



UNICAMP

FACULDADE DE ENGENHARIA AGRÍCOLA
UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

AVALIAÇÃO DE UM SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO

FERNANDO PEDRO REIS BROD

Orientador: PROF. DR. KIL JIN PARK

Co-Orientador: PROF. DR. ROBERTO FUNES ABRAHÃO

Campinas, Fevereiro de 2003.



FACULDADE DE ENGENHARIA AGRÍCOLA
UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

AVALIAÇÃO DE UM SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO

FERNANDO PEDRO REIS BROD

Engenheiro Agrícola

Mestre em Engenharia Agrícola

Orientador: PROF. DR. KIL JIN PARK

Co-Orientador: PROF. DR. ROBERTO FUNES ABRAHÃO

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia Agrícola da Universidade Estadual de Campinas, em cumprimento parcial aos requisitos para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Agrícola, na área de concentração em Tecnologia Pós-Colheita.

Campinas, Fevereiro de 2003.

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

B784a Brod, Fernando Pedro Reis
Avaliação de um secador vibro-fluidizado /
Fernando Pedro Reis Brod.--Campinas, SP: [s.n.],
2003.

Orientadores: Kil Jin Park e Roberto Funes
Abrahão.

Tese (Doutorado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Agrícola.

1. Secagem. 2. Eficiência industrial. 3. Energia
consumo. 4. Agricultura energia. 5. Projeto
estrutural. 6. Processamento ótico de dados. I. Kil
Jin Park. II. Abrahão, Roberto Funes. III.
Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de
Engenharia Agrícola. IV. Título.

De tudo ficaram três coisas:

A certeza de que estamos sempre começando
A certeza de que é preciso continuar
E a certeza de que podemos ser interrompidos
antes de terminar

Fazer da interrupção um caminho novo, Fazer
da queda um passo de dança,
Do medo uma escola,
Do sonho uma ponte,
Da procura um encontro,

E assim terá valido a pena existir!

(Fernando Pessoa)

Não há como explicar, não há como mensurar
Gestos, conselhos, apoio
Força para lutar, confiança na vitória
Presença constante, às vezes distante
Incentivo, preocupação, amizade

Orgulho completo de filho coruja: Pedro e Celeste
Carinho e afeto fraternal: Ana e Emanuela
Amor e felicidade resumidos: Juliana

Mas há muito o que comemorar!
Alegría compartilhada, conquista, dever cumprido
Existência
Agradecimento, dedicatória.

Há muito o que comemorar.

O contar com você Kil,
amigo, orientador, incentivador,
parceiro na busca de soluções e conquistas,
mão paterna, sempre.

A vida entre amigos,
mãos estendidas no estímulo,
braços fortes nas dificuldades,
risos-gargalhadas nos encontros,
descontração, confiança:
Margareth, sempre ternura,
Rachel e Paulo, energia e fé,
Regina e Oswaldo, de primeira hora,
Luiz, Alex, Tenório, Takeda, João, Marcelus, irmãos-companheiros,
Chico, Leonardo, Flávio, Fábio, Roberto, Zé Carlos, compadres,
Ricardo, Rafael, paciência nos testes.

Há muito o que comemorar.

As dicas do Prof. Roberto de Alencar Lotufo no tratamento de imagens.

O ter a Unicamp, o estar na Unicamp, o ser a Unicamp:
receber apoio e me beneficiar do prestígio de seu nome.

O exercício de cada dia:
ler, anotar, testar, repetir, ajustar, examinar, descobrir, equilibrar, medir, pesar,
correlacionar, tentar, criar, procurar, sistematizar, adaptar, concluir, vibrar.

Parcerias, financiamentos e patrocínios
permitindo e impulsionando soluções novas, viáveis e práticas.
Faculdade de Engenharia Agrícola (FEAGRI),
Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP),
Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq),
Cia Ultragáz S.A.,
Ito Ovos.

Desafios constantes à mente e à criatividade
no construir soluções,
no encontrar caminhos alternativos,
no poder tentar,
no dizer:
fim de um trabalho,
preche de bons resultados
pronto para novas gestações,
de continuidade
e de criações.

Há muito o que comemorar!
Há muito o que agradecer!

Obrigado a todos e a cada um
pela presença em meu caminho!
Obrigado a Deus,
por continuar em meu caminho!

ÍNDICE

NOMENCLATURA.....	xiii
LISTA DE FIGURAS.....	xvii
LISTA DE TABELAS.....	xxi
LISTA DE QUADROS.....	xxii
RESUMO.....	xxiii
ABSTRACT	xxiv
I INTRODUÇÃO.....	1
II OBJETIVOS.....	3
III REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
3.1 INTRODUÇÃO À SECAGEM	5
3.1.1 <i>Importância da Agricultura</i>	5
3.1.2 <i>Evolução Recente da Produção Brasileira no Contexto Mundial</i>	8
3.1.3 <i>Situação da Indústria Agro-Alimentar no Brasil</i>	11
3.1.4 <i>Histórico da Secagem e da Conservação de Alimentos</i>	14
3.1.5 <i>Breve histórico do processamento de alimentos</i>	16
3.1.6 <i>Justificativa da escolha da Secagem</i>	19
3.2 TEORIA DE SECAGEM	20
3.2.1 <i>Princípios de Secagem</i>	20
3.2.2 <i>Mecanismos de Migração de Umidade</i>	24
3.2.3 <i>Classificação da Matéria prima</i>	25
3.2.4 <i>Conteúdo de umidade</i>	25
3.2.5 <i>Isotermas de Sorção: atividade de água e umidade de equilíbrio</i>	27
3.2.6 <i>Curvas Típicas de Secagem</i>	31
3.2.6.1 Período 0.....	33
3.2.6.2 Período 1.....	33
3.2.6.3 Período 2.....	34
3.2.7 <i>Cálculo de Cinética de Secagem</i>	37
3.2.7.1 Período de Taxa Constante	38
3.2.7.2 Período de Taxa Decrescente.....	40
3.2.7.2.1 Teoria Difusional.....	40
3.2.7.2.2 Teoria Capilar.....	43
3.2.7.2.3 Modelo de frente de evaporação.....	44
3.2.7.2.4 Teorias Clássicas	44
3.2.7.2.5 Fórmulas Empíricas.....	45
3.2.8 <i>Energia de Ativação</i>	45
3.2.9 <i>Experimento e Tratamento dos Resultados</i>	46
3.3 ENERGIA.....	47
3.3.1 <i>Participação na demanda de energia</i>	47
3.3.2 <i>Participação do Consumo de Energia no Processo de Secagem de Produtos Agropecuários</i>	50
3.3.3 <i>Racionalização da energia</i>	50
3.3.4 <i>GLP – Gás Liquefeito de Petróleo</i>	52
3.3.5 <i>Utilização</i>	52
3.3.6 <i>Produção e especificação</i>	53
3.3.7 <i>Tipos e principais características</i>	54

ÍNDICE

Avaliação de um secador vibro-fluidizado

3.3.8	<i>Exemplos da utilização do GLP</i>	54
3.4	SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO	62
3.4.1	<i>Fluidização</i>	62
3.4.2	<i>Vibração</i>	68
3.4.3	<i>Vibro-Fluidização</i>	75
3.4.3.1	Tipos de leito e de secadores vibro-fluidizados	76
3.4.3.2	Características dos leitos vibro-fluidizados	79
3.4.4	<i>Aerodinâmica de Leitos Vibro-Fluidizados</i>	80
3.4.4.1	Perda de carga.....	82
3.4.4.2	Velocidade mínima de fluidização.....	90
3.4.4.3	Porosidade do leito	93
3.4.5	<i>Transferência de Calor em Leitos Fluidizados</i>	96
3.4.6	<i>Transferência de Calor em Leitos Vibrados</i>	102
3.4.7	<i>Transferência de Calor em Leitos Vibro-Fluidizados</i>	107
3.4.7.1	Transferência de calor superfície – leito de partículas (h_{sp})	107
3.4.7.2	Transferência de calor gás – partícula (h_{gp})	117
3.4.8	<i>Transferência de Massa em Leitos Vibro-Fluidizados</i>	122
3.4.9	<i>Secagem em Leitos Vibro-Fluidizados</i>	127
3.4.10	<i>Outras Aplicações</i>	160
3.4.11	<i>Tempo de Residência</i>	166
3.4.11.1	Tempo de Residência em Secadores Vibro-Fluidizados (SVF).....	171
3.5	ANÁLISE ESTRUTURAL.....	180
3.5.1	<i>Modelagem Geométrica</i>	182
3.5.1.1	Mechanical Desktop	183
3.5.2	<i>O método de elementos finitos</i>	183
3.5.2.1	ANSYS.....	188
IV	MATERIAL E MÉTODOS.....	189
4.1	MATÉRIA-PRIMA	189
4.2	SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO	190
4.3	SISTEMA DE SECAGEM.....	198
4.3.1	<i>Sistema de ventilação</i>	200
4.3.1.1	Levantamento das Curvas Características.....	203
4.3.2	<i>Alimentação</i>	204
4.4	SISTEMA DE AQUECIMENTO	207
4.5	PERDA DE CALOR PARA O AMBIENTE	212
4.6	ANÁLISE DE IMAGENS	214
4.6.1	<i>Determinação da Amplitude de Vibração</i>	217
4.6.2	<i>Tempo de Residência</i>	220
4.7	SECAGEM	224
4.8	AVALIAÇÃO ENERGÉTICA E DE CUSTOS DE SECAGEM.....	225
4.9	CRITÉRIO PARA AVALIAÇÃO DO AJUSTE DE CURVAS	225
4.10	CONSTRUÇÃO DO MODELO ESTRUTURAL DO SECADOR	226
V	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	227
5.1	CURVAS CARACTERÍSTICAS DOS VENTILADORES.....	227
5.1.1	<i>Ventilador de insuflamento antigo e de exaustão</i>	227
5.1.2	<i>Sistema completo com ventilador antigo</i>	229
5.1.3	<i>Ventilador de insuflamento novo e de exaustão</i>	232
5.1.3.1	Calibração do Tubo de Pitot fixo	233
5.1.3.2	Perda de carga devido ao leito de secagem.....	236
5.1.3.3	Resultados do sistema de secagem	237
5.2	PERDA DE CARGA DEVIDO AOS SÓLIDOS	243
5.3	VAZÃO DE SÓLIDOS.....	243
5.4	DETERMINAÇÃO DA AMPLITUDE DE VIBRAÇÃO	244
5.5	DETERMINAÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA	245
5.5.1	<i>Em condições industriais</i>	245
5.5.2	<i>Em condições laboratoriais, para os testes de secagem</i>	251
5.6	CALIBRAÇÃO DOS SENSORES DE TEMPERATURA.....	252

