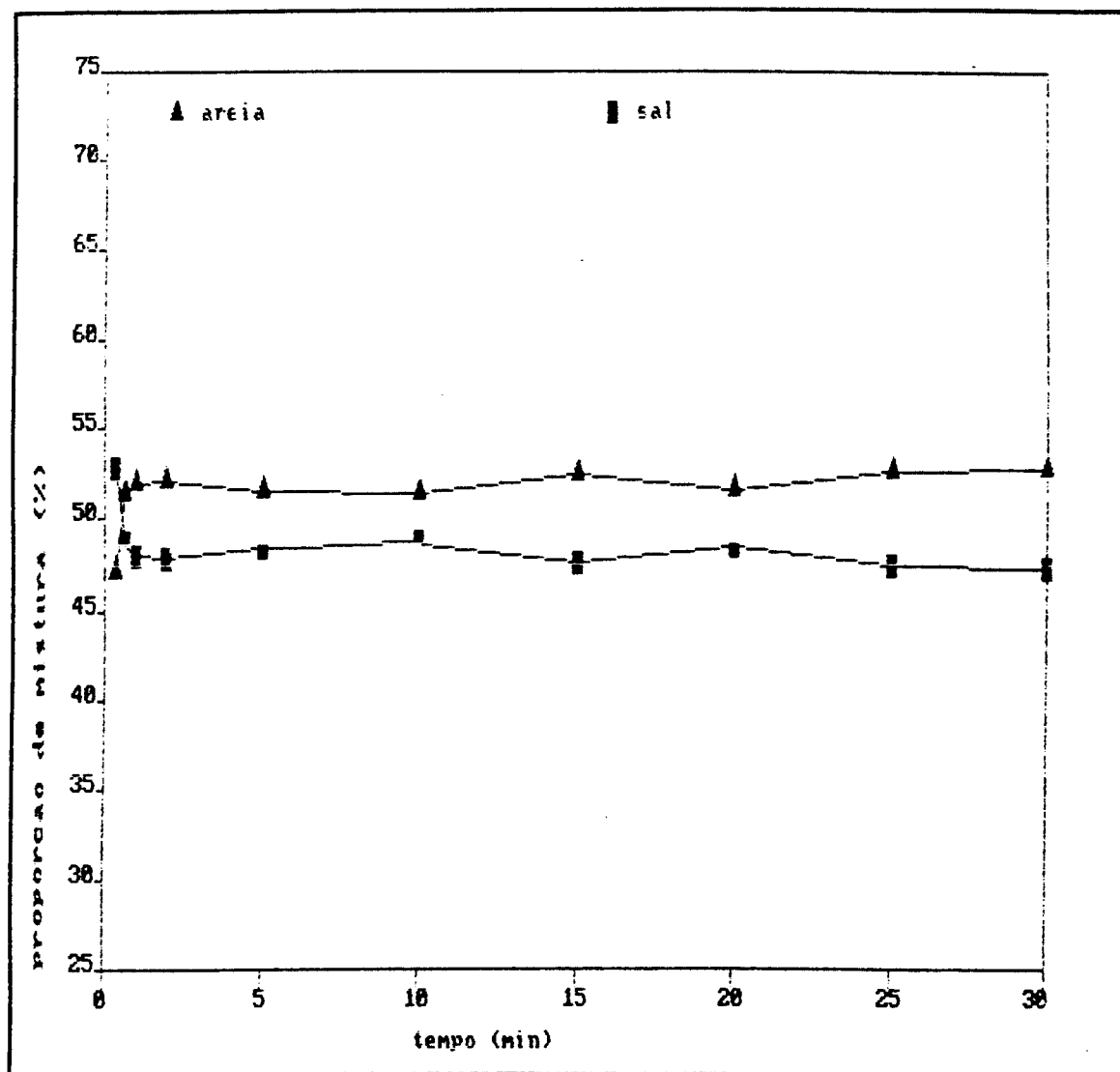


Fig.25 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 86 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 1 - esbelto

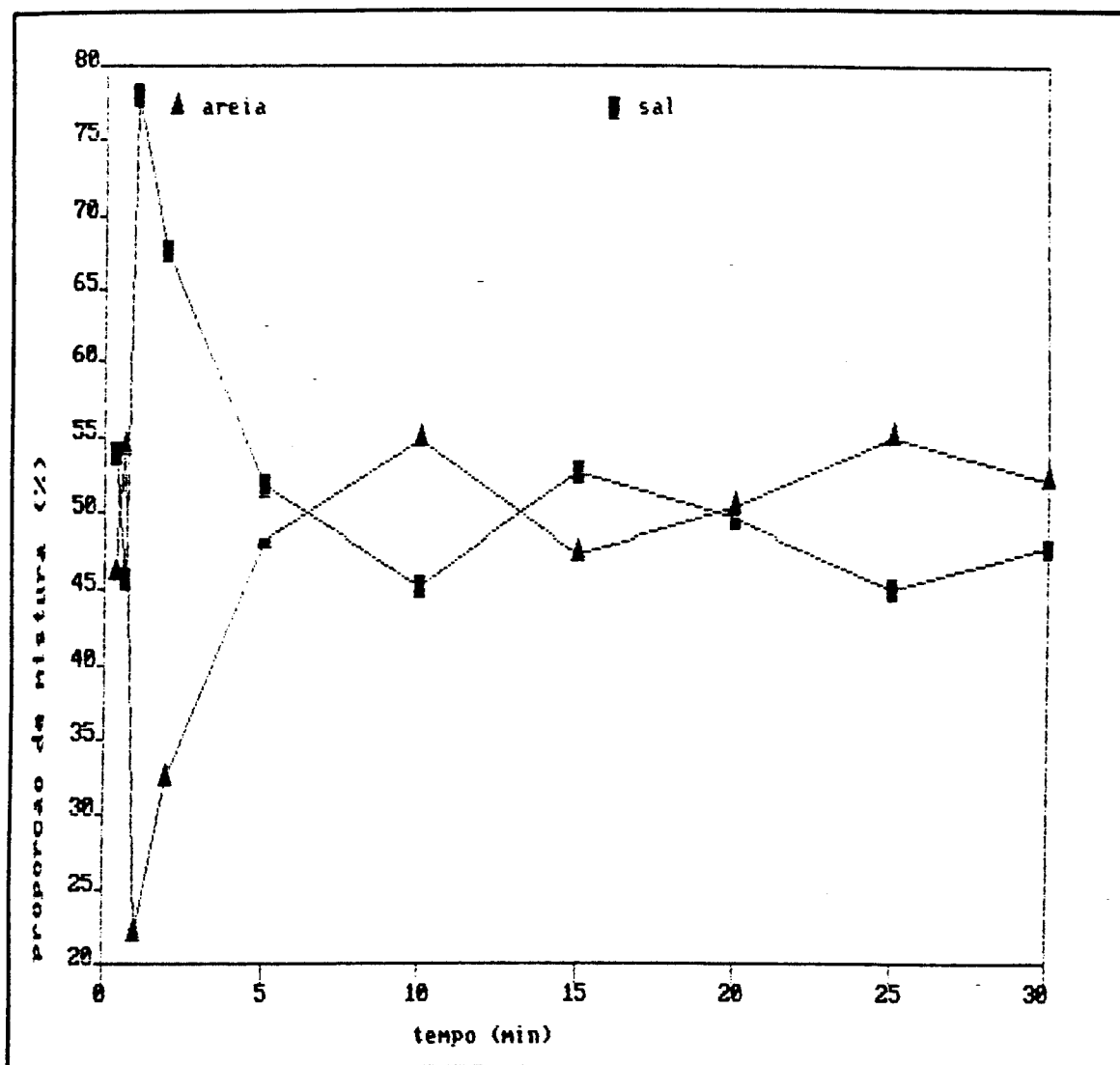


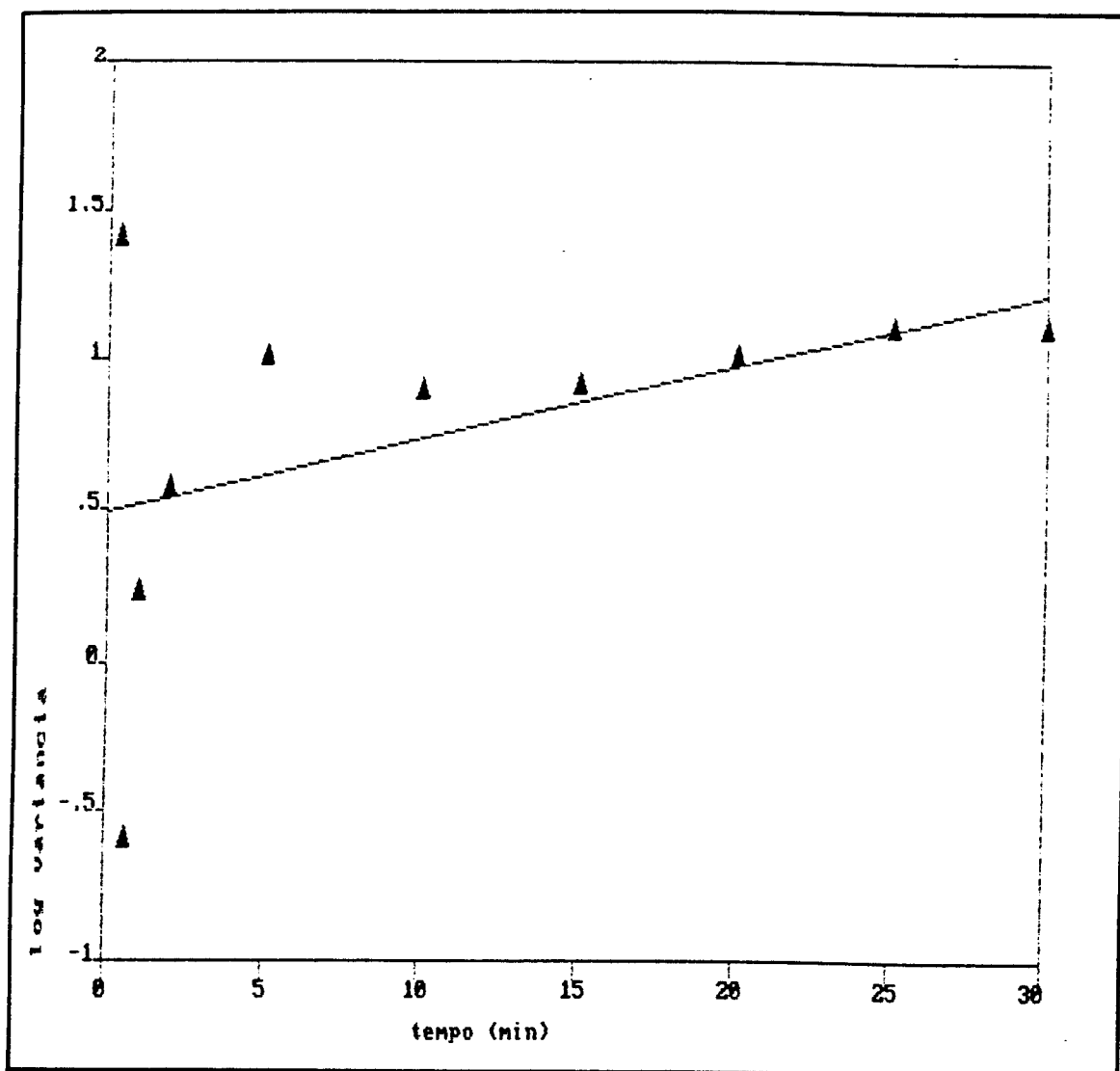
Fig. 26 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 110 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

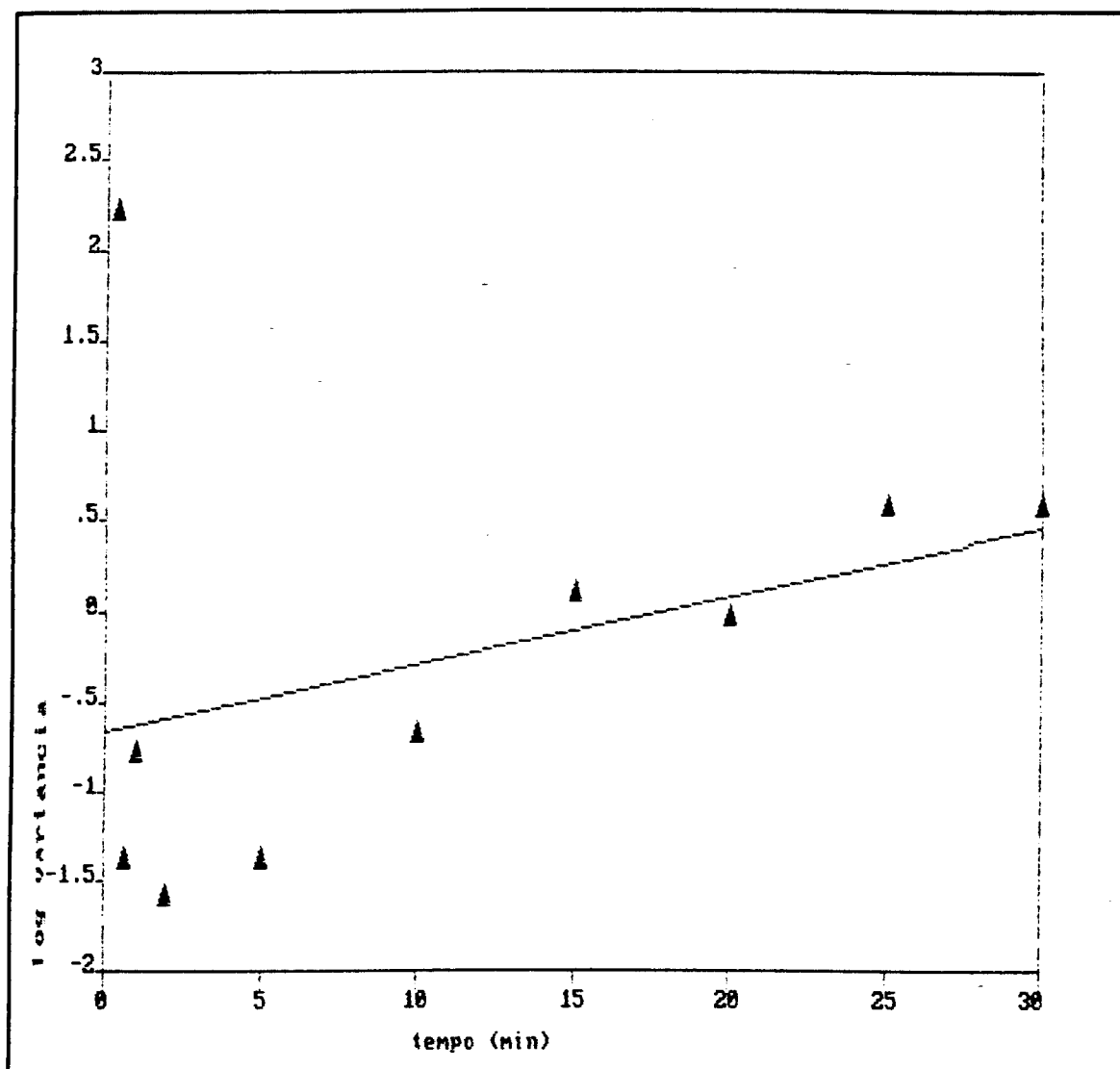
Misturador: 1 - esbelto



$$\text{Log variância} = (5,003 \cdot 10^{-4}) + (2,428 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$$

$$\text{Variância} = 2,348 \cdot 10^{-1} \quad - \quad \text{por regressão linear}$$