5.7	PERDA DE CALOR PARA O AMBIENTE COM O SECADOR VAZIO	254
5.8	PERDA DE CALOR PARA O AMBIENTE DURANTE A SECAGEM (SECADOR COM PRODUTO)	265
5.9	DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE CONVECTIVO SISTEMA DE SECAGEM - AMBIENTE.....	275
5.10	TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-PARTÍCULA	277
5.10.1	<i>Teórico</i>	277
5.10.2	<i>Experimental</i>	278
5.11	ISOTERMAS DE SORÇÃO PARA A CASCA DE OVO	280
5.12	SECAGEM	281
5.12.1	<i>Curvas de secagem</i>	281
5.12.2	<i>Cinética de secagem</i>	285
5.12.3	<i>Difusividades efetivas</i>	288
5.12.4	<i>Parâmetros da equação de Page</i>	289
5.12.5	<i>Energia de ativação</i>	290
5.13	AValiação ENERGÉTICA E DE CUSTOS	291
5.13.1	<i>Consumo de energia elétrica</i>	291
5.13.2	<i>Consumo e custo total de energia</i>	291
5.14	ANÁLISE ESTRUTURAL.....	295
VI	CONCLUSÕES	303
6.1	SISTEMA DE SECAGEM.....	303
6.2	AERODINÂMICA.....	303
6.3	PARÂMETROS VIBRACIONAIS	304
6.4	TEMPO DE RESIDÊNCIA.....	304
6.5	TRANSFERÊNCIA DE CALOR	304
6.6	SECAGEM	305
6.7	AValiação ENERGÉTICA E DE CUSTOS	306
6.8	ANÁLISE ESTRUTURAL.....	306
VII	COMENTÁRIOS ADICIONAIS	309
7.1	DIFICULDADES	309
7.2	ENCERRAMENTO E NOVAS LINHAS DE PESQUISA	309
VIII	BIBLIOGRAFIA.....	311

NOMENCLATURA

a e b	constantes a serem determinadas da equação 147	
aw	atividade de água	-
A	amplitude da vibração	m
b_n	raízes de $J_0(b_n a) = 0$	
B	pressão barométrica	mbar
c_p	capacidade térmica a pressão constante	J/kg K
cx	parâmetro de amortecimento = 0,15	
cf	coeficiente fenomenológico	
C	concentração	
Curva C	curva de registro da concentração do traçador ao longo do tempo	
Curva E	curva de distribuição do tempo de residência	
Curva F	curva de sinal de saída do traçador	
cv	coeficiente de variação	%
D	coeficiente de dispersão axial ou difusividade	m^2/s
d	diâmetro	m
D_0	fator de frequência	m^2/s
d_c	densidade de carga	kg_s/m^2
de	deslocamentos nodais	m
DTR	distribuição do tempo de residência	s
E	função de distribuição da idade de saída	s^{-1}
Ea	energia de ativação	J/mol K
EL	coeficiente de colisão elástica	-
ER	erro relativo médio	%
ET	energia total do gás	J
f	frequência de vibração	1/s
F	função acumulada	
Fo	força	N
g	aceleração da gravidade	m/s^2
g_1, g_2	coeficientes do modelo de Page	
\dot{G}_s	fluxo total de gás por área unitária	$kg/s m^2$
H	altura do leite	m
h	coeficiente convectivo de transferência de calor	$W/m^2 K$
$h_{gp} s$	coeficiente volumétrico de transferência de calor	$W/m^3 K$
I	corrente elétrica	Amperes
i	número de termos na série de Fourier	-
l_e	energia específica da vibração	m/s^2
l_p	potência específica da vibração	m/s^2
lv	número de homogeneidade	
j	razão entre o tempo ascendente e descendente da partícula	-
if	índice de fluidização	
$J_0(b_n r)$	função Bessel de primeira espécie de ordem zero	
j_1 e j_2	parâmetros das equações 62 e 69	
k	condutividade térmica	$W/m \text{ } ^\circ C$
K	rigidez entre nós	
k_1 a k_7	parâmetros das equações 58 e 71	
k_y	coeficiente de transferência de massa	$kg/m^2 s$
$k_y s$	coeficiente volumétrico de transferência de massa	$kg/s m^3 m^2$
L	comprimento característico	m

NOMENCLATURA

Avaliação de um secador vibro-fluidizado

LVF	leito vibro-fluidizado	
m	massa	kg
M	matriz de massa	
\dot{m}	vazão mássica	kg/s
N	fluxo de massa por área	kg/s m ²
n	número de ciclos	
n ₁ a n ₃	parâmetros da equação 6	
ne	número de dados experimentais	-
P	pressão	Pa
P _a	pressão parcial	Pa
P _{est}	pressão estática	Pa
P _{ot_e}	potência elétrica	W
P _{ot_u}	potência útil	W
P _v	pressão dinâmica do ar de secagem	Pa
ΔP	perda de carga	Pa
p ₁ a p ₄	parâmetros do modelo de Peleg	
Q	área da curva C	
q	fluxo de calor por área	W/m ²
r	raio	m
R	constante universal dos gases ideais	J/mol K
R ²	coeficiente de determinação	
s	área das partículas por unidade de volume do leito	m ² /m ³
S	área	m ²
SVF	secador vibro-fluidizado	
t	tempo	s
\bar{t}	tempo de residência médio	s
\hat{t}	tempo de contato médio	s
T	temperatura	°C ou K
T*	temperatura adimensionalizada	-
u	velocidade do gás	m/s
u _∞	velocidade média intersticial	m/s
V	volume	m ³
VE	valor experimental	
Volt	tensão na fase	V
VP	valor teórico	
\dot{V}	vazão volumétrica	m ³ /s
x, z, y	direção de difusão	m
x*	adimensional de comprimento (x/L)	-
\ddot{x}	aceleração em x	m/s ²
X	conteúdo de umidade	kg _{H2O} /kg _{ms}
\bar{X}	conteúdo médio de umidade	kg _{H2O} /kg _{ms}
X _s	fração teórica do gás que atravessa a fase contínua em um leito não vibrado (u _{mf} /u ₀)	
X _v	fração do gás que atravessa a fase contínua, dada pelo seu perfil de temperatura	
\ddot{y}	aceleração em y	m/s ²
Y	conteúdo adimensional de umidade	-
W ₀	velocidade de impacto	

LETRAS GREGAS

$\theta = t/\bar{t}$	tempo relativo	-
λ	calor latente de vaporização da água	J/kg
ρ	densidade	kg/m ³
ϕ	esfericidade	adimensional
ω	freqüência angular de vibração	1/s
Γ	intensidade de vibração (parâmetro de vibração)	adimensional
δ	parâmetro característico da secagem	
$\bar{\delta}$	espessura média da película de gás	m
τ	período	s
ε	porosidade	adimensional
η	rendimento ou eficiência térmica	-
ν	viscosidade cinemática	m ² /s
μ	viscosidade dinâmica	Pa s
σ^2	variância	s ²
$\cos\phi$	diferença de fase	
ξ	número de partículas	
φ	inclinação do secador	graus