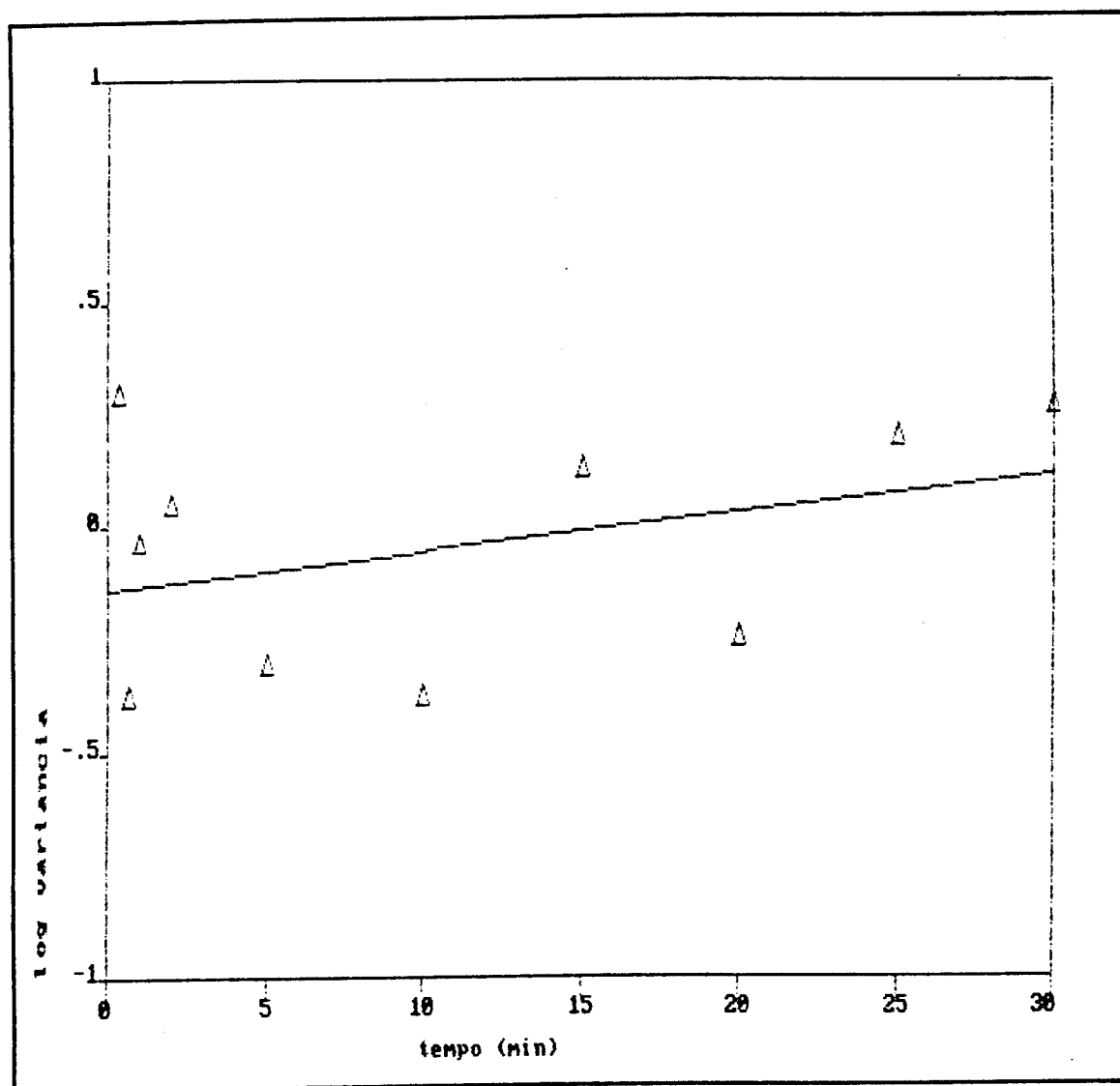
Fig.27 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig.23



$$\text{Log variância} = (-6,682 \cdot 10^{-1}) + (3,761 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$$

Variância = 1,095 - por regressão linear

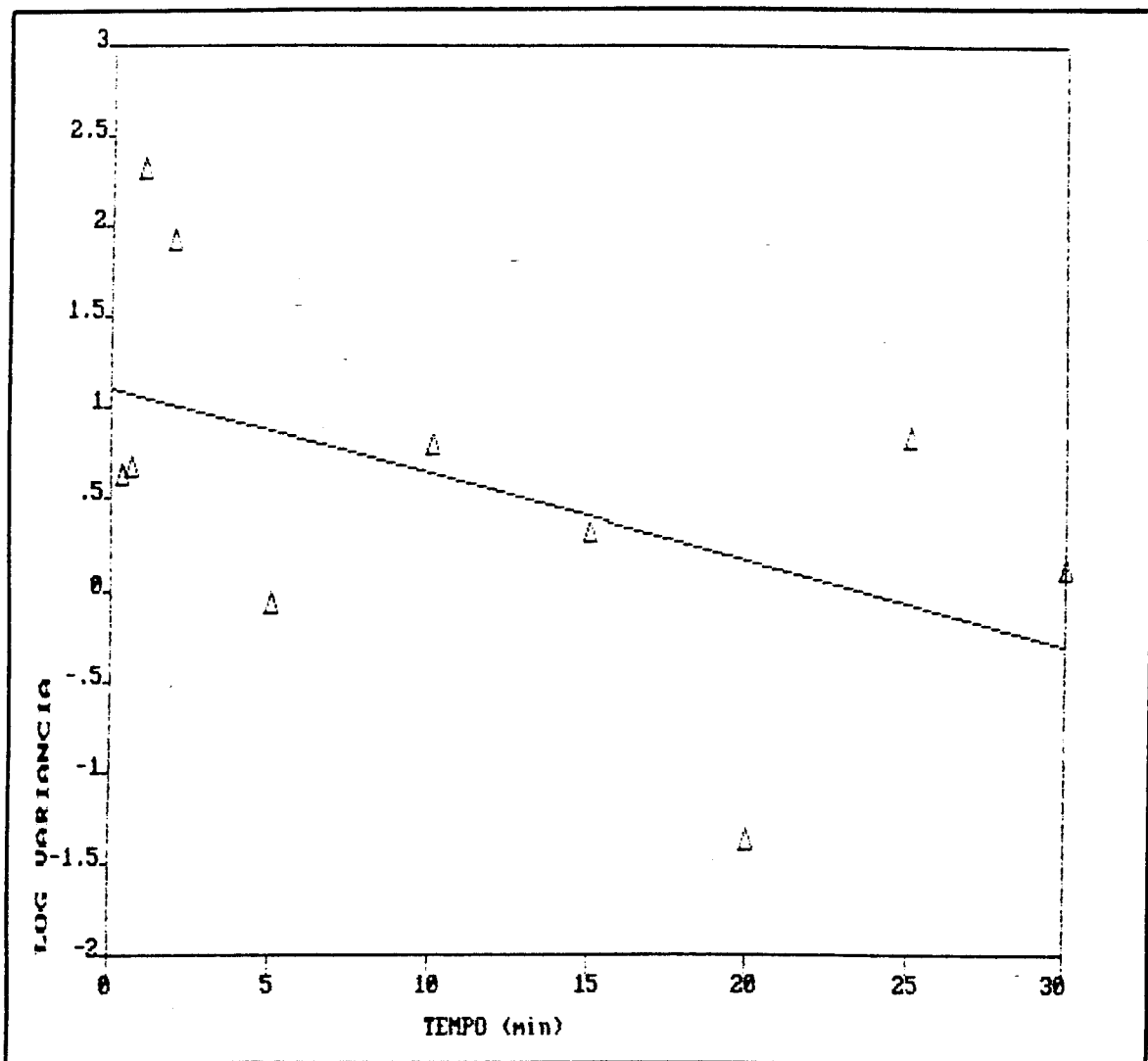
Fig.28 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig.24



$$\text{Log variância} = (-1,358 \cdot 10^{-1}) + (8,189 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$$

$$\text{Variância} = 5,585 \cdot 10^{-2} \quad - \quad \text{por regressão linear}$$

Fig.29 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig.25



$$\text{Log variância} = 1,101 - (4,705 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$$

$$\text{Variância} = 7,070 \cdot 10^{-4} \quad - \quad \text{por regressão linear}$$

Fig.30 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig.26

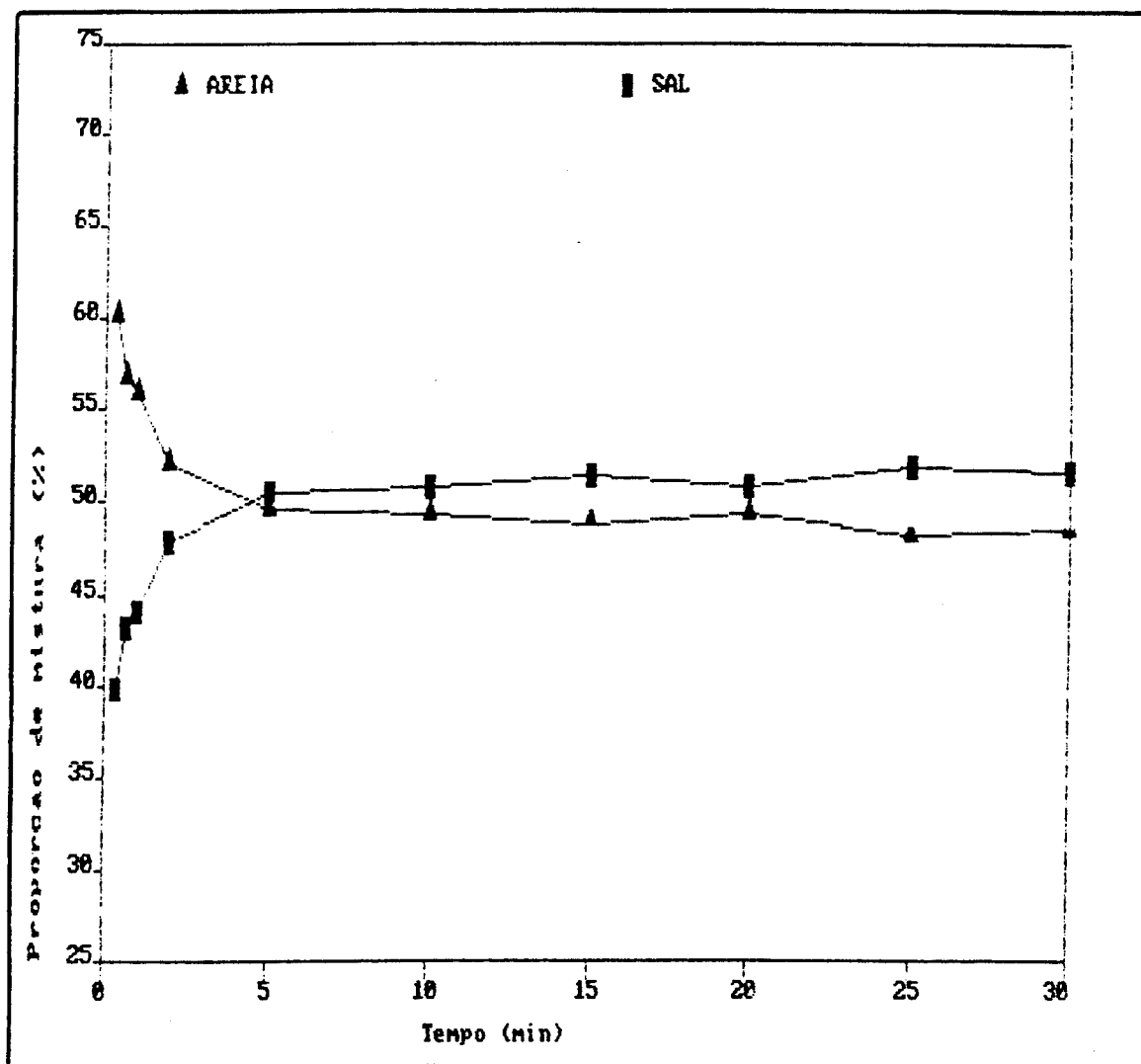


Fig. 31 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 32 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 3 - bojudo