SUBSCRITOS

1	primeiro período de secagem	M	mássica
2	segundo período de secagem	m	média
∞	ambiente	max	máxima
0	inicial	mf	mínima de fluidização
arr	arraste	mm	mínima de mistura
bs	base seca	ms	massa seca
bu	base úmida	mvf	mínima de vibro-fluidização
c	contato	ml	média logarítmica
cr	crítico	opt	ótimo
cte	constante	p	partícula
d	dinâmico	r	radiativo
ef	efetiva	re	ressonância
ent	entrada	s	sólido
eq	equilíbrio	sai	saída
ev	evaporada	sp	superfície-partícula
f	fluidizado	st	estático
g	gás	sup	superficial
gp	gás-partícula	t	total
gr	gravidade	tr	traçador
H	hidráulico	VFB	leito vibro-fluidizado
H ₂ O	água	vib	vibração
int	condições na interface sólido – gás	v	volumétrico
L	leito		

NÚMEROS ADIMENSIONAIS

Número de Arquimedes	$Ar = \frac{d_p^3 g (\rho_p - \rho_g) \rho_g}{\mu^2}$	razão entre forças gravitacionais por forças viscosas
Número de Nusselt	$Nu = \frac{h \cdot L}{k_g}$	razão entre a resistência térmica condutiva pela resistência térmica convectiva do fluido
Número de Prandtl	$Pr = \frac{\mu \cdot c_p}{k}$	razão entre a difusividade molecular de quantidade de movimento pela difusividade molecular de calor
Número de Reynolds	$Re = \frac{d \cdot \rho \cdot u}{\mu}$	expressa o comportamento do escoamento; razão entre forças inerciais e viscosas
Número de Biot	$Bi = \frac{h \cdot L}{k_s}$	razão entre resistência interna condutiva para a transferência de calor e a resistência externa convectiva para a transferência de calor
Número de Péclet	$Pe = \frac{u L}{D}$	razão entre a transferência global de massa pela transferência difusiva de massa
Número de Sherwood	$Sh = \frac{k_y d_p}{\rho D}$	razão entre a difusividade mássica pela difusividade molecular
Número de Schmidt	$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g D}$	razão entre a viscosidade cinética pela difusividade molecular
Número de Euler	$Eu = \frac{\Delta P}{\rho_g (u)^2}$	razão entre perdas friccionais pela velocidade ao quadrado
Número de Spalding	$Sp = \frac{c_{pH2O} (T_g - T_s)}{\lambda}$	

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1-1: CRESCIMENTO DO PIB POR SETOR.	6
FIGURA 3.1-2: SALDO DA BALANÇA COMERCIAL.....	8
FIGURA 3.1-3: COMPARAÇÃO DAS ESTIMATIVAS DE PRODUÇÃO PARA AS SAFRAS DE 2002 E 2001.....	10
FIGURA 3.1-4: ESTIMATIVA DE PRODUÇÃO PARA A SAFRA DE 2002.....	10
FIGURA 3.1-5: DESPERDÍCIOS DE ALIMENTOS NO BRASIL.....	13
FIGURA 3.2-1: ALGORITMO DE KEEY (1978) PARA O PROJETO DE UM SECADOR.....	22
FIGURA 3.2-2: DIAGRAMA DO PROCESSO DE SECAGEM.....	23
FIGURA 3.2-3: DIAGRAMA DA MIGRAÇÃO DE SÓLIDO NO INTERIOR DE UM SÓLIDO.....	24
FIGURA 3.2-4: VELOCIDADE RELATIVA DE REAÇÕES EM FUNÇÃO DA ATIVIDADE DE ÁGUA.....	28
FIGURA 3.2-5: HISTERESE DAS ISOTERMAS DE SORÇÃO.....	29
FIGURA 3.2-6: RETENÇÃO DE UMIDADE EM FUNÇÃO DE CONTEÚDO DE UMIDADE VS. ATIVIDADE DE ÁGUA.....	30
FIGURA 3.2-7: CURVA DE SECAGEM EXEMPLO.....	32
FIGURA 3.2-8: CURVAS DE SECAGEM ADIMENSIONALIZADAS.....	36
FIGURA 3.4-1: COMPORTAMENTO DE UM SISTEMA FLUIDIZADO.....	62
FIGURA 3.4-2: REGIMES DE ESCOAMENTO.....	63
FIGURA 3.4-3: PERDA DE CARGA VERSUS VELOCIDADE DO AR.....	64
FIGURA 3.4-4: CLASSIFICAÇÃO DAS PARTÍCULAS SEGUNDO GELDART (1973).....	67
FIGURA 3.4-5: MOVIMENTO DE UM LEITO VIBRÁTIL MODELADO COMO UM CORPO PLÁSTICO (THOMAS ET AL., 1987).....	70
FIGURA 3.4-6: TRAJETÓRIA DO LEITO E DO VASO DURANTE O PERÍODO DE VIBRAÇÃO.....	70
FIGURA 3.4-7: CLASSIFICAÇÃO DOS EQUIPAMENTOS VIBRÁTEIS DE PROCESSAMENTO.....	74
FIGURA 3.4-8: SECADOR DE LEITO VIBRO-FLUIDIZADO HORIZONTAL.....	77
FIGURA 3.4-9: SECADOR DE LEITO VIBRO-FLUIDIZADO HORIZONTAL INDUSTRIAL DE 10TON/DIA.....	77
FIGURA 3.4-10: DESENHO ESQUEMÁTICO DE UM SECADOR DE LEITO VIBRO-FLUIDIZADO VERTICAL.....	78
FIGURA 3.4-11: SECADORES VIBRO-FLUIDIZADOS VERTICAIS.....	78
FIGURA 3.4-12: PRINCIPAIS EXEMPLOS DE SECADORES COM VIBRADORES.....	79
FIGURA 3.4-13: SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO.....	81
FIGURA 3.4-14: CLASSIFICAÇÃO DAS CURVAS DE FLUIDIZAÇÃO EM UM LVF.....	82
FIGURA 3.4-15: ESQUEMA DO EQUIPAMENTO PARA DETERMINAR A AERODINÂMICA DE UM LVF.....	83
FIGURA 3.4-16: EFEITO DA FREQUÊNCIA DE VIBRAÇÃO NA CURVA PERDA DE CARGA X VELOCIDADE.....	83
FIGURA 3.4-17: MAPA DOS REGIMES DE FLUXO EM UM LVF.....	84
FIGURA 3.4-18: PERDA DE CARGA DO LEITO PARA UM LVF.....	86
FIGURA 3.4-19: PERDA DE CARGA DO LEITO PARA UM LVF, EM FUNÇÃO DE Γ	87
FIGURA 3.4-20: CURVAS CARACTERÍSTICAS DE FLUIDIZAÇÃO.....	88
FIGURA 3.4-21: CURVAS DE FLUIDIZAÇÃO.....	89
FIGURA 3.4-22: MAPA DE REGIMES DE FLUXOS EM UM LVF.....	92
FIGURA 3.4-23: VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO EM LVF VERSUS Γ	92
FIGURA 3.4-24: POROSIDADE DO LEITO PARA UM LVF.....	95
FIGURA 3.4-25: POROSIDADE DE UM LVF VERSUS Γ	95
FIGURA 3.4-26: LEITO DE PARTÍCULAS (KUNII E SUZUKI, 1967).....	100
FIGURA 3.4-27: ESQUEMA EXPERIMENTAL PROPOSTO POR GUTMAN. 1976 B.....	103
FIGURA 3.4-28: ESQUEMA DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR DE UMA SUPERFÍCIE VERTICAL AQUECIDA PARA UM LEITO VIBRADO.....	104
FIGURA 3.4-29: TRANSFERÊNCIA DE CALOR DE UM PLACA VERTICAL PARA UM LEITO VIBRADO.....	105
FIGURA 3.4-30: COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR MÁXIMOS.....	106
FIGURA 3.4-31: TRANSFERÊNCIA DE CALOR SUPERFÍCIE PARTÍCULA.....	108
FIGURA 3.4-32: INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE DO AR E DA FREQUÊNCIA DE VIBRAÇÃO NO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR SUPERFÍCIE-PARTÍCULA PARA UM AQUECEDOR INSTALADO NO LEITO.....	109
FIGURA 3.4-33: INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE DO AR NO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR SUPERFÍCIE-PARTÍCULA PARA UM AQUECEDOR INSTALADO EM UM SUPORTE EXTERNO.....	110
FIGURA 3.4-34: PLACA AQUECEDORA IMERSA EM UM LEITO VIBRO-FLUIDIZADO.....	111
FIGURA 3.4-35: INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE SUPERFICIAL E DO VALOR DA TRAJETÓRIA NA TRANSFERÊNCIA DE CALOR PARTÍCULA – SUPERFÍCIE.....	112
FIGURA 3.4-36: DESENHO ESQUEMÁTICO DO EXPERIMENTO.....	112

LISTA DE FIGURAS

Avaliação de um secador vibro-fluidizado

FIGURA 3.4-37: EFEITO DA ACELERAÇÃO VIBRACIONAL NO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR	113
FIGURA 3.4-38: ESQUEMA DO SISTEMA EXPERIMENTAL PROPOSTO POR MONTEDO E FREIRE (1991)	114
FIGURA 3.4-39: TRANSFERÊNCIA DE CALOR SUPERFÍCIE-PARTÍCULA DE UM LEITO DE ESFERAS DE VIDRO	115
FIGURA 3.4-40: TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS – PARTÍCULA EM FUNÇÃO DO NÚMERO DE REYNOLDS E DA FREQUÊNCIA DE VIBRAÇÃO	118
FIGURA 3.4-41: TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-PARTÍCULA PARA ACELERAÇÕES VIBRACIONAIS DIFERENTES ($1 - D_p = 0,328\text{mm}$ E $U = 0,185\text{m/s}$; $2 - D_p = 0,508\text{mm}$ E $U = 0,202\text{m/s}$)	119
FIGURA 3.4-42: TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-PARTÍCULA EM LVF E CONVENCIONAIS	121
FIGURA 3.4-43: EFICIÊNCIA TÉRMICA EM LVF E CONVENCIONAIS	122
FIGURA 3.4-44: CONCENTRAÇÃO DE GÁS NO AR DE SAÍDA DE UM LVF	123
FIGURA 3.4-45: ESQUEMA DO SISTEMA EXPERIMENTAL PROPOSTO POR GARIM E FREIRE (1993)	124
FIGURA 3.4-46: SUPERFÍCIES DE RESPOSTA PARA A TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM UM LVF	125
FIGURA 3.4-47: INFLUÊNCIA DA MOVIMENTAÇÃO DO LEITO NA TRANSFERÊNCIA DE MASSA	126
FIGURA 3.4-48: DEPENDÊNCIA HIPOTÉTICA DA TAXA DE SECAGEM COM A ACELERAÇÃO VIBRACIONAL	129
FIGURA 3.4-49: ESQUEMA DE UM TÍPICO SVF	130
FIGURA 3.4-50: SECADORES VIBRO-FLUIDIZADOS INDUSTRIAIS	130
FIGURA 3.4-51: SECADORES VIBRO-FLUIDIZADOS INDUSTRIAIS	131
FIGURA 3.4-52: SISTEMA DE SECAGEM VIBRO-FLUIDIZADA COM RESFRIAMENTO	131
FIGURA 3.4-53: SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO	134
FIGURA 3.4-54: SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO	134
FIGURA 3.4-55: INSTALAÇÃO DE SECAGEM PARA PARTÍCULAS COM AMPLA DISTRIBUIÇÃO DE TAMANHOS	135
FIGURA 3.4-56: PLANTA DE AGLOMERAÇÃO COM UM LEITO VIBRO-FLUIDIZADO	136
FIGURA 3.4-57: ESQUEMA DE UM LVF GRANULADOR	137
FIGURA 3.4-58: ESQUEMA DE UM LVF PARA PARTÍCULAS PASTOSAS	139
FIGURA 3.4-59: ESQUEMA DE UM SVF PARA A SECAGEM DE MATERIAIS TERMOLÁBEIS	140
FIGURA 3.4-60: EFEITO DA ACELERAÇÃO VIBRACIONAL NA TAXA DE SECAGEM	141
FIGURA 3.4-61: ESQUEMAS DE SECADORES VIBRO-FLUIDIZADOS	142
FIGURA 3.4-62: ESQUEMA DE MONTAGEM DO SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO	143
FIGURA 3.4-63: SECADOR DE LEITO VIBRO-FLUIDIZADO CONTÍNUO	144
FIGURA 3.4-64: SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO VERTICAL DE TRÊS ESTÁGIOS	145
FIGURA 3.4-65: SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO (SVF) COM ENERGIA RADIATIVA E CONVECTIVA	147
FIGURA 3.4-66: SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO EM ESCALA PILOTO	149
FIGURA 3.4-67: SISTEMA DE SECAGEM E LIMPEZA DE CHÁ	150
FIGURA 3.4-68: EFEITO DA VIBRAÇÃO NA TAXA DE SECAGEM	151
FIGURA 3.4-69: SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO PARA CARVÃO	152
FIGURA 3.4-70: MONTAGEM PARA A OBSERVAÇÃO DE BOLHAS NO LEITO	153
FIGURA 3.4-71: SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO	156
FIGURA 3.4-72: DESENHO ESQUEMÁTICO DO EQUIPAMENTO	158
FIGURA 3.4-73: CURVAS DE SECAGEM	159
FIGURA 3.4-74: TROCADOR DE CALOR VIBRO-FLUIDIZADO	161
FIGURA 3.4-75: MONTAGEM EXPERIMENTAL	165
FIGURA 3.4-76: CURVA E DE DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA (DTR)	167
FIGURA 3.4-77: SINAL TÍPICO DE SAÍDA (CURVA F) COMO RESPOSTA A UM SINAL DE ENTRADA EM DEGRAU	168
FIGURA 3.4-78: SINAL TÍPICO DE SAÍDA (CURVA C) COMO RESPOSTA A UM SINAL DE ENTRADA DE UM PULSO IDEAL	169
FIGURA 3.4-79: PROPRIEDADES DAS CURVAS E, C E F PARA VÁRIOS ESCOAMENTOS	171
FIGURA 3.4-80: CURVAS C PARA VÁRIAS EXTENSÕES DE AGITAÇÃO	173
FIGURA 3.4-81: CONCENTRAÇÃO DAS PARTÍCULAS MARCADAS NA DESCARGA DO SECADOR ($\Gamma = 0,22$)	177
FIGURA 3.4-82: CONCENTRAÇÃO DAS PARTÍCULAS MARCADAS NA DESCARGA DO SECADOR ($\Gamma = 0,15$)	177
FIGURA 3.4-83: SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO	178
FIGURA 3.4-84: CURVAS DE DTR PARA O TRIGO	179
FIGURA 4.2-1: CROQUI DO SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO	191
FIGURA 4.2-2: DETALHE DA MOLA DE VIBRAÇÃO	192
FIGURA 4.2-3: DETALHE DA DESCARGA DO SECADOR	193
FIGURA 4.2-4: DETALHE DA TELA	194
FIGURA 4.2-5: MOTO-VIBRADOR	195
FIGURA 4.2-6: POSIÇÃO DOS EXCÊNTRICOS QUE PERMITEM A MENOR FREQUÊNCIA	195
FIGURA 4.2-7: POSIÇÃO DOS EXCÊNTRICOS QUE PERMITEM A MAIOR FREQUÊNCIA	196