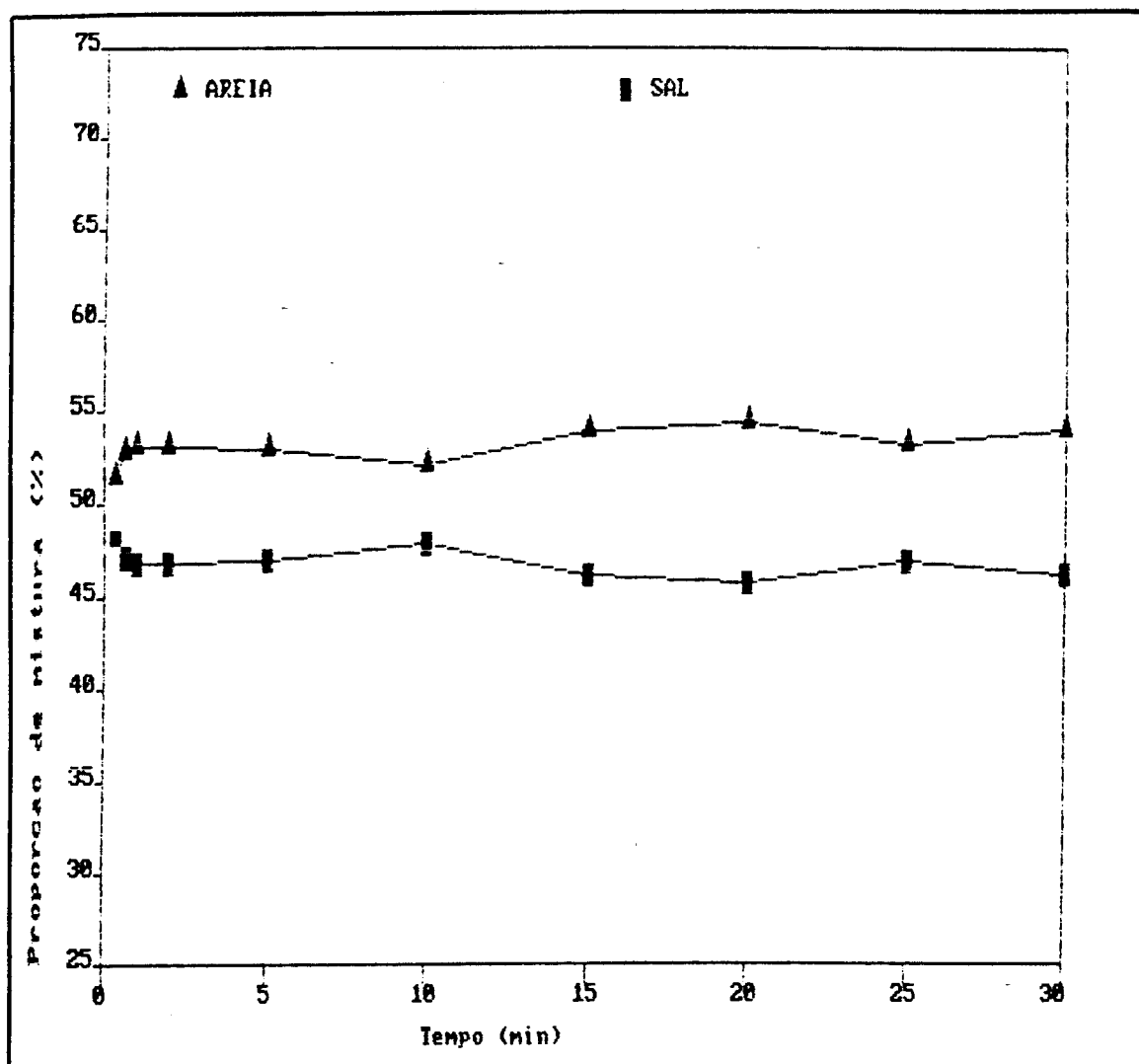


Fig. 32 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 55 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 3 - bojudó

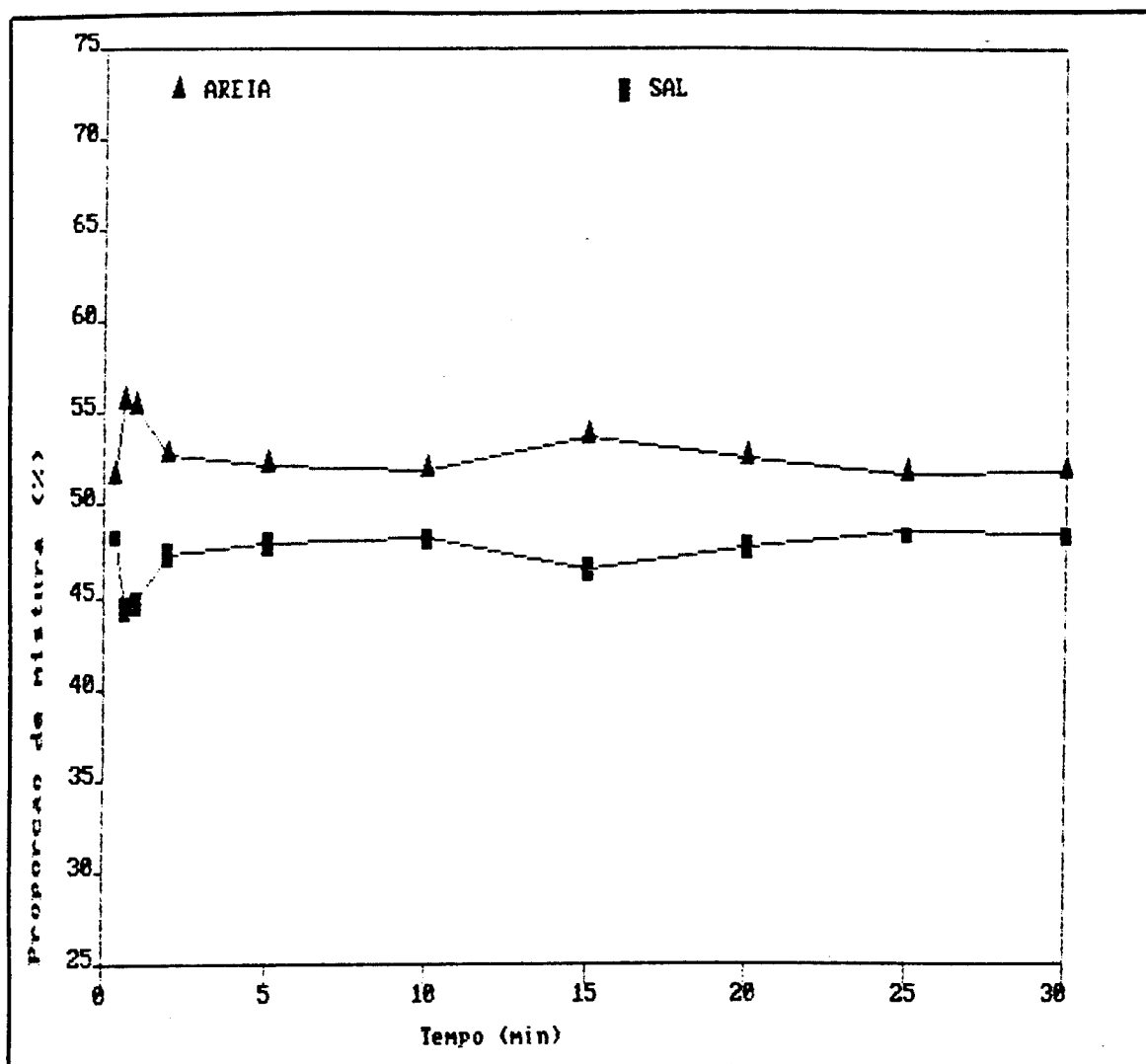


Fig. 33 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 86 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 3 - bojudo

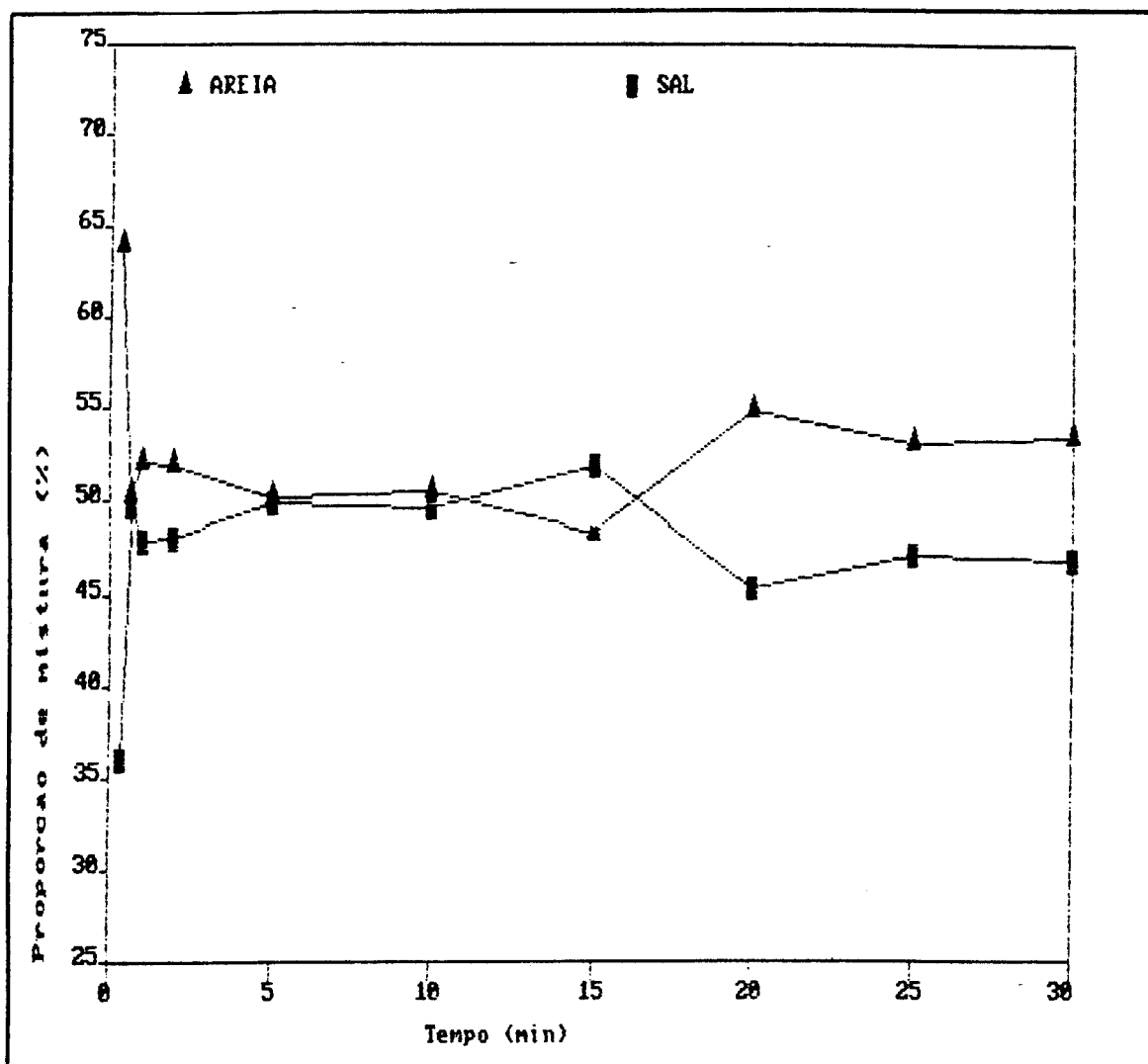


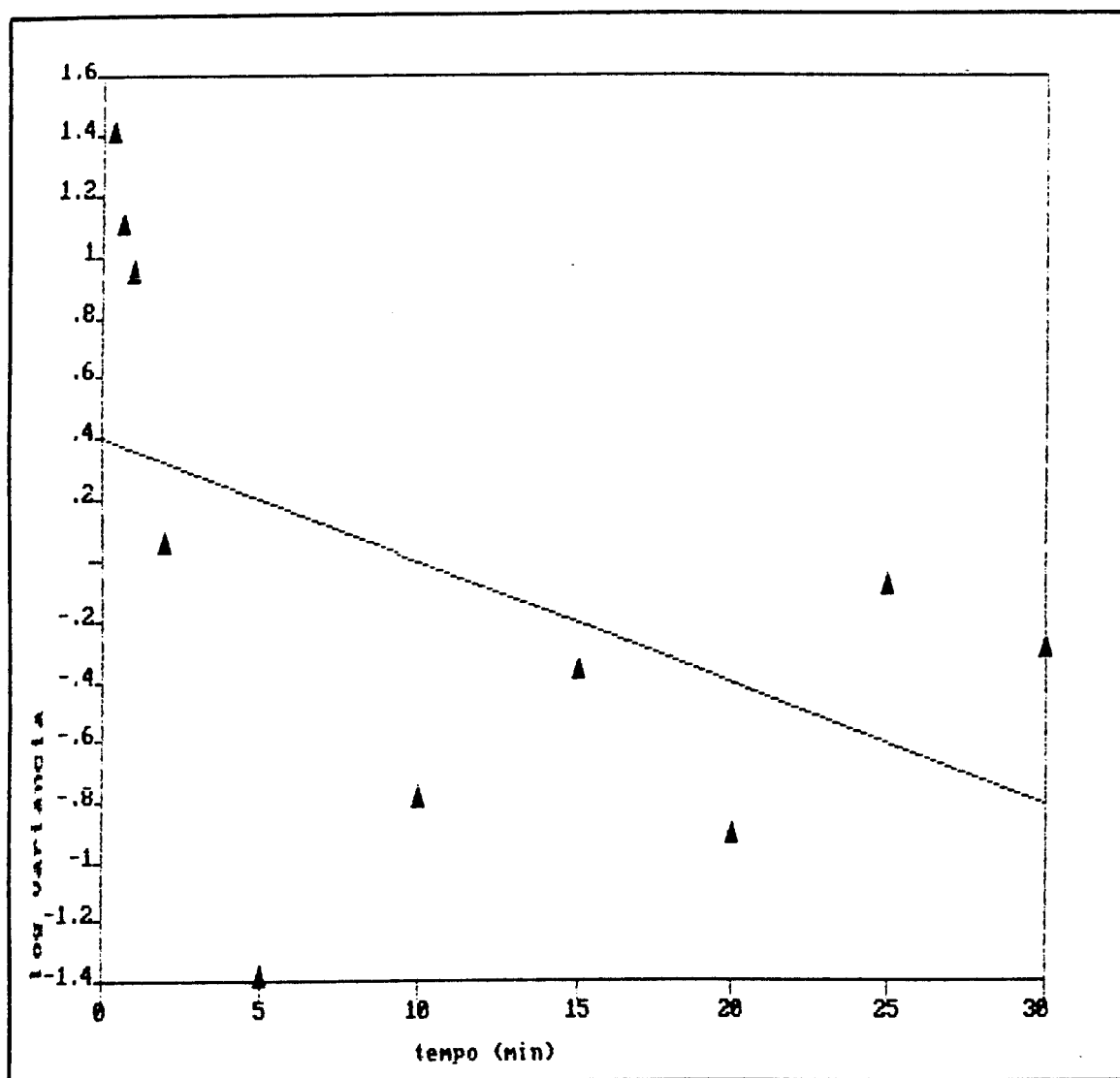
Fig. 34 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 110 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