FIGURA 4.2-8: SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO COMPLETO COM AS JANELAS DE INSPEÇÃO.	197
FIGURA 4.2-9: VISTA DO SECADOR MONTADO.	198
FIGURA 4.3-1: SISTEMA DE SECAGEM COMPLETO.	199
FIGURA 4.3-2: VISTA DO CICLONE.	200
FIGURA 4.3-3: MANÔMETROS EM U PARA PERDA DE CARGA E TUBO DE PITOT.	202
FIGURA 4.3-4: POSIÇÕES DE MEDIDA DA PRESSÃO DINÂMICA (TUBO DE PITOT).	203
FIGURA 4.3-5: ESQUEMA DE FUNCIONAMENTO DO TUBO DE PITOT.	203
FIGURA 4.3-6: VISTA DO ALIMENTADOR.	205
FIGURA 4.3-7: VISTA DO ALIMENTADOR E DO SEU SUPORTE.	205
FIGURA 4.3-8: QUADRO ELÉTRICO GERAL E DO ALIMENTADOR.	206
FIGURA 4.4-1: FIGURA DO SISTEMA DE AQUECIMENTO.	207
FIGURA 4.4-2: QUADRO ELÉTRICO DO SISTEMA DE AQUECIMENTO.	208
FIGURA 4.4-3: VISTA FRONTAL DO SECADOR INDICANDO O ARMÁRIO DO COMPUTADOR.	209
FIGURA 4.4-4: COMPUTADOR UTILIZADO NA AQUISIÇÃO DE DADOS.	210
FIGURA 4.4-5: DESENHO DA CENTRAL DE GLP SEM E COM TELHADO.	210
FIGURA 4.4-6: VISTA DA CENTRAL DE GLP.	211
FIGURA 4.4-7: SISTEMA COMPLETO DE SECAGEM VIBRO – FLUIDIZADA.	212
FIGURA 4.6-1: HISTOGRAMA EXEMPLO DA CASCA DE OVO E DO MARCADOR.	217
FIGURA 4.6-2: IMAGEM DA CÂMERA DE ALTA VELOCIDADE.	218
FIGURA 4.6-3: EXEMPLO DO CÁLCULO DA AMPLITUDE PELA ANÁLISE DE IMAGENS.	219
FIGURA 4.6-4: MATERIAL UTILIZADO PARA DETERMINAÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA, PURA E MARCADA.	220
FIGURA 4.6-5: FIGURAS MOSTRANDO O MARCADOR.	222
FIGURA 5.1-1: CURVAS CARACTERÍSTICAS DOS VENTILADORES DO SISTEMA DE SECAGEM.	229
FIGURA 5.1-2: CURVAS CARACTERÍSTICAS DO VENTILADOR DE INSUFLAMENTO ANTIGO.	231
FIGURA 5.1-3: CURVAS CARACTERÍSTICAS DO VENTILADOR DE EXAUSTÃO.	231
FIGURA 5.1-4: COMPARAÇÃO DAS CURVAS CARACTERÍSTICAS.	233
FIGURA 5.1-5: CURVAS QUE DEMONSTRAM A RELAÇÃO VELOCIDADE X PRESSÃO ESTÁTICA.	235
FIGURA 5.1-6: PERDA DE CARGA DEVIDO À TELA DE SECAGEM.	236
FIGURA 5.3-1: FREQUÊNCIA X VAZÃO.	244
FIGURA 5.5-1: CURVAS DA DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA PARA A CASCA DE OVO (VAZÃO DO AR = 0,59M ³ /S E AMPLITUDE DE VIBRAÇÃO = 1,5MM).	247
FIGURA 5.5-2: CURVAS DA DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA PARA A CASCA DE OVO (VAZÃO DO AR = 0,59M ³ /S E AMPLITUDE DE VIBRAÇÃO = 0,9MM).	248
FIGURA 5.5-3: CURVAS DA DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA PARA A CASCA DE OVO (VAZÃO DO AR = 0,62M ³ /S E AMPLITUDE DE VIBRAÇÃO = 0,4MM).	249
FIGURA 5.5-4: CURVAS DA DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA PARA A CASCA DE OVO (VAZÃO DO AR = 0,65M ³ /S E AMPLITUDE DE VIBRAÇÃO = 1,5MM).	250
FIGURA 5.5-5: CURVAS DA DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA PARA A CASCA DE OVO.	252
FIGURA 5.7-1: PERFIL DE TEMPERATURA PARA VAZÃO DE 0,17M ³ /S.	255
FIGURA 5.7-2: PERFIL DE TEMPERATURA PARA VAZÃO DE 0,41M ³ /S.	256
FIGURA 5.7-3: PERFIL DE TEMPERATURA PARA VAZÃO DE 0,65M ³ /S.	257
FIGURA 5.7-4: POTÊNCIA FORNECIDA OU PERDIDA PARA A VAZÃO DE 0,17M ³ /S.	262
FIGURA 5.7-5: POTÊNCIA FORNECIDA OU PERDIDA PARA A VAZÃO DE 0,41M ³ /S.	263
FIGURA 5.7-6: POTÊNCIA FORNECIDA OU PERDIDA PARA A VAZÃO DE 0,65M ³ /S.	264
FIGURA 5.8-1: POTÊNCIA FORNECIDA OU PERDIDA PARA A AMPLITUDE DE 0,4MM E A TEMPERATURA DE 60°C.	271
FIGURA 5.8-2: POTÊNCIA FORNECIDA OU PERDIDA PARA A AMPLITUDE DE 0,4MM E A TEMPERATURA DE 80°C.	272
FIGURA 5.8-3: POTÊNCIA FORNECIDA OU PERDIDA PARA A AMPLITUDE DE 1,5MM E TEMPERATURA DE 60°C.	273
FIGURA 5.8-4: POTÊNCIA FORNECIDA OU PERDIDA PARA A AMPLITUDE DE 1,5MM E TEMPERATURA DE 80°C.	274
FIGURA 5.9-1: COEFICIENTE CONVECTIVO PARA OS VÁRIOS TRECHOS DO SISTEMA DE SECAGEM.	276
FIGURA 5.10-1: COMPARAÇÃO ENTRE CORRELAÇÕES DE DIVERSOS PESQUISADORES PARA A TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-PARTÍCULA EM UM LEITO VIBRO-FLUIDIZADO.	277
FIGURA 5.12-1: CURVA DE SECAGEM PARA A CASCA DE OVO, AMPLITUDE DE VIBRAÇÃO DE 1,5MM.	282
FIGURA 5.12-2: LOGARITMO DO ADIMENSIONAL DA CURVA DE SECAGEM PARA A CASCA DE OVO, AMPLITUDE DE VIBRAÇÃO DE 1,5MM.	283
FIGURA 5.12-3: CURVA DE SECAGEM PARA A CASCA DE OVO, AMPLITUDE DE VIBRAÇÃO DE 0,4MM.	284
FIGURA 5.12-4: LOGARITMO DO ADIMENSIONAL DA CURVA DE SECAGEM PARA A CASCA DE OVO, AMPLITUDE DE VIBRAÇÃO DE 0,4MM.	285
FIGURA 5.12-5: CURVA DA TAXA DE SECAGEM PARA A CASCA DE OVO, AMPLITUDE DE VIBRAÇÃO DE 1,5MM.	286

LISTA DE FIGURAS

Avaliação de um secador vibro-fluidizado

FIGURA 5.12-6: CURVA DA TAXA DE SECAGEM PARA A CASCA DE OVO, AMPLITUDE DE VIBRAÇÃO DE 0,4MM.	287
FIGURA 5.12-7: COMPARAÇÃO ENTRE OS VALORES PREDITOS E EXPERIMENTAIS PARA FICK E PAGE.....	290
FIGURA 5.14-1: DESENHO ESQUEMÁTICO EM PERSPECTIVA REPRESENTANDO A BASE ESTRUTURAL DO SECADOR VIBRO- FLUIDIZADO.	296
FIGURA 5.14-2: DESENHO ESQUEMÁTICO REPRESENTANDO AS COIFAS SUPERIORES DO SECADOR.	296
FIGURA 5.14-3: REPRESENTAÇÃO DO MODELO DAS COIFAS INFERIORES DO SECADOR COM REFORÇOS (VISTA FIO-DE-ARAME).	297
FIGURA 5.14-4: DESENHO ESQUEMÁTICO REPRESENTANDO AS MOLAS DO SECADOR.	298
FIGURA 5.14-5: REPRESENTAÇÃO GRÁFICA DO MODELO DO SECADOR.	299
FIGURA 5.14-6: REPRESENTAÇÃO DA BASE DO SECADOR PELO PROGRAMA ANSYS.	301
FIGURA 5.14-7: REPRESENTAÇÃO DO CORPO DO SECADOR PELO PROGRAMA ANSYS.	302

LISTA DE TABELAS

TABELA 1: CORRELAÇÕES PARA A PERDA DE CARGA EM UM LEITO VIBRO-FLUIDIZADO.....	85
TABELA 2: CORRELAÇÕES PARA A VELOCIDADE MÍNIMA DE VIBRO-FLUIDIZAÇÃO.....	91
TABELA 3: CORRELAÇÕES PARA A VELOCIDADE MÍNIMA DE VIBRO-FLUIDIZAÇÃO.....	94
TABELA 4: CORRELAÇÕES PARA A TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM UM LEITO VIBRO-FLUIDIZADO.....	118
TABELA 5: RESULTADOS OBTIDOS PARA O VENTILADOR DE INSUFLAMENTO ANTIGO.....	227
TABELA 6: RESULTADOS OBTIDOS PARA O VENTILADOR DE EXAUSTÃO.....	228
TABELA 7: DADOS OBTIDOS COM O SISTEMA COMPLETO.....	230
TABELA 8: DADOS OBTIDOS COM TUBO DE PITOT AIRFLOW.....	234
TABELA 9: DADOS OBTIDOS COM O PITOT FIXO.....	234
TABELA 10: PARÂMETROS DA RELAÇÃO PROPOSTA NA EQUAÇÃO 149.....	235
TABELA 11: RESULTADOS OBTIDOS COM O SISTEMA FECHADO.....	238
TABELA 12: RESULTADOS OBTIDOS COMO VENTILADOR DE INSUFLAMENTO COM O SISTEMA FECHADO.....	239
TABELA 13: RESULTADOS OBTIDOS COM O VENTILADOR DE EXAUSTÃO COM O SISTEMA FECHADO.....	240
TABELA 14: RESULTADOS OBTIDOS COM O SISTEMA ABERTO.....	241
TABELA 15: RESULTADOS OBTIDOS COM O VENTILADOR DE INSUFLAMENTO COM O SISTEMA ABERTO.....	242
TABELA 16: RESULTADOS OBTIDOS COM O VENTILADOR DE EXAUSTÃO COM O SISTEMA ABERTO.....	242
TABELA 17: DADOS E RESULTADOS OBTIDOS DA VAZÃO DE SÓLIDOS DO ALIMENTADOR.....	243
TABELA 18: DETERMINAÇÃO DO ADIMENSIONAL DE VIBRAÇÃO.....	245
TABELA 19: CONDIÇÕES OPERACIONAIS E RESULTADOS DA DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA PARA A CASCA DE OVO.....	246
TABELA 20: CONDIÇÕES OPERACIONAIS E RESULTADOS DA DISTRIBUIÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA PARA A CASCA DE OVO DURANTE OS EXPERIMENTOS DE SECAGEM.....	251
TABELA 21: RESULTADOS DA CALIBRAÇÃO DOS SENSORES DE TEMPERATURA.....	253
TABELA 22: DESCRIÇÃO DOS SENSORES.....	254
TABELA 23: TABELA COM OS RESULTADOS DAS TEMPERATURAS MÉDIAS PARA AS VAZÕES DE 0,17 E 0,41M ³ /s.....	259
TABELA 24: TABELA COM OS RESULTADOS DAS TEMPERATURAS MÉDIAS PARA A VAZÃO DE 0,65M ³ /s.....	260
TABELA 25: LEGENDA PARA AS CORRIDAS DE SECAGEM.....	266
TABELA 26: PERFIL DE TEMPERATURA DURANTE A SECAGEM PARA A AMPLITUDE DE 0,4MM.....	267
TABELA 27: PERFIL DE TEMPERATURA DURANTE A SECAGEM PARA A AMPLITUDE DE 1,5MM.....	268
TABELA 28: TABELA RESUMO DO PERFIL DE TEMPERATURA.....	269
TABELA 29: EFICIÊNCIA TÉRMICA DO SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO.....	270
TABELA 30: ÁREA DE EXPOSIÇÃO À TRANSFERÊNCIA DE CALOR POR CONVECÇÃO.....	275
TABELA 31: VALORES DO COEFICIENTE CONVECTIVO E DO NÚMERO DE NUSSELT PARA A SECAGEM DA CASCA DE OVO.....	279
TABELA 32: DETERMINAÇÃO DA UMIDADE DE EQUILÍBRIO PARA A CASCA DE OVO.....	281
TABELA 33: DIFUSIVIDADES EFETIVAS PARA A CASCA DE OVO TRITURADA.....	288
TABELA 34: PARÂMETROS DA EQUAÇÃO EMPÍRICA DE PAGE.....	289
TABELA 35: CONSUMO DE ENERGIA ELÉTRICA DURANTE A SECAGEM.....	291
TABELA 36: CONSUMO TOTAL DE ENERGIA DURANTE A SECAGEM DA CASCA DE OVO UTILIZANDO GÁS GLP (EXPERIMENTAL).....	293
TABELA 37: CONSUMO TOTAL DE ENERGIA DURANTE A SECAGEM DA CASCA DE OVO UTILIZANDO LENHA (TEÓRICO).....	294
TABELA 38: TRANSLAÇÃO DOS NÓS DA ESTRUTURA.....	300

LISTA DE QUADROS

QUADRO 1: PRODUÇÃO MUNDIAL DE OLEAGINOSAS.	11
QUADRO 2: CONSUMO DE ENERGIA DO SETOR ALIMENTÍCIO POR FONTE NO BRASIL (10^3 TEP).	48
QUADRO 3: CONSUMO DE ENERGIA DO SETOR ALIMENTÍCIO POR FONTE NO ESTADO DE SÃO PAULO (10^9 KCAL).	49
QUADRO 4: PODER CALORÍFICO DO GLP E OUTRAS FONTES DE ENERGIA.	52
QUADRO 5: RELAÇÃO ENTRE J_1 , J_2 E A RAZÃO H_0/D_L	89
QUADRO 6: RELAÇÃO ENTRE J_1 , J_2 E A RAZÃO H_0/D_L	93
QUADRO 7: COMPARAÇÃO ENTRE UM SECADOR A TAMBOR E UM SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO.	152
QUADRO 8: CONDIÇÕES OPERACIONAIS PARA O TEMPO DE RESIDÊNCIA.	176
QUADRO 9: CONDIÇÕES OPERACIONAIS PARA O TEMPO DE RESIDÊNCIA DO TRIGO E DO <u>BYN</u>	179
QUADRO 10: COMPOSIÇÃO DA CASCA DE OVO.	190
QUADRO 11: AJUSTE DA UMIDADE DE EQUILÍBRIO DA CASCA DO OVO.	280

RESUMO**AVALIAÇÃO DE UM SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO**

O melhor exercício para entender uma teoria é sua aplicação no mundo real. E assim se fez nestes anos de avanços nas pesquisas e de dedicação total ao trabalho. No se aprimorar as técnicas de secagem, verificaram-se grandes avanços de conhecimento com as muitas incursões no mundo empresarial acompanhadas do estudo consciente e responsável de trabalhos de renomados pesquisadores, apresentados em livros, teses, publicações e congressos. Assim, realizou-se um novo e mais amplo estudo do secador vibro-fluidizado (Patente Industrial nº 9302443), com o levantamento da distribuição do tempo de residência e da amplitude de vibração através da análise de imagens; com a instrumentação do secador com sensores de temperatura, pressão e velocidade; com a determinação do ponto ótimo de trabalho (perda de carga versus velocidade do ar); com a análise da transferência de calor para o ambiente e para o produto; com o estudo da cinética de secagem de um material granular (casca de ovo triturada); com uma avaliação de custos; com uma análise das fontes de energia utilizadas (GLP e lenha) e com o estudo estrutural estático do secador. Os testes realizados em variadas condições resultaram em um conjunto de dados inexistentes em literatura com conclusões otimistas e que asseguram a possível reversão de problemas que prejudicam o rendimento e que impedem a obtenção de um produto de melhor qualidade. Além disso, ressalta-se o desenvolvimento de duas novas metodologias baseadas na análise de imagens para a determinação da distribuição do tempo de residência e da amplitude de vibração, que foram comprovadamente aplicáveis e precisas.

ABSTRACT**EVALUATION OF A VIBRO-FLUIDIZED DRIER**

The best exercise to understand a theory consists in implementing its application to real problems. That point of view had been persuaded in these years of research advances and total devotion to work. In improving drying techniques, significant advances have been achieved followed by not less relevant practical applications supported by the conscientious and responsible work of famous researchers as disclosed by the pertinent literature. Thus, a new and more complete study of the vibro-fluidized drier (Industrial Patent nº 9302443) has been conducted also surveying the residence time distribution as well as the amplitude of vibration by image analysis. The drier was properly instrumented with temperature, pressure and velocity sensors. The determination of the optimal operational parameters involved pressure drop versus air velocity. An analysis of the heat transferred to the environment and to the product, a study of a granular material drying kinetics (trituated egg-shell), costs evaluation, an analysis of the energy involved in the process (LPG and firewood) and a static structural study of the drier were also presented. The tests were carried out at adverse conditions, generating data never reported before by the literature from which very optimistic conclusions have been draw. The tests also assure a possible problem reversion impeding the desired yielding and product quality as well. Moreover, the development of two new appropriate and accurate methodologies based on image analysis for the determination of the residence time distribution and amplitude of vibration has been presented.

I INTRODUÇÃO

Quando da construção do secador vibro-fluidizado (dissertação de mestrado: “Construção e teste de um secador vibro-fluidizado”), as dificuldades com a incipiente tecnologia nacional para a área forçaram estudos abrangentes, pensados e testados em profundidade, sobre problemas estruturais do equipamento, problemas de transferência de calor, problemas de secagem e de fluido-dinâmica na procura de um melhor dimensionamento do secador.

O secador consiste de um leito vibrátil munido de três compartimentos que permitem a admissão de ar em diferentes condições de secagem, com a inclinação do leito do secador variável. A secagem vibro-fluidizada se baseia na passagem de um fluxo de ar aquecido através do leito do material colocado sobre uma grade distribuidora de ar, aliado ao efeito mecânico da agitação do leito do secador. É utilizada para materiais termolábeis, que requerem tempos de residência curtos, altas taxas de secagem e baixas temperaturas de secagem, tais como: materiais granulares, pastas e pós; tanto para materiais farmacêuticos, biológicos e alimentares.

Os estudos, pesquisas e trabalhos para o aperfeiçoamento do secador vibro-fluidizado não só capacitaram de maneira significativa os pesquisadores, como também disponibilizaram farto material com os resultados alcançados para a comunidade científica, empresas e interessados na área.

Muitas leituras e consultas, muitas repetições de testes e muitos e necessários ajustes foram imprescindíveis para sua finalização. Fica a certeza da conquista de importantes avanços e a convicção de que sempre há mais que pesquisar para a continuidade do trabalho, direcionado para a otimização do secador em pauta. Os estudos sobre o comportamento dos sólidos no leito do secador, sobre os efeitos da vibração nas taxas de secagem, sobre as perdas de carga e sobre a velocidade mínima de fluidização e porosidade do leito alinham-se como fundamentais para complementar e melhor dimensionar a praticidade e utilização do secador planejado, construído e em plena atividade.