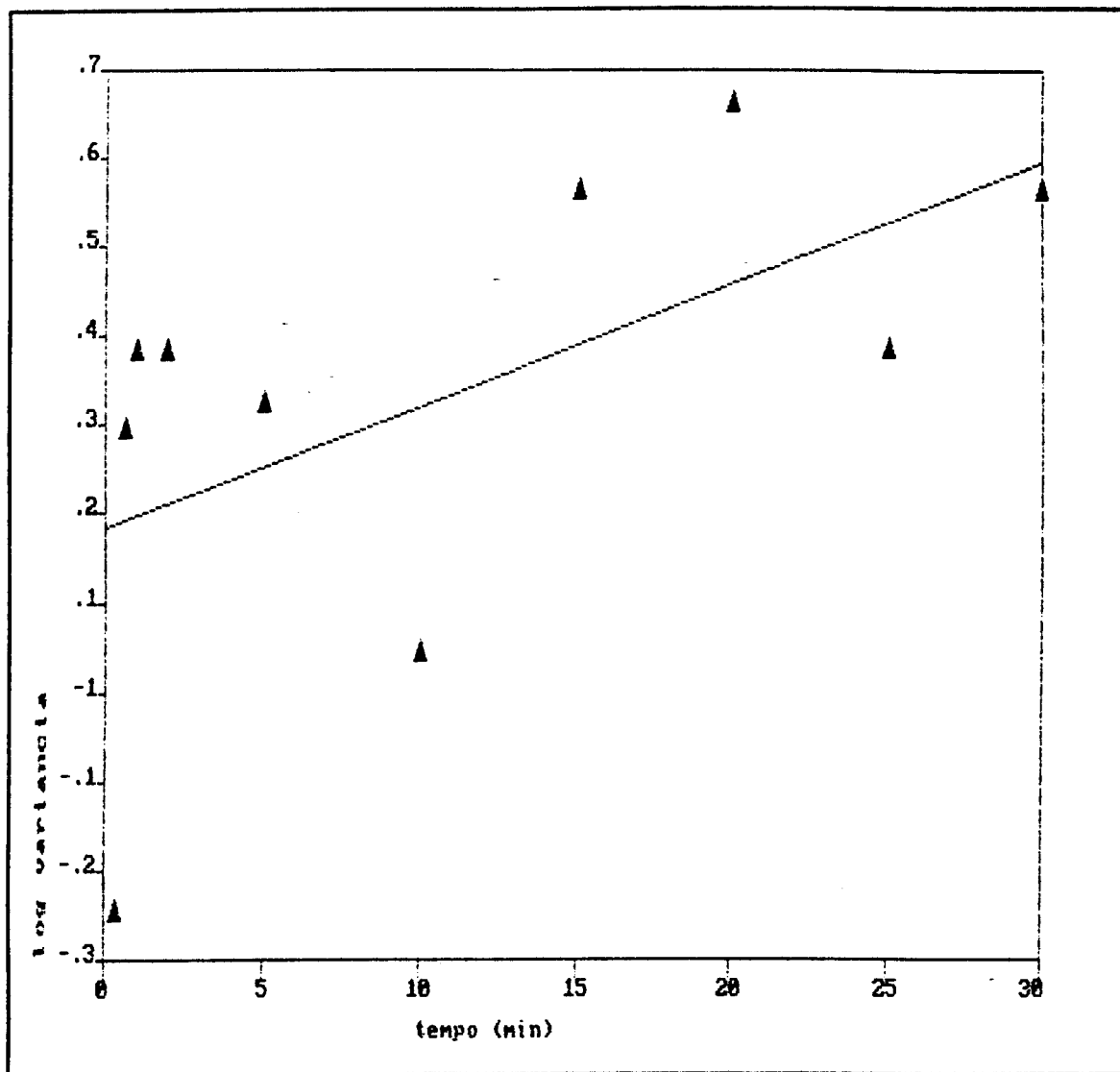
Misturador: 3 - bojudo



Log variância = $3,898 \cdot 10^{-1} - (3,990 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$

Variância = $5,933 \cdot 10^{-1}$ - por regressão linear

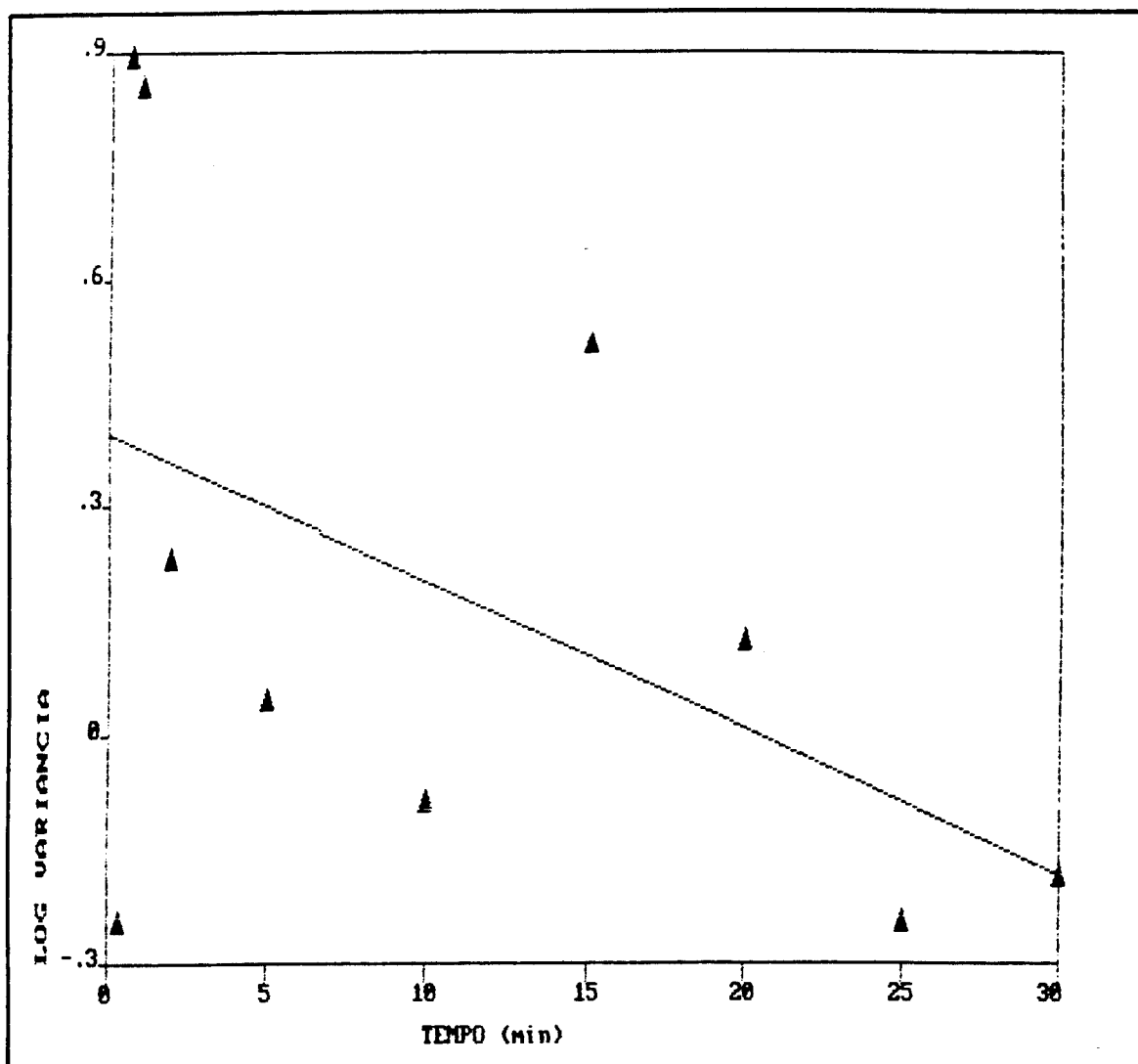
Fig. 35 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig. 31



$$\text{Log variância} = 1,828 \cdot 10^{-1} + (1,370 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$$

$$\text{Variância} = 4,388 \cdot 10^{-2} \quad - \quad \text{por regressão linear}$$

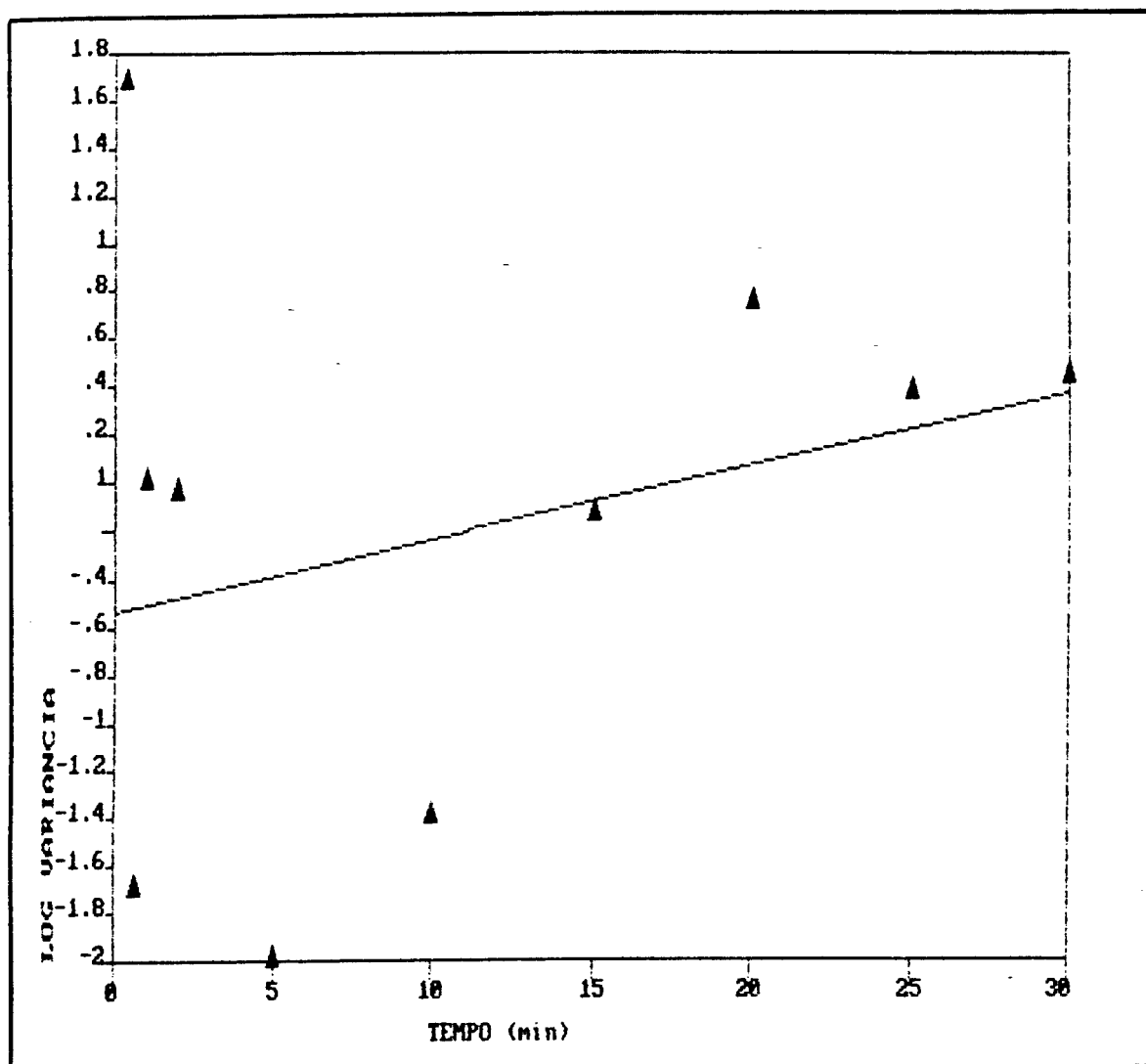
Fig.36 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig.32



$$\text{Log variância} = 3,960 \cdot 10^{-1} - (1,927 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$$

$$\text{Variância} = 1,262 \cdot 10^{-1} \quad - \quad \text{por regressão linear}$$

Fig.37 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig.33



Log variância = $-5,324 \cdot 10^{-1} + (2,980 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$

Variância = 1,116 - por regressão linear

Fig. 38 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig. 34

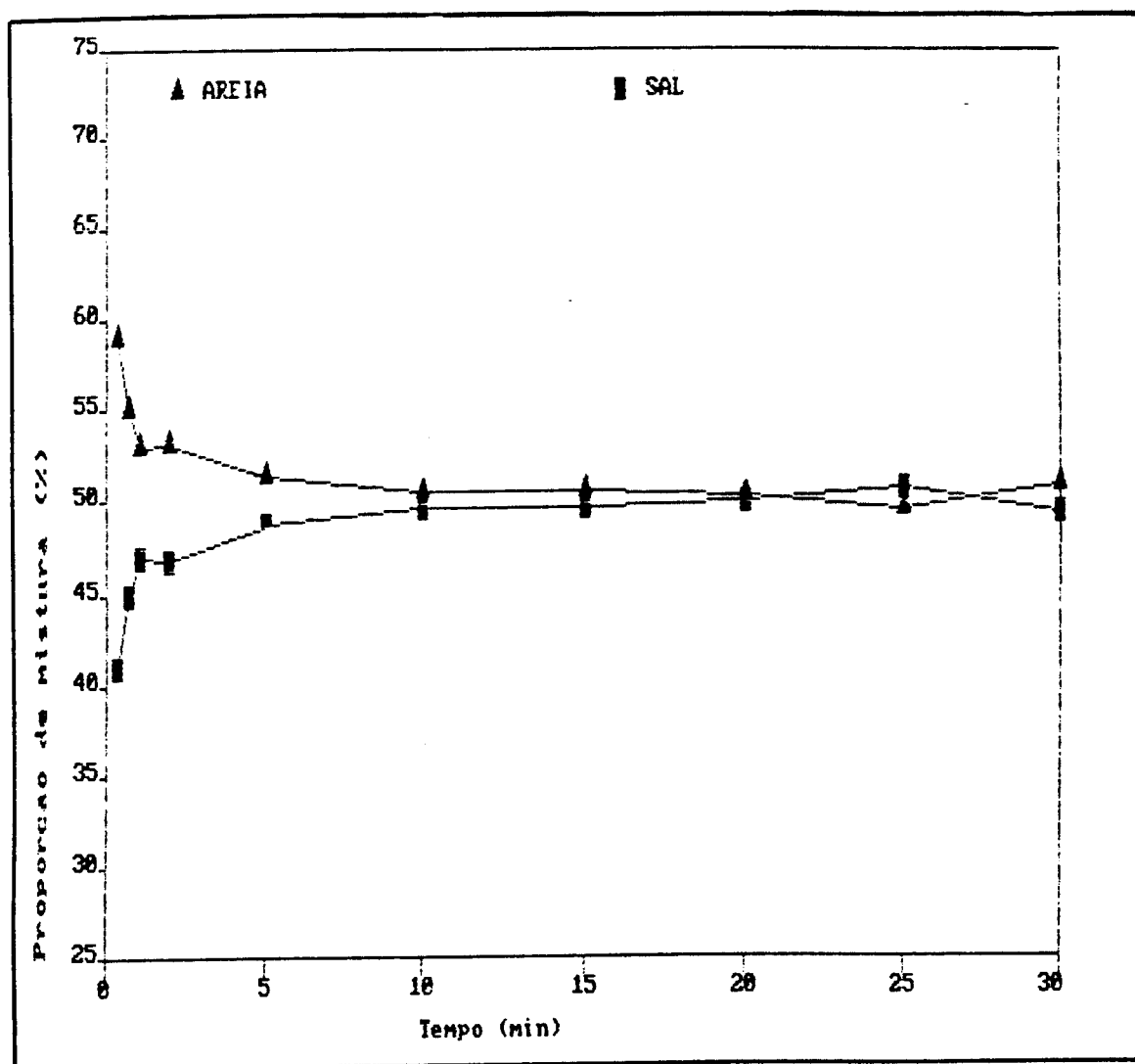


Fig.39 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 55 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 2 - intermediário