Na instalação do secador vibro-fluidizado, a instrumentação dos sensores de temperatura, pressão e velocidade do ar foi de extraordinária importância por ter viabilizado todo o estudo das curvas características do sistema de secagem e chegado à determinação dos pontos ótimos de trabalho.

Com a nova metodologia desenvolvida, utilizando a análise de imagens, foi possível determinar, com precisão, a distribuição do tempo de residência do secador vibro-fluidizado, parâmetro de extrema importância para o dimensionamento do sistema.

Outro parâmetro de relevante importância, também no aspecto econômico e para o dimensionamento do sistema, diz respeito à transferência de calor: análise completa da fonte de energia a ser usada e o aprofundamento nos estudos de sua interação com o meio e o produto mereceram particular e minuciosa atenção.

A preocupação com uma avaliação econômica do secador, sua relação custo/benefício e as possibilidades de funcionabilidade e de seu uso industrial motivou e norteou todos os trabalhos de aperfeiçoamento do equipamento. Mereceram especial avaliação o levantamento das transferências de calor, da cinética de secagem e da análise estrutural estática. Com isto foi possível chegar-se a uma visão mais ampla, completa e nítida do equipamento em si e de todo o processo e sistema de secagem.

A matéria-prima utilizada foi a casca de ovo triturada, baseado no fato de que é um material rico em cálcio, servindo assim de suplemento alimentar para animais e humanos, além de que é um refugo de indústrias processadoras de ovos.

II OBJETIVOS

1. Estudo fluidodinâmico e de transferência de calor:
 - 1.1. Levantamento da perda de carga e velocidade do ar no sistema de secagem;
 - 1.2. Determinação do coeficiente convectivo de transferência de calor.
2. Estudo da secagem no secador vibro-fluidizado:
 - 2.1. Levantamento dos perfis de temperatura e de velocidade do ar ao longo do sistema de secagem;
 - 2.2. Levantamento do tempo de residência;
 - 2.3. Levantamento da cinética de secagem.
3. Análise estrutural estática pelo método de elementos finitos:
 - 3.1. Construção do modelo de elementos finitos;
 - 3.2. Simulação estática;
 - 3.3. Validação experimental do modelo numérico.
4. Avaliação econômica:
 - 4.1. Avaliação dos custos.

III REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 INTRODUÇÃO À SECAGEM

3.1.1 Importância da Agricultura

A agricultura sempre representou, em economias capitalistas, um setor estratégico para o desenvolvimento econômico. Pelo próprio fato de este setor anteceder historicamente aos demais setores, pode-se concluir que o desenvolvimento da economia ocorre, em um primeiro momento, pela transferência de renda do setor agrícola, principal gerador da riqueza em economias tradicionais, para o setor industrial e de serviços.

Classicamente, as funções da modernização da agricultura para o desenvolvimento econômico têm sido a liberação de mão-de-obra para o setor industrial; o suprimento de capital para financiamento de investimentos industriais; o suprimento de divisas estrangeiras através da exportação de produtos agrícolas; a criação de um mercado interno para produtos industriais; e o fornecimento de produtos alimentícios e matérias primas a custos constantes ou decrescentes (SOUZA, 1998).

Em 2001, o setor agropecuário brasileiro contribuiu com cerca de 8% na formação do Produto Interno Bruto (PIB) nacional, o que corresponde a R\$ 99,40 bilhões em valores de 2001. No acumulado do primeiro semestre de 2002, o PIB da agropecuária cresceu 4,59%, alcançando a projeção de R\$103,96 bilhões para este ano (Figura 3.1-1).

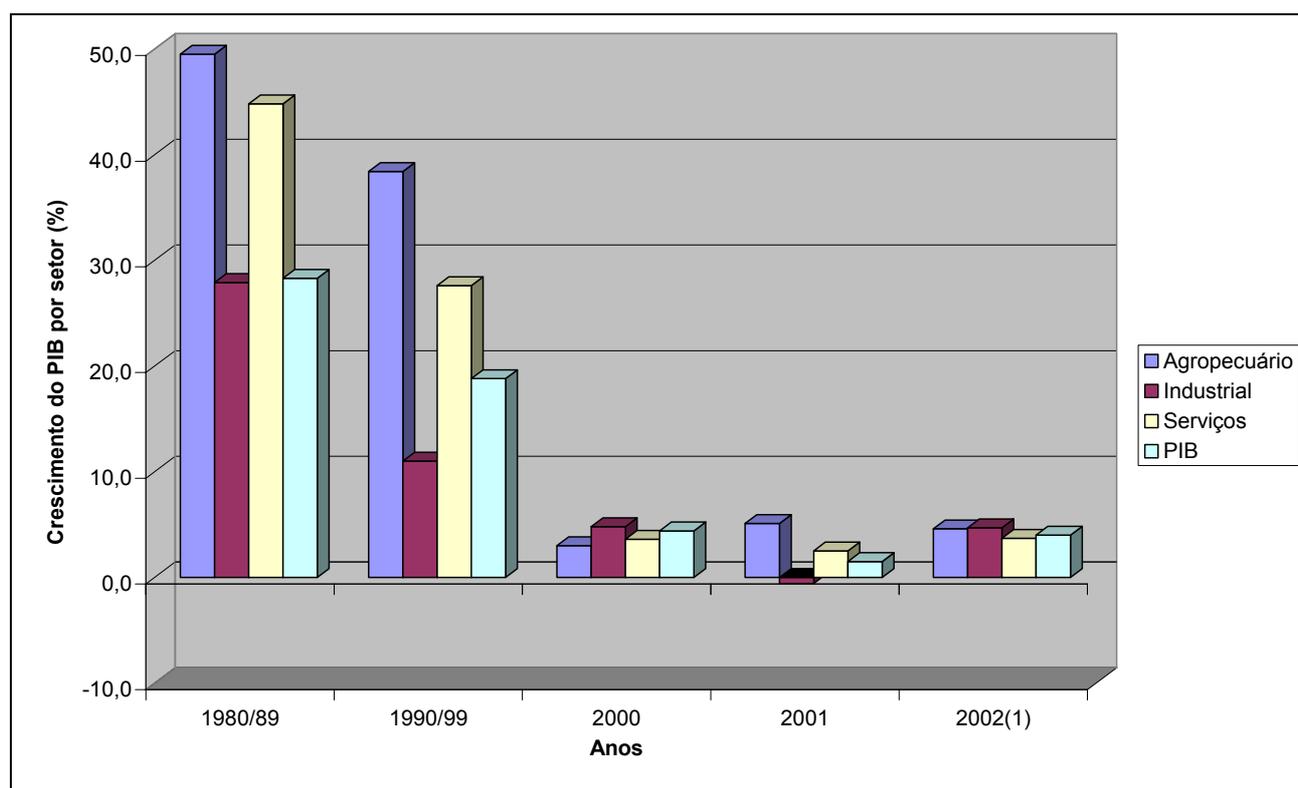


Figura 3.1-1: Crescimento do PIB por setor.

Segundo o conceito de agronegócio, que inclui desde o produto primário até sua industrialização e comercialização, passando pelos setores de insumos, máquinas e implementos, a geração de renda do setor eleva-se a 27% do PIB, somando R\$ 344,95 bilhões. Nos primeiros seis meses deste ano, o PIB do agronegócio cresceu 2,72%, atingindo a projeção de R\$ 354,36 bilhões, segundo a Confederação da Agricultura e Pecuária do Brasil (CNA, 2002), com base em dados de estudo conduzido em parceria com o Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada da Universidade de São Paulo (Cepea-USP). O setor, segundo o Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE, 2002), capitaliza um aumento de 34% no volume comercializado de adubos e fertilizantes, além da expansão de 11,1% nas vendas de máquinas e equipamentos agrícolas. A desvalorização do real frente ao dólar e a recuperação dos preços internacionais de algumas commodities têm auxiliado os produtores. A exportação de soja, por exemplo, somou 2,17 milhões de toneladas no primeiro semestre deste ano contra 725 mil toneladas do mesmo período de 2001.

Os números apurados pela CNA nos oito primeiros meses do ano indicam que o PIB do setor pode fechar 2002 em R\$ 60,30 bilhões ante os R\$ 54,54 bilhões registrados no ano passado. O levantamento feito pela CNA, em parceria com o Centro de Estudos Avançados Em Economia Aplicada da Universidade de São Paulo (Cepea-USP), mostra também que houve recuperação na renda do setor pecuário, que deve crescer 0,89% neste ano (2002). Com isso a pecuária pode registrar PIB de R\$ 45,6 bilhões em 2002 ante os R\$ 44,86 bilhões verificados no ano passado.

Ao longo dos últimos anos, a indústria de produtos alimentares tem se constituído em importante ponto de apoio para amenizar as dificuldades por que tem passado a economia brasileira. Apesar do forte crescimento de segmentos industriais ligados ao complexo metal-mecânico, típico de países recentemente industrializados, o setor produtor de alimentos persiste representando uma parcela expressiva da atividade industrial brasileira.