Mudança na posição de enchimento: sal por baixo

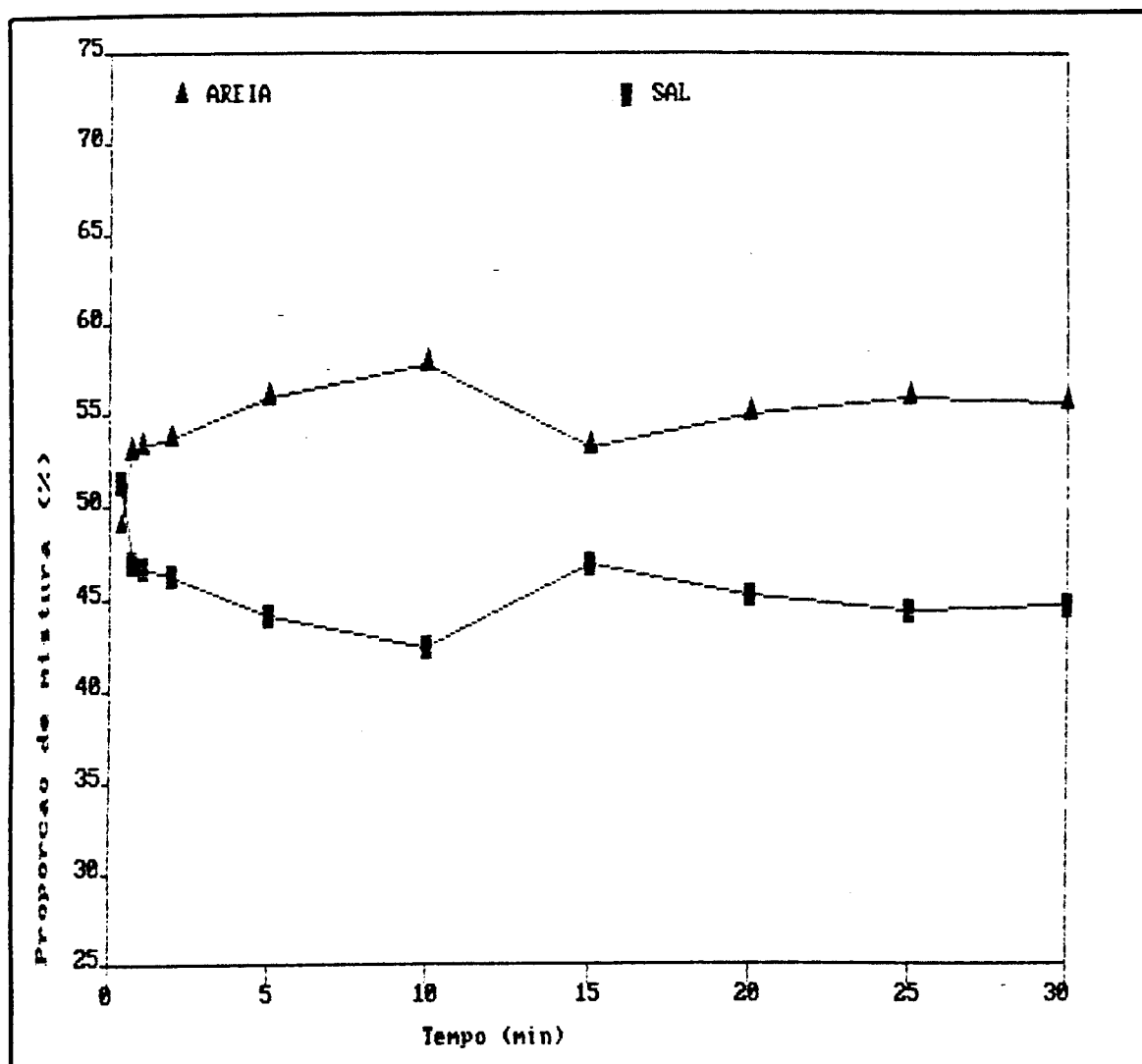


Fig. 40 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 55 rpm

Grau de enchimento: 55%

Granulometria dos pós: diferentes

Misturador: 2 - intermediário

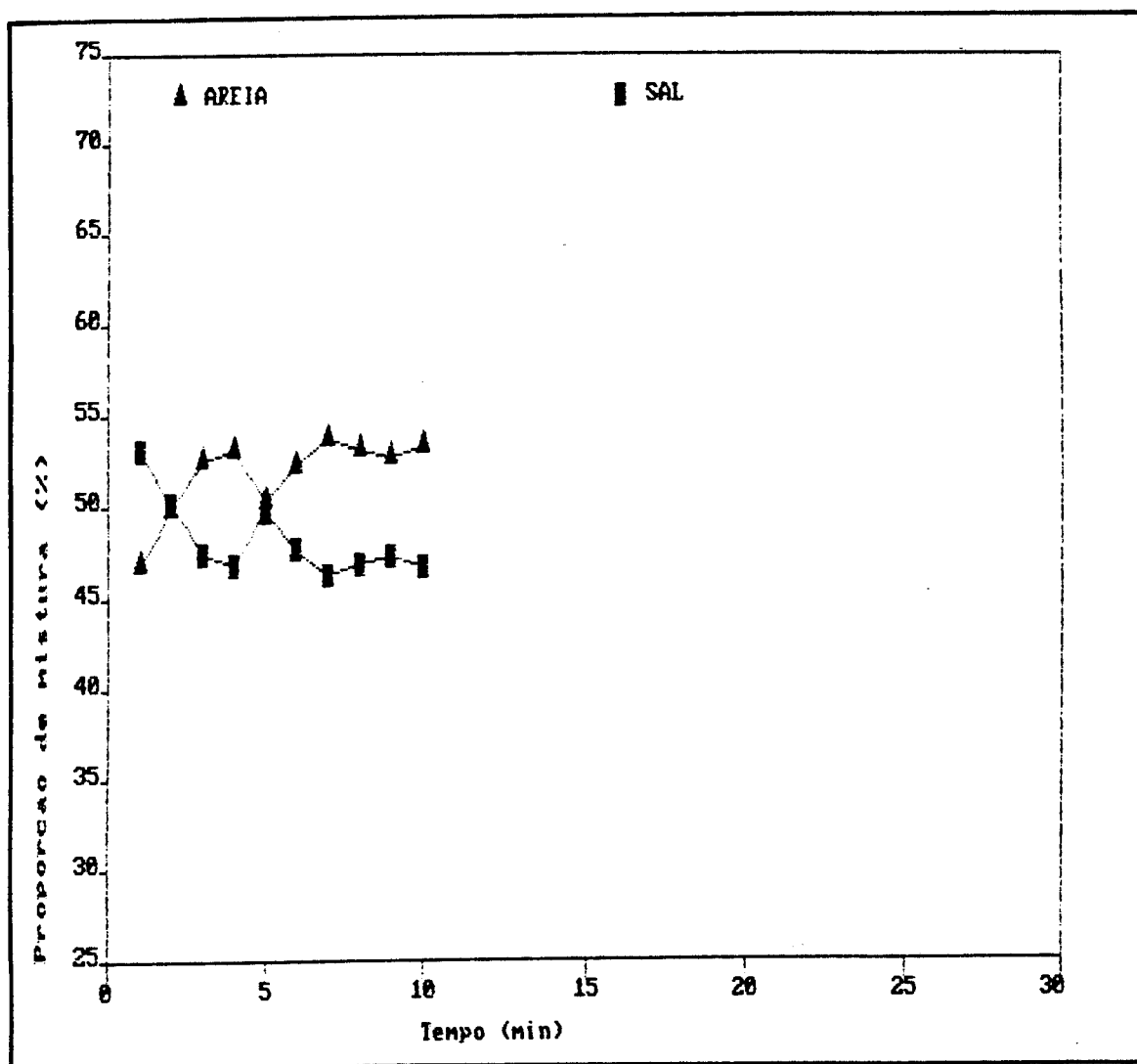


Fig. 41 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 55 rpm

Grau de enchimento: 44%

Granulometria dos pós: a mesma

Misturador: 2 - intermediário

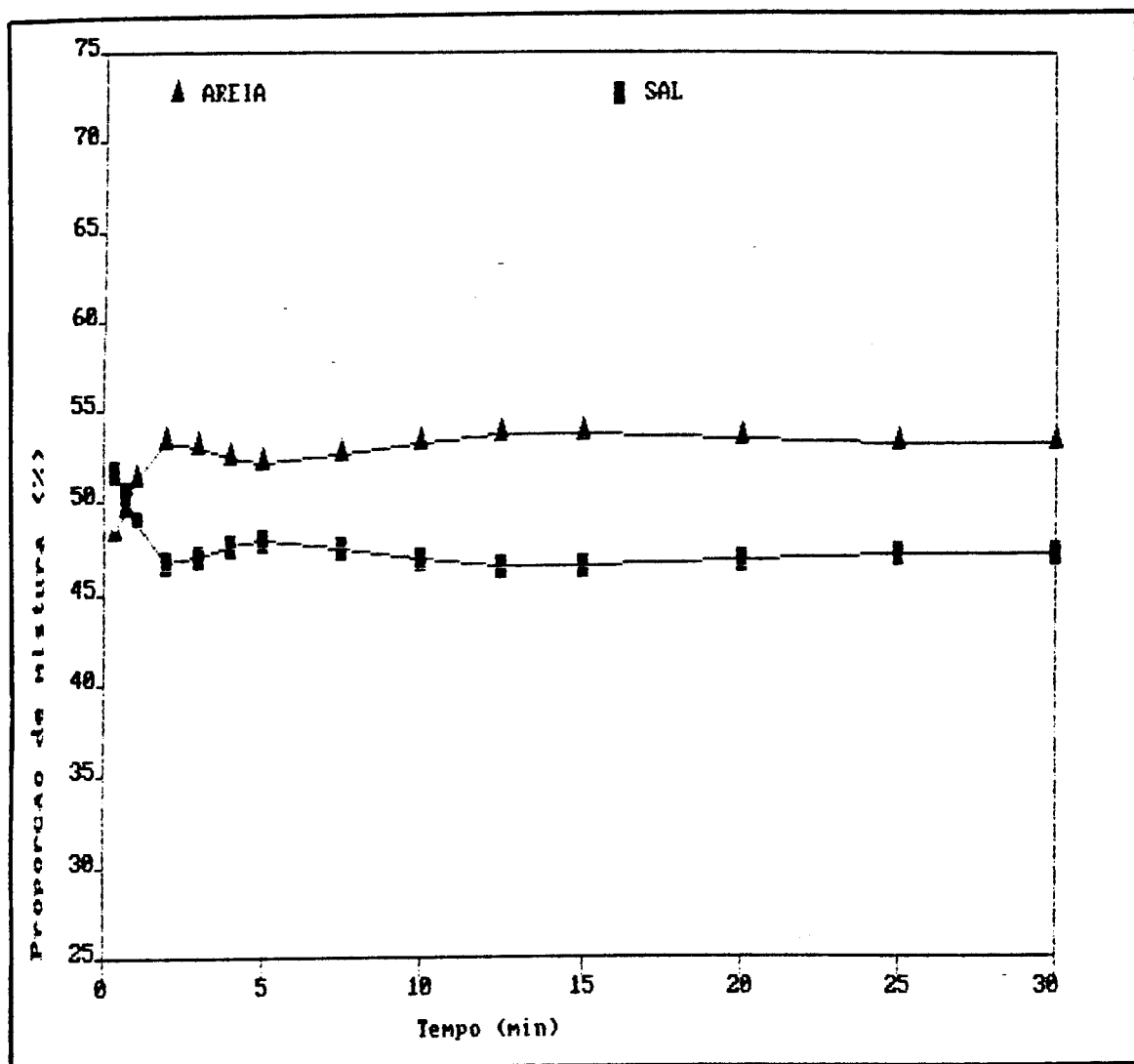


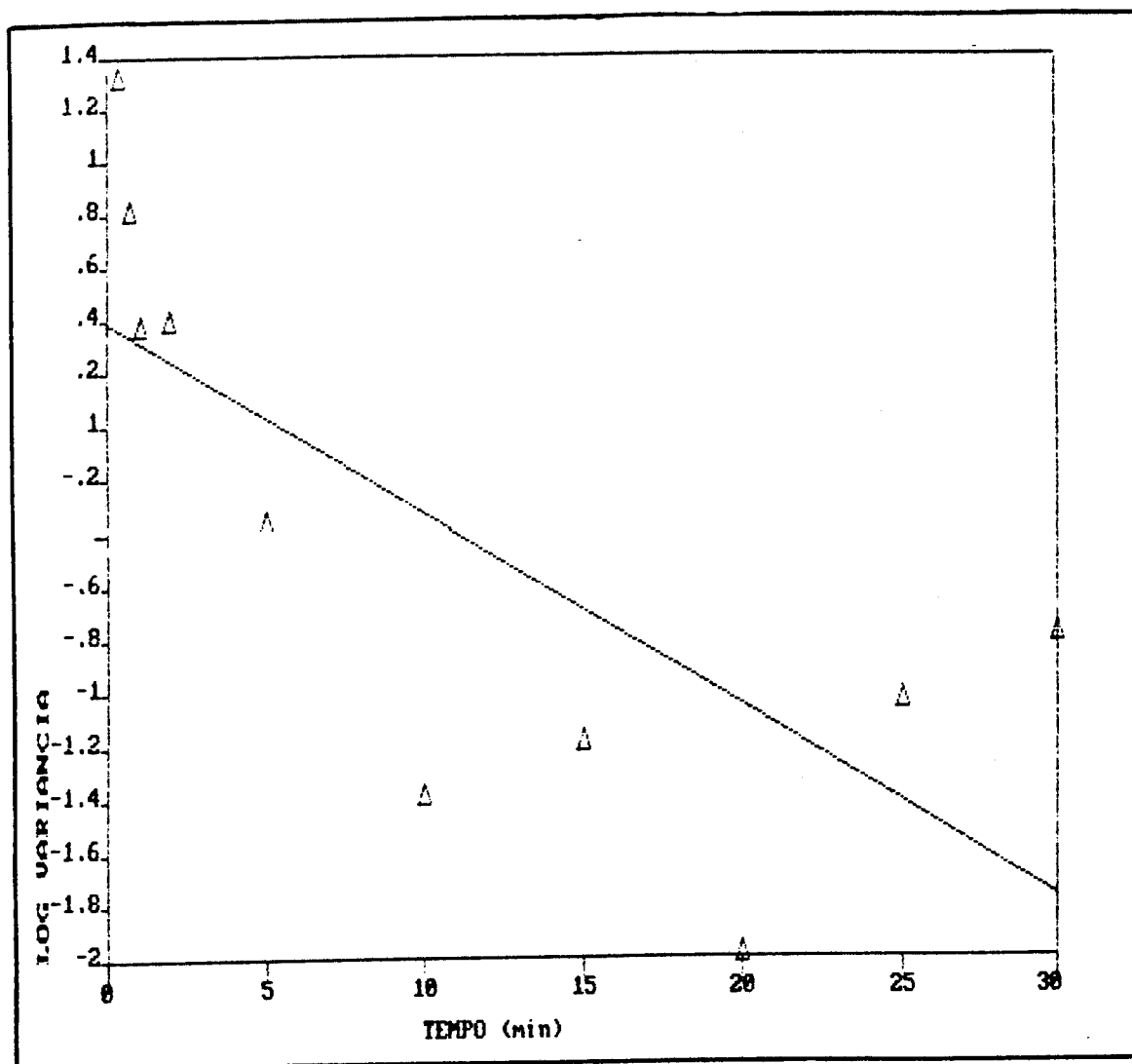
Fig. 42 - Comportamento dos pós na mistura

Rotação do misturador: 55 rpm

Grau de enchimento: 66%

Granulometria dos pós: a mesma

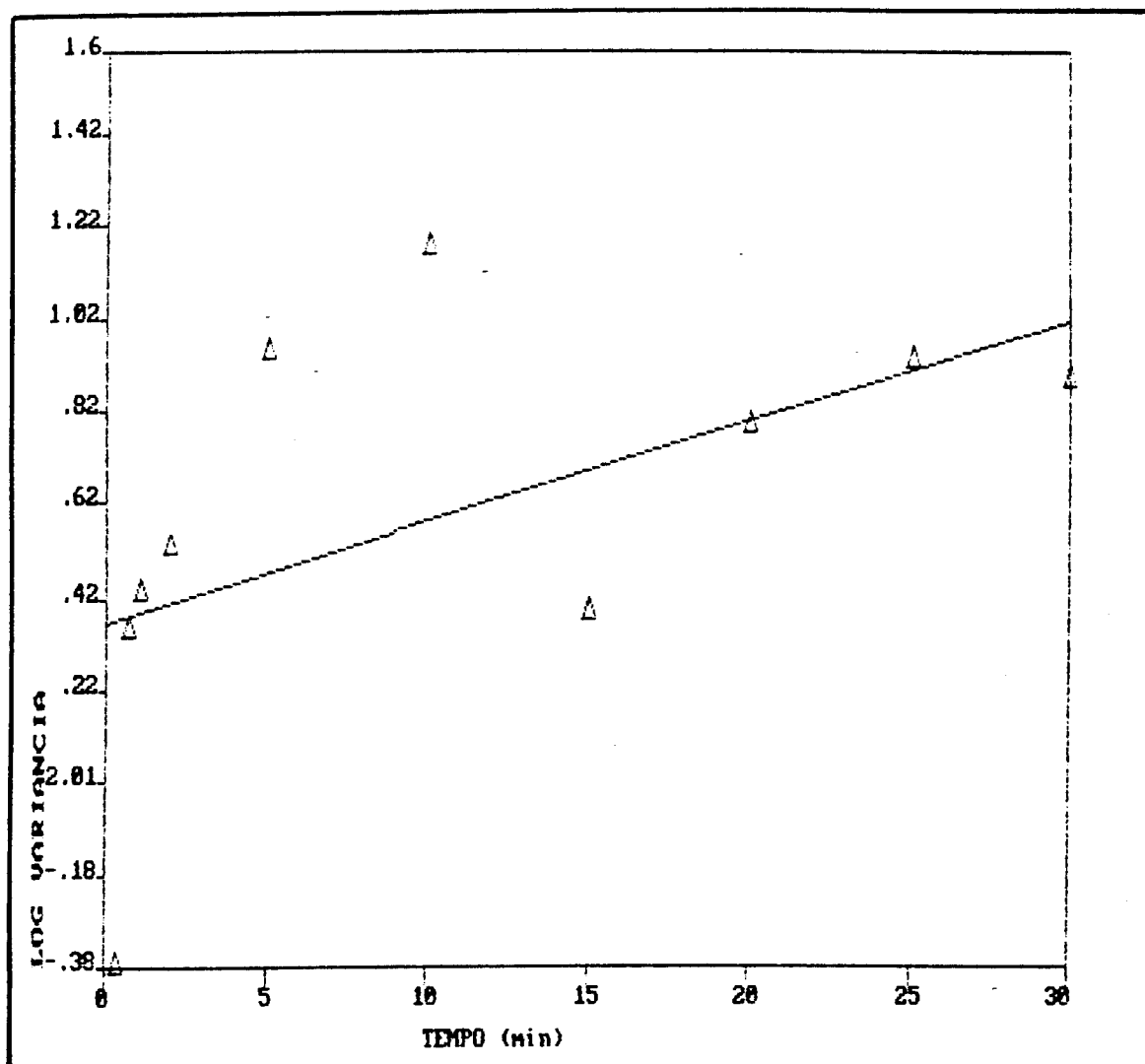
Misturador: 2 - intermediário



Log variância = $3,890 \cdot 10^{-1} - (7,208 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$

Variância = $4,675 \cdot 10^{-1}$ - por regressão linear

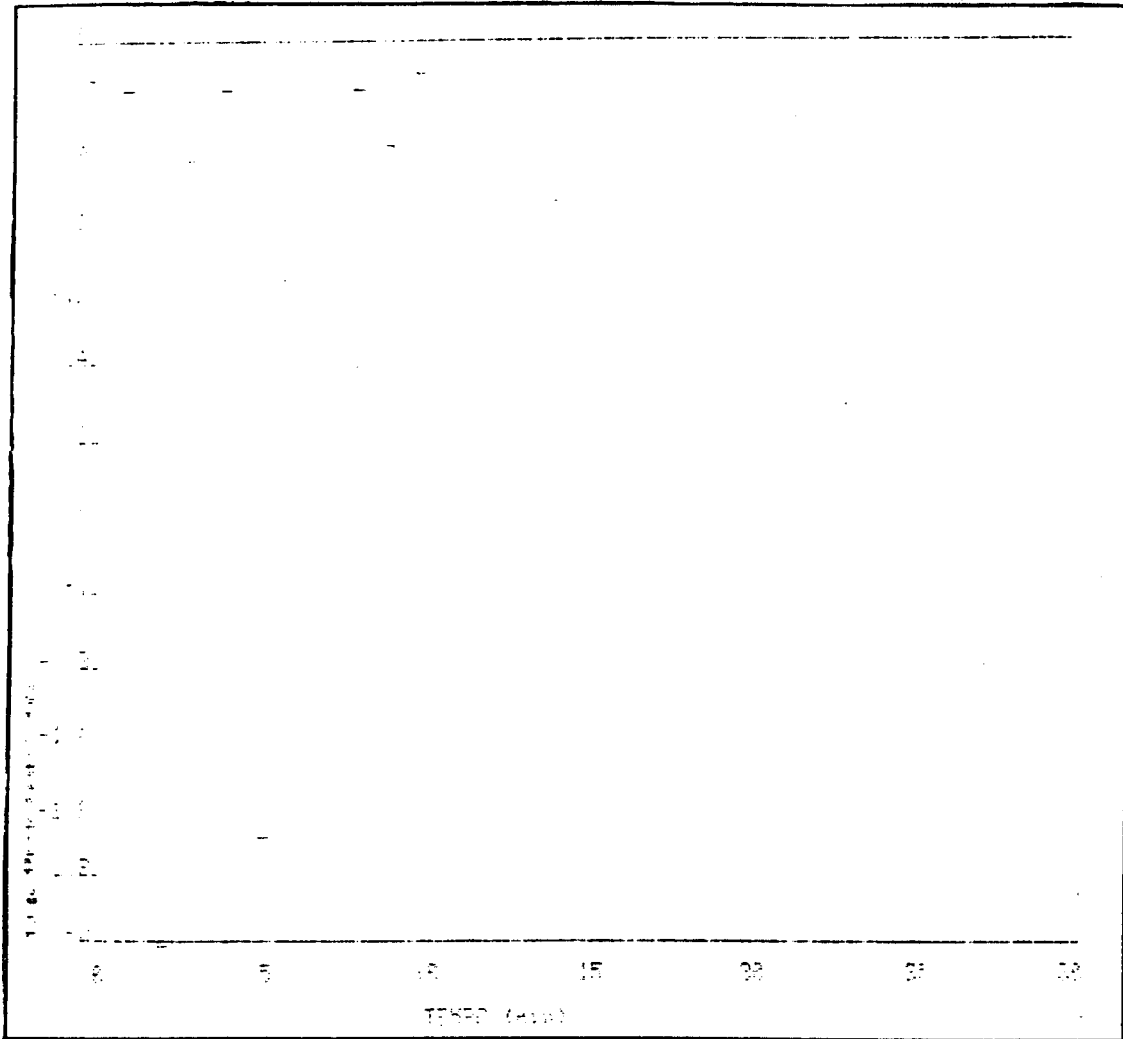
Fig. 43 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig. 39



$$\text{Log variância} = 3,670 \cdot 10^{-4} + (2,134 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$$

Variância = $1,263 \cdot 10^{-4}$ - por regressão linear

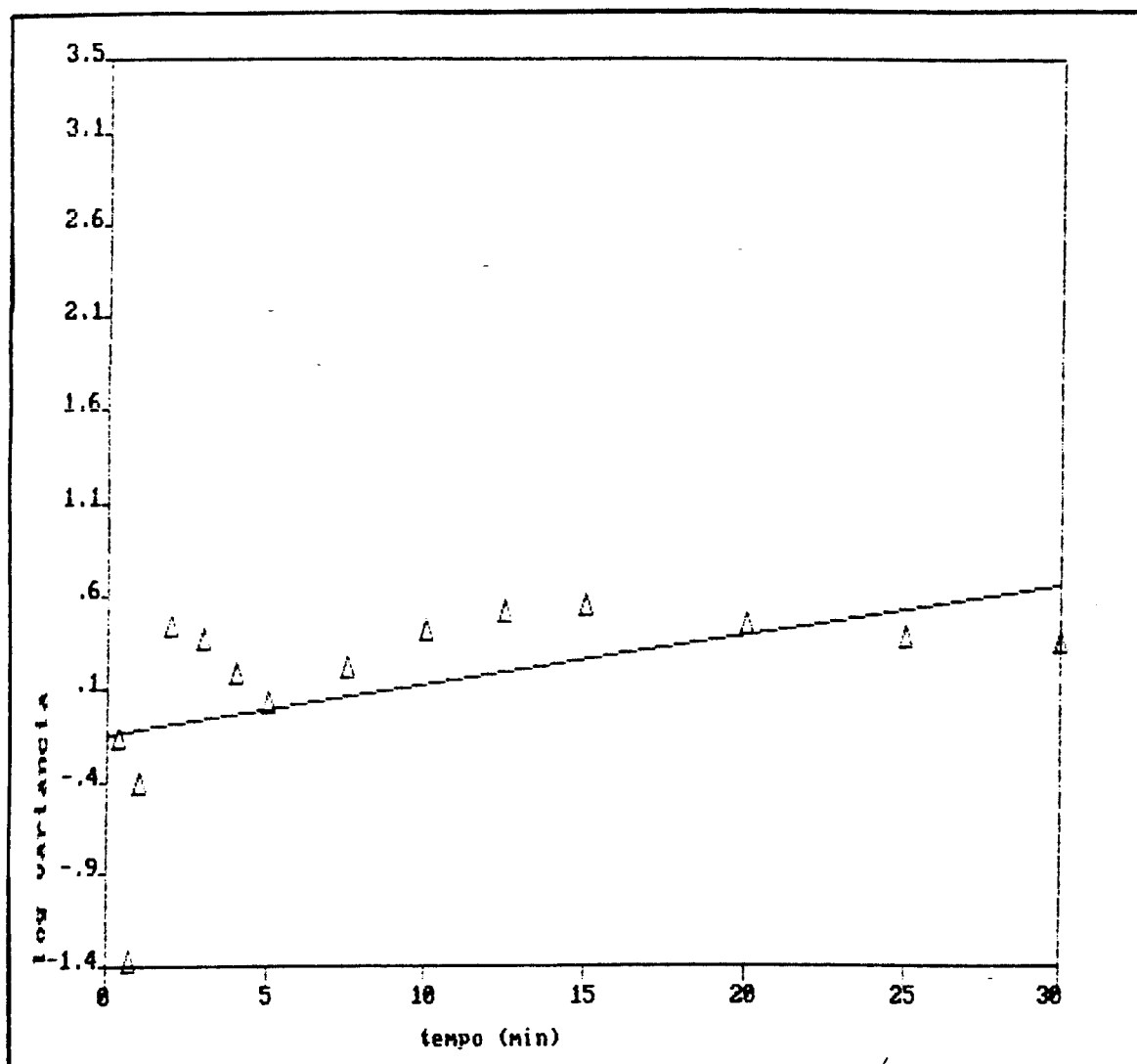
Fig. 44 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig. 40



$$\text{Log variância} = -7,447 \cdot 10^{-1} + (1,041 \cdot 10^{-4}) \cdot \text{tempo}$$

$$\text{Variância} = 6,265 \cdot 10^{-1} \quad - \quad \text{por regressão linear}$$

Fig.45 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig.41



$$\text{Log variância} = -1,468 \cdot 10^{-1} + (2,640 \cdot 10^{-2}) \cdot \text{tempo}$$

Variância = $1,842 \cdot 10^{-1}$ - por regressão linear

Fig. 46 - Linearização da variância no tempo de mistura para as condições da Fig. 42

APÉNDICE 3

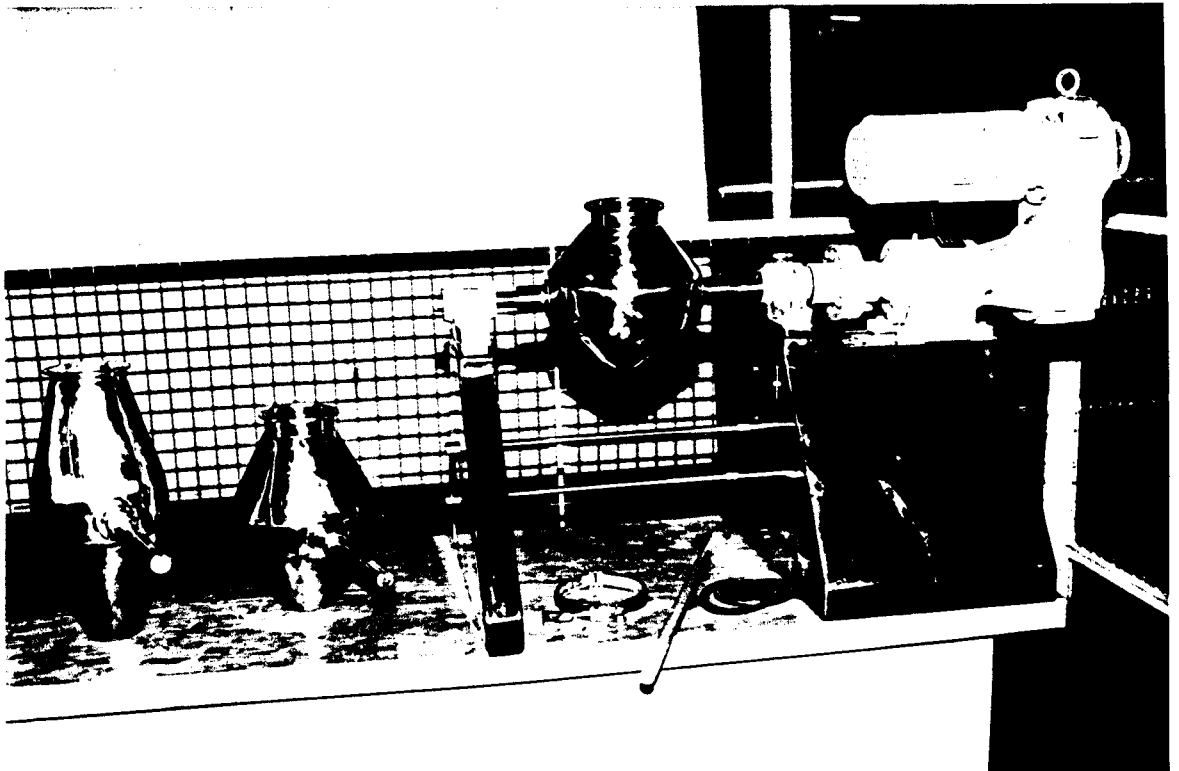


Foto 1 - A bancada de testes

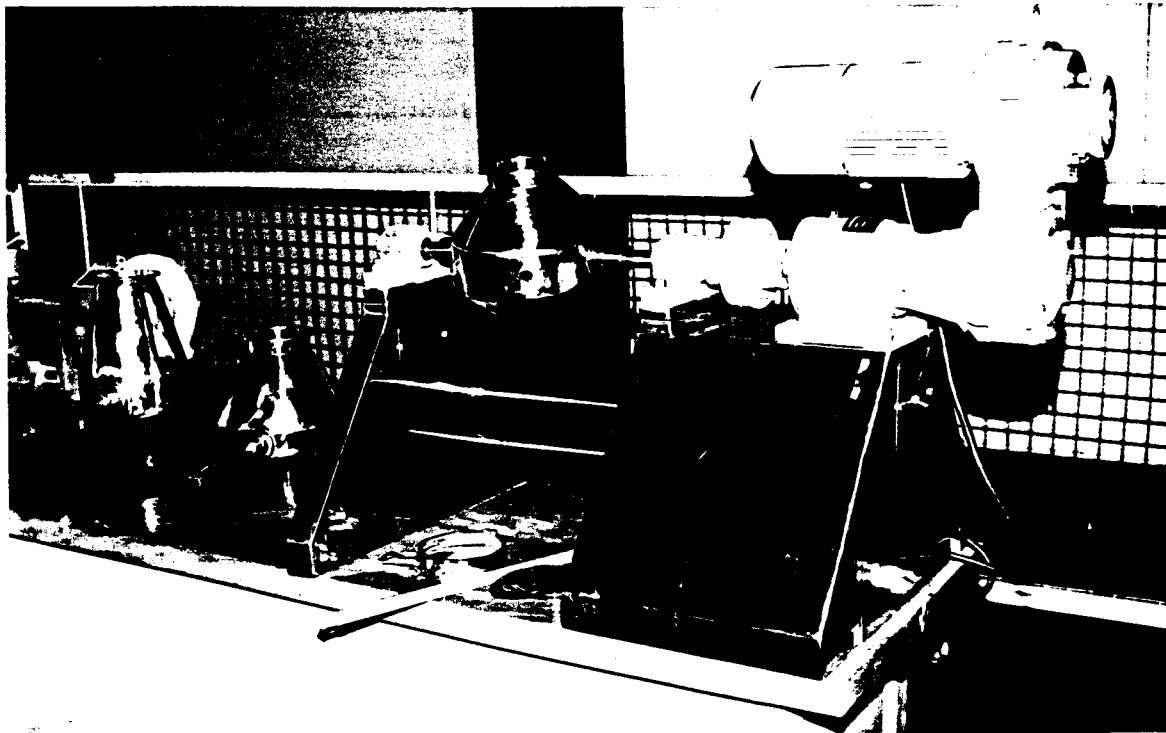


Foto 2 - Outra vista da bancada de testes

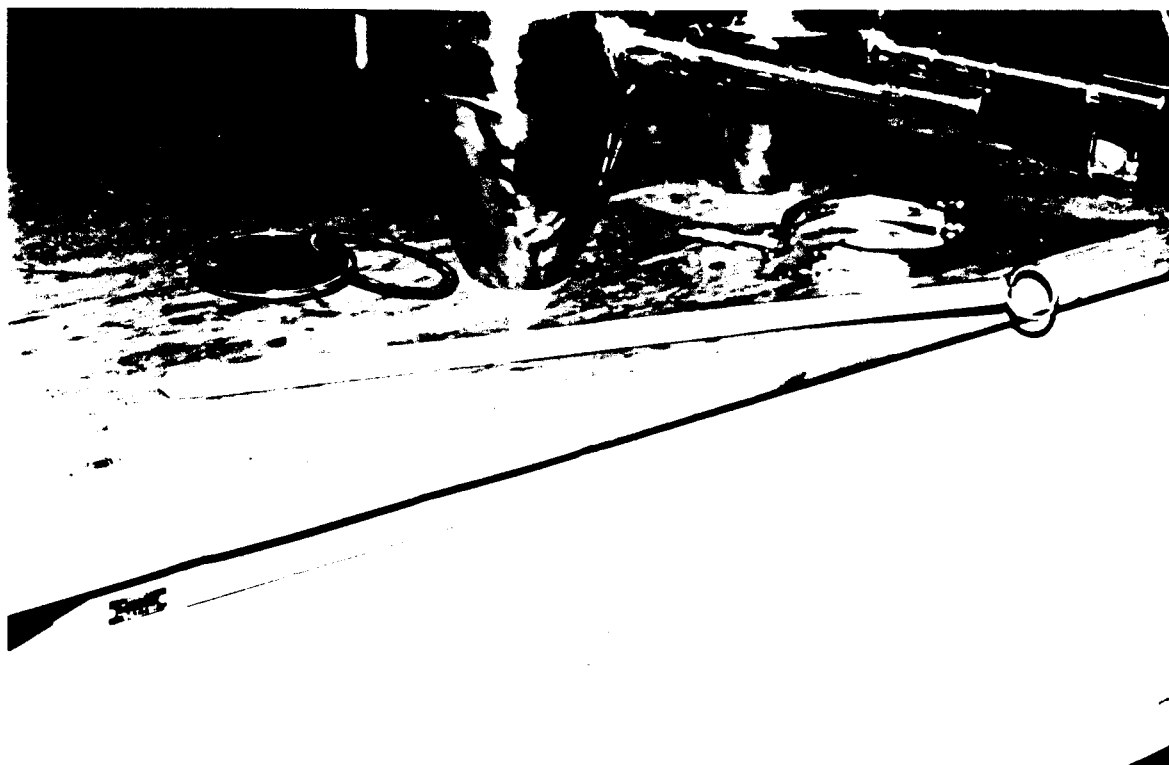


Foto 3 - O dispositivo para coleta de amostras



Foto 4 - Vista do dispositivo de coleta desmontado

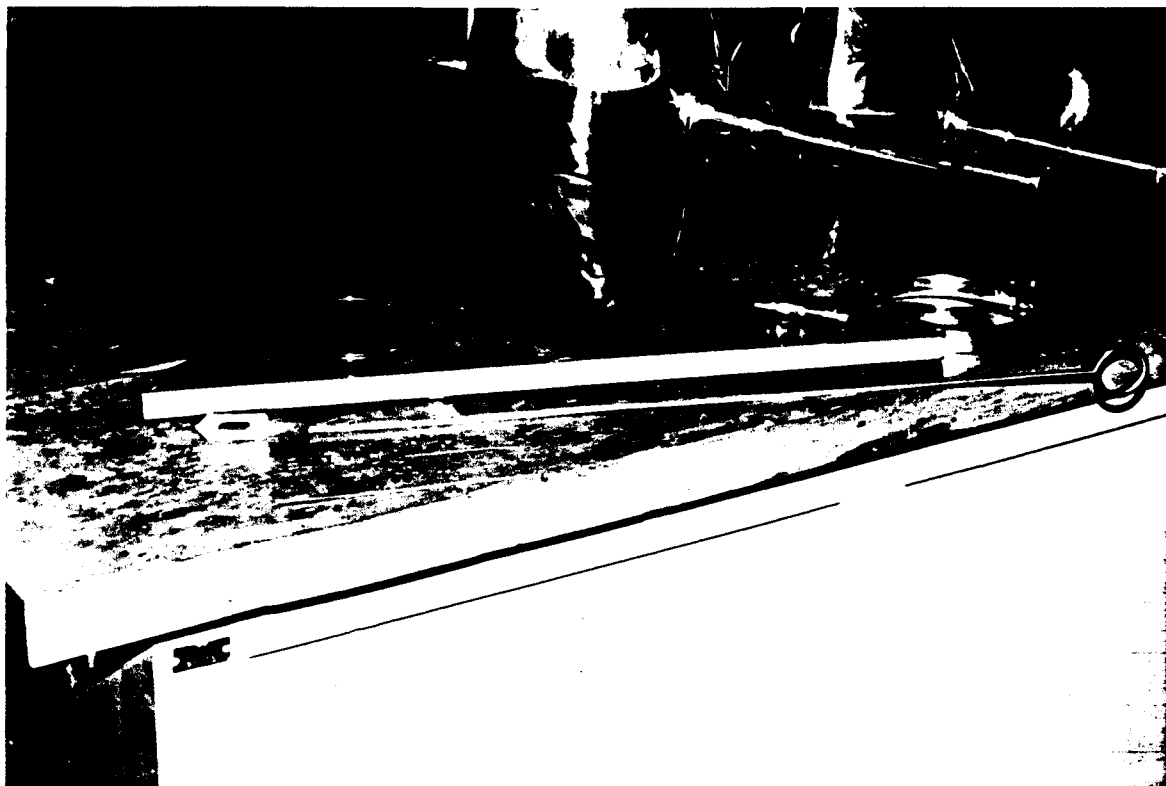
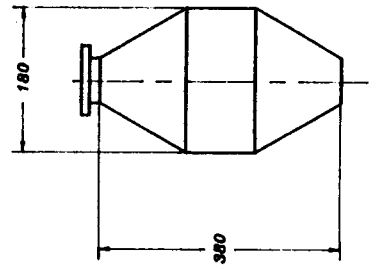
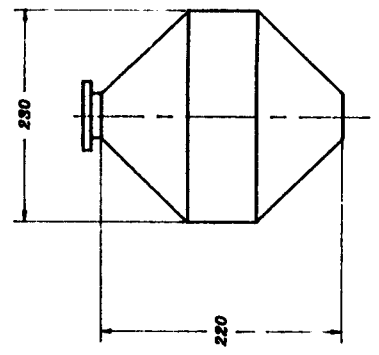
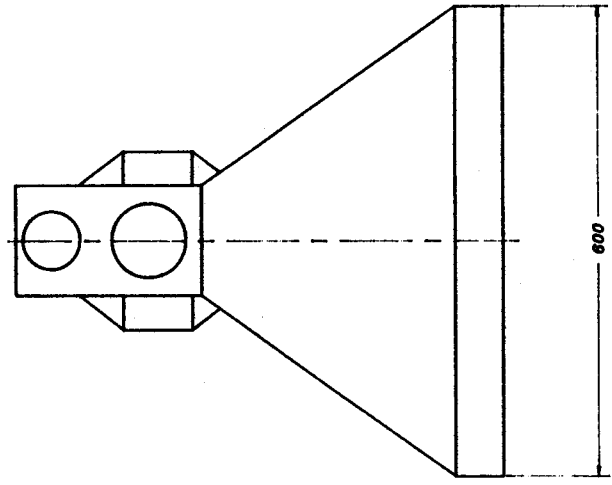
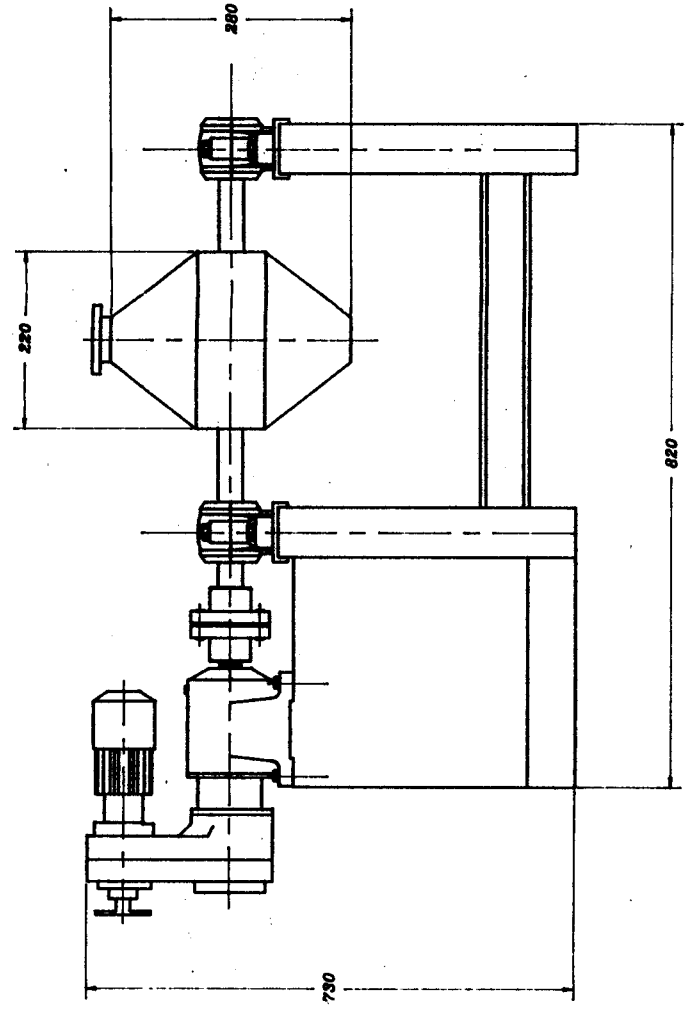


Foto 5 - Vista do dispositivo de coleta desmontado

BANCADA DE TESTES
PARA MISTURADOR DE PÓS
DUPLO CONE



APÊNDICE 4

APENDICE 4 -

Outras informações referentes a bancada de

testes:

Informações complementares do misturador de pós

	mist.1	mist.2	mist.3
	bojudo	intermediário	esbelto
- volume do maior tronco de cone (litros)	1.8	2.5	2.5
- volume do menor tronco de cone (litros)	1.5	2.1	2.1
- volume da parte cilíndrica (litros)	2.9	1.7	1.6
- diâmetro planificado do maior tronco de cone (mm)	358.1	481.9	740.0
- diâmetro planificado do menor tronco de cone (mm)	321.6	407.2	552.2
- ângulo a ser retirado para			

a formação do maior tronco de cone	126.0°	196.0°	272.4°
- ângulo a ser retirado para a formação do menor tronco de cone	99.4°	165.9°	242.6°
- força radial sobre o eixo (N)	124.0	142.0	215.0
- momento combinado sobre o eixo (kgf.cm)	95.1	108.7	166.9
- diâmetro do reforço do eixo (mm)	30.0	30.0	30.0
- diâmetro/espessura da chapa de reforço (mm)	40.0/3.0	40.0/3.0	40.0/3.0
- área total da chapa empregada (m ²)	0.19	0.29	0.66
- peso da chapa empregada (N)	31.0	46.0	104.0

2) Motovariador

- torques de saída : para a rotação mínima 79 N.m
para a rotação máxima 22 N.m
- redução : 20.12
- ponta de eixo : diâmetro 25 mm
comprimento 50 mm
- peso : 340 N
- base : 160 x 145 mm

3) Acoplamento elástico

- diâmetro do furo máximo : 35 mm
- comprimento da chaveta : 50 mm
- comprimento total : 104 mm
- diâmetro externo : 112 mm
- peso : 31 N

4) Caixas de mancais

- rolamento : SKF 1206 K
- bucha de fixação : H 206
- anéis de bloqueio : FRB 8/62 P
- vedação da caixa : 2 anéis em V e placas
- força axial suportada : 1200 N
- menor carga radial de ruptura : 55000 N a 150°
- dimensões da base : 185 x 52 mm
- peso da caixa : 19 N

APÊNDICE 5

APENDICE 5 -

TABELAS DE DADOS

Tabela 11 - Dados utilizados para a confecção das figuras 12 e 18

Tempo (min.)	Percentual na mistura areia	Percentual na mistura sal	Variância	log da variância
0.16	74.9	25.1	156.3	2.2
0.31	61.2	38.8	31.4	1.5
0.47	59.2	40.8	21.2	1.3
0.63	57.2	42.8	13.0	1.1
0.78	56.0	44.0	9.0	0.95
1.0	54.0	46.0	4.0	0.60
5.0	52.9	47.1	2.3	0.36
10.0	51.9	48.1	0.9	-0.046
15.0	51.7	48.3	0.72	-0.14
20.0	53.1	46.9	2.6	0.41
25.0	51.1	48.9	0.3	-0.52
30.0	52.6	47.4		

Tabela 12 - Dados utilizados para a confecção das figuras 13 e 19

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.091	89.3	10.7	388.1	2.6
0.182	53.5	46.5	3.2	0.51
0.273	57.7	42.3	15.2	1.2
0.364	54.2	45.8	4.4	0.64
0.455	55.8	44.2	8.4	0.92
0.545	54.4	45.6	4.8	0.68
1.0	52.8	47.2	2.0	0.29
5.0	52.9	47.1	2.3	0.36
10.0	51.2	48.8	0.36	-0.44
15.0	51.2	48.8	0.36	-0.44
20.0	50.4	49.6	0.04	-1.4
25.0	50.1	49.9	0.0025	-2.6
30.0	50.3	49.7		

Tabela 13 - Dados utilizados para a confecção das figuras 14, 17 e 20

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.12	62.0	38.0	36.0	1.6
0.23	54.8	45.2	5.8	0.76
0.35	54.4	45.6	4.8	0.68
0.47	54.9	45.1	6.3	0.80
0.58	55.0	45.0	6.3	0.80
0.70	54.2	45.8	4.4	0.64
0.81	54.2	45.8	4.4	0.64
0.93	54.0	46.0	4.0	0.60
1.0	54.2	45.8	4.4	0.64
2.0	53.0	47.0	2.3	0.36
3.0	52.0	48.0	1.0	0.0
5.0	50.5	49.5	0.09	-1.0
7.5	51.0	49.0	0.25	-0.60
10.0	49.9	50.1	0.0025	-2.6
15.0	50.4	49.6	0.04	-1.4
20.0	50.5	49.5	0.063	-1.2
25.0	50.6	49.4	0.09	-1.1
30.0	50.7	49.3	0.12	-0.92

Tabela 14 - Dados utilizados para a confecção das figuras 15 e 21

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.33	50.5	49.5	0.063	-1.2
0.67	45.7	54.3	4.8	0.68
1.0	38.8	61.2	31.4	1.5
2.0	41.3	58.7	19.4	1.3
5.0	50.1	49.9	0.0025	-2.6
10.0	46.0	54.0	4.0	0.6
15.0	51.7	48.3	0.72	-0.14
20.0	50.9	49.1	0.20	-0.7
25.0	49.8	50.2	0.01	-2.0
30.0	50.0	50.0		

Tabela 15 - Dados utilizados para a confecção das figuras 16 e 22

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.33	46.9	53.1	2.4	0.38
0.67	49.8	50.2	0.01	-2.0
1.0	52.5	47.5	1.6	0.19
2.0	53.1	46.9	2.4	0.38
5.0	50.3	49.7	0.023	-1.7
10.0	52.2	47.8	1.2	0.08
15.0	53.7	46.3	0.72	-0.14
20.0	53.1	46.9	2.4	0.38
25.0	52.6	47.4	1.7	0.23
30.0	53.3	46.7	2.7	0.43

Tabela 16 - Dados utilizados para a confecção das figuras 23 e 27

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.33	60.0	40.0	25.0	1.4
0.67	49.0	51.0	0.25	-0.60
1.0	52.6	47.9	1.7	0.23
2.0	53.8	46.2	3.6	0.56
5.0	56.6	43.4	10.9	1.0
10.0	55.6	44.4	7.8	0.89
15.0	55.8	44.2	8.4	0.91
20.0	56.6	43.4	10.9	1.0
25.0	56.8	43.2	11.6	1.1
30.0	57.2	42.8	13.0	1.1

Tabela 17 - Dados utilizados para a confecção das figuras 24 e 28

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.33	74.7	25.3	153.8	2.2
0.67	49.6	50.4	0.04	-1.4
1.0	50.8	49.2	0.16	-0.8
2.0	50.3	49.7	0.023	-1.6
5.0	50.4	49.6	0.04	-1.4
10.0	50.9	49.1	0.203	-0.69
15.0	52.2	47.8	1.2	0.083
20.0	51.9	48.1	0.90	-0.046
25.0	53.8	46.2	3.6	0.56
30.0	53.8	46.2	3.6	0.56

Tabela 18 - Dados utilizados para a confecção das figuras 25 e 29

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.33	47.2	52.8	2.0	0.29
0.67	51.3	48.7	0.42	-0.38
1.0	51.9	48.1	0.9	-0.046
2.0	52.1	47.9	1.1	0.041
5.0	51.4	48.6	0.49	-0.31
10.0	51.3	48.7	0.42	-0.38
15.0	52.3	47.7	1.3	0.12
20.0	51.5	48.5	0.56	-0.25
25.0	52.5	47.5	1.6	0.19
30.0	52.7	47.3	1.8	0.26

Tabela 19 - Dados utilizados para a confecção das figuras 26 e 30

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.33	46.1	53.9	3.8	0.60
0.67	54.2	45.8	4.4	0.64
1.0	21.9	78.1	197.4	2.3
2.0	32.4	67.6	77.4	1.9
5.0	48.2	51.8	0.81	-0.002
10.0	54.7	45.3	5.8	0.76
15.0	47.3	52.7	2.0	0.29
20.0	50.4	49.6	0.04	-1.4
25.0	54.9	45.1	6.3	0.8
30.0	52.2	47.8	1.2	0.083

Tabela 20 - Dados utilizados para a confecção das figuras 31 e 35

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.33	60.2	39.8	26.0	1.4
0.67	56.8	43.2	11.6	1.1
1.0	55.9	44.1	8.7	0.94
2.0	52.1	47.9	1.1	0.041
5.0	49.6	50.4	0.04	-1.4
10.0	49.2	50.8	0.16	-0.80
15.0	48.7	51.3	0.42	-0.38
20.0	49.3	50.7	0.12	-0.92
25.0	48.2	51.8	0.81	-0.092
30.0	48.6	51.4	0.49	-0.31

Tabela 21 - Dados utilizados para a confecção das figuras 32 e 36

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.33	51.5	48.5	0.56	-0.25
0.67	52.8	47.2	2.0	0.29
1.0	53.1	46.9	2.4	0.38
2.0	53.1	46.9	2.4	0.38
5.0	52.9	47.1	2.1	0.32
10.0	52.1	47.9	1.1	0.041
15.0	53.8	46.2	3.6	0.56
20.0	54.3	45.7	4.6	0.66
25.0	53.1	46.9	2.4	0.38
30.0	53.8	46.2	3.6	0.56

Tabela 22 - Dados utilizados para a confecção das figuras 33 e 37

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.33	51.5	48.5	0.56	-0.25
0.67	55.6	44.4	7.8	0.89
1.0	55.3	44.7	7.0	0.85
2.0	52.6	47.4	1.7	0.23
5.0	52.1	47.9	1.1	0.041
10.0	51.8	48.2	0.81	-0.092
15.0	53.6	46.4	3.2	0.51
20.0	52.3	47.7	1.3	0.12
25.0	51.5	48.5	0.56	-0.25
30.0	51.6	48.4	0.64	-0.19

Tabela 23 - Dados utilizados para a confecção das figuras 34 e 38

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.33	63.9	36.1	48.3	1.7
0.67	50.3	49.7	0.02	-1.7
1.0	52.0	48.0	1.0	0.0
2.0	51.9	48.1	0.9	-0.046
5.0	50.2	49.8	0.01	-2.0
10.0	50.4	49.6	0.04	-1.4
15.0	48.3	51.7	0.72	-0.14
20.0	54.7	45.3	5.5	0.74
25.0	53.0	47.0	2.3	0.36
30.0	53.3	46.7	2.7	0.43

Tabela 24 - Dados utilizados para a confecção das figuras 39 e 43

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.36	59.0	41.0	20.3	1.3
0.73	55.0	45.0	6.3	0.80
1.0	53.0	47.0	2.3	0.36
2.0'	53.1	46.9	2.4	0.38
5.0	51.3	48.7	0.42	-0.38
10.0	50.4	49.6	0.04	-1.4
15.0	50.5	49.5	0.063	-1.2
20.0	50.2	49.8	0.01	-2.0
25.0	49.4	50.6	0.09	-1.1
30.0	50.8	49.2	0.16	-0.80

Tabela 25 - Dados utilizados para a confecção das figuras 40 e 44

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.36	48.7	51.3	0.42	-0.38
0.73	53.0	47.0	2.3	0.35
1.0	53.3	46.7	2.7	0.43
2.0	53.7	46.3	3.4	0.53
5.0	55.9	44.1	8.7	0.94
10.0	57.7	42.3	14.8	1.2
15.0	53.1	46.9	2.4	0.38
20.0	54.9	45.1	6.0	0.78
25.0	55.8	44.2	8.4	0.92
30.0	55.5	44.5	7.6	0.88

Tabela 26 - Dados utilizados para a confecção das figuras 41 e 45

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.33	46.9	53.1	2.4	0.38
0.67	49.8	50.2	0.01	-2.0
1.0	52.5	47.5	1.6	0.19
2.0	53.1	46.9	2.4	0.38
5.0	50.3	49.7	0.023	-1.7
10.0	52.2	47.8	1.2	0.08
15.0	53.7	46.3	0.72	-0.14
20.0	53.1	46.9	2.4	0.38
25.0	52.6	47.4	1.7	0.23
30.0	53.3	46.7	2.7	0.43

Tabela 27 - Dados utilizados para a confecção das figuras 42 e 46

Tempo (min.)	Percentual na mistura		Variância	log da variância
	areia	sal		
0.36	48.4	51.6	0.64	-0.19
0.73	49.6	50.4	0.04	-1.4
1.0	51.2	48.8	0.36	-0.44
2.0	53.2	46.8	2.6	0.41
3.0	53.0	47.0	2.3	0.35
4.0	52.4	47.6	1.4	0.16
5.0	52.0	48.0	1.0	0.0
7.5	52.5	47.5	1.6	0.19
10.0	53.1	46.9	2.4	0.38
12.5	53.5	46.5	3.1	0.49
15.0	53.6	46.4	3.2	0.51
20.0	53.2	46.8	2.6	0.41
25.0	53.0	47.0	2.3	0.35
30.0	52.9	47.1	2.1	0.32