A atividade rural ocupa 24,2% da população economicamente ativa (PEA), ou 17,4 milhões de trabalhadores. O desempenho da agricultura, isoladamente, pode ser avaliado pelas colheitas recordes de grãos, especialmente de soja, milho, arroz, feijão e trigo (CNA, 2002).

O setor agropecuário tem ampliado, de maneira substancial, sua participação na pauta de exportações do País, gerando uma receita cambial US\$ 23,9 bilhões em 2001, o que representa mais de 30% das vendas brasileiras ao exterior. No ano de 2001, a agropecuária registrou um superávit de US\$ 19 bilhões na balança comercial, sendo o único setor da economia a apresentar resultado positivo num período recente, o que atesta sua competitividade e importância na geração de divisas para o País (CNA, 2002), Figura 3.1-2.

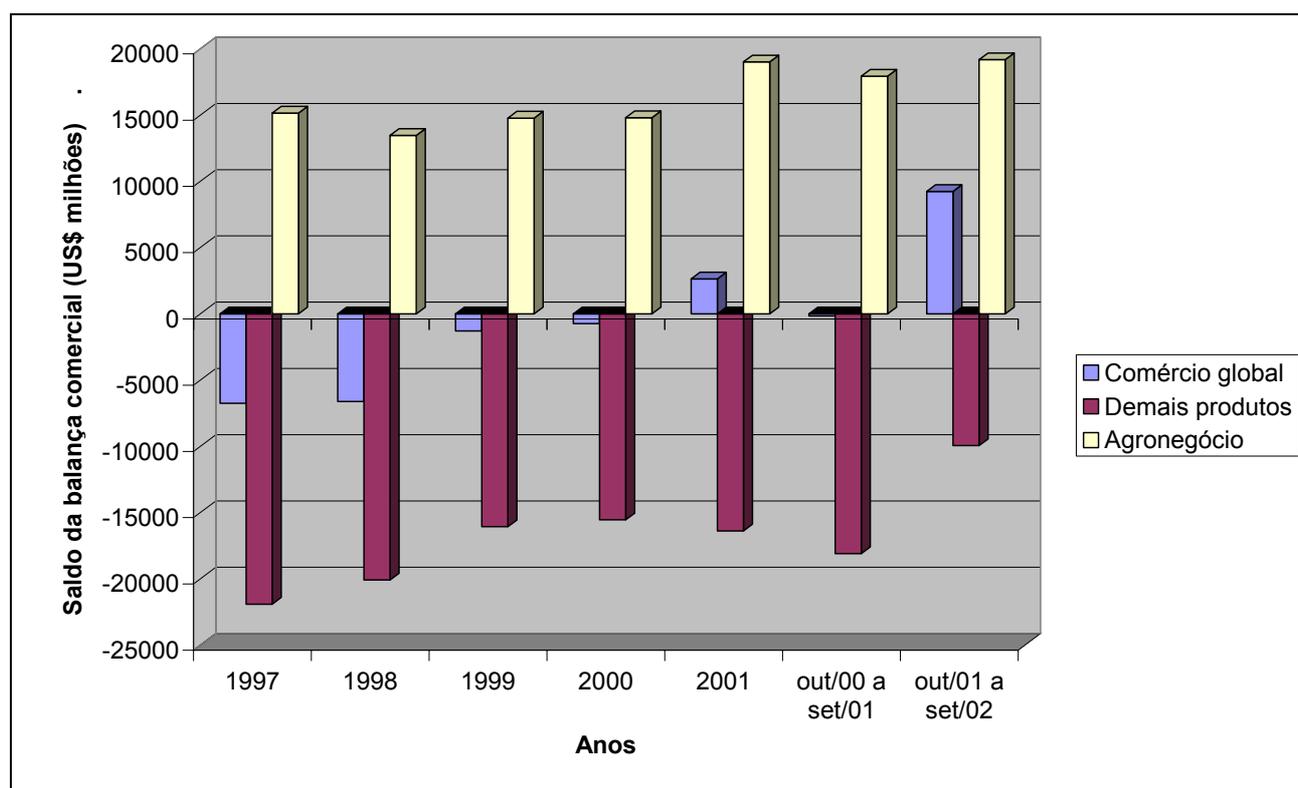


Figura 3.1-2: Saldo da balança comercial.

3.1.2 Evolução Recente da Produção Brasileira no Contexto Mundial

No início da década de 70, o desempenho da agricultura brasileira apresentou um significativo crescimento da produção de produtos exportáveis em detrimento das culturas de mercado interno, o que se deveu ao padrão de acumulação da década, que exigia ainda crescentes aumentos nas exportações de produtos agrícolas, com o objetivo de fazer frente às importações industriais e tentar amenizar as disparidades na balança comercial.

No período de 1971 a 1979, houve um crescimento significativo na oferta de produtos exportáveis, enquanto a quantidade de produtos alimentares domésticos cresceu a um ritmo menor, sendo que algumas culturas mantiveram-se praticamente estagnadas, e outras inclusive, regrediram devido à competição por terra entre culturas domésticas e de exportação em algumas regiões (SOUZA, 1998).

Durante os anos 80 – mais precisamente entre 1980 e 1988 – a agricultura exibiu uma taxa anual de crescimento geométrico de 3,11%, enquanto que no mesmo período, a

indústria cresceu 1,2%. Estas taxas nos anos 70 foram de 4,7% e 9,3% para agricultura e indústria respectivamente, ou seja, a agricultura reduziu a sua taxa média de crescimento em 1,6 pontos percentuais, enquanto a indústria perdeu 8 pontos na década de 80, quando comparada à década anterior (SOUZA, 1998).

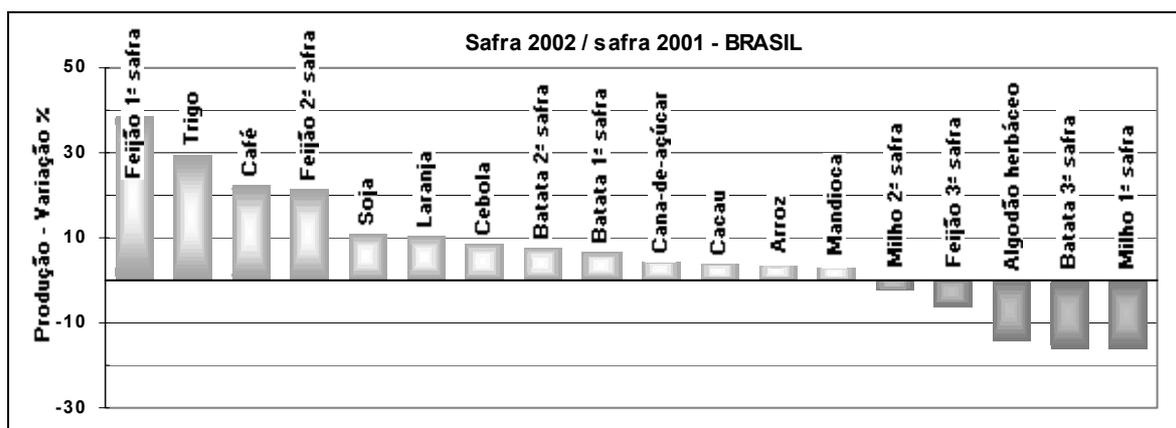
Este crescimento apresentado pela agricultura, sobretudo na década de 80, deu-se com o revigoreamento da produção de alimentos para o mercado interno, dado que o arrefecimento do crescimento econômico e a conseqüente recessão no mercado de trabalho tenderam a elevar a produção de alimentos pelo deslocamento de mão-de-obra para estas atividades.

O crescimento na produção brasileira de grãos (cereais, leguminosas e oleaginosas) foi de 56,0% entre 1980 e 1995, passando de 50,8 milhões de toneladas para 79,3 milhões de toneladas, enquanto que o crescimento da população e do PIB real no mesmo período foram de 28,62% e 45,5% respectivamente (SOUZA, 1998).

A produção do complexo carnes, próxima a 15,9 milhões de toneladas/ano, tem uma participação expressiva no PIB do setor. Em 2001, foram produzidas 6,9 milhões de toneladas de carne bovina; 6,8 milhões de toneladas de carne de frango; e 2,2 milhões de toneladas de carne suína (CNA, 2002).

Outras culturas expressivas no Brasil, e nas quais o País lidera a produção mundial, são a cana-de-açúcar, com 346 milhões de toneladas em 2001; frutas cítricas, com 32 milhões de toneladas; café em grão, com mais de 28,2 milhões de sacas; e laranja, com 328 milhões de caixas. A esse conjunto soma-se ainda a produção florestal, principalmente madeira e carvão vegetal, além do segmento de pescados, responsáveis por uma receita anual superior a R\$ 4 bilhões (CNA, 2002).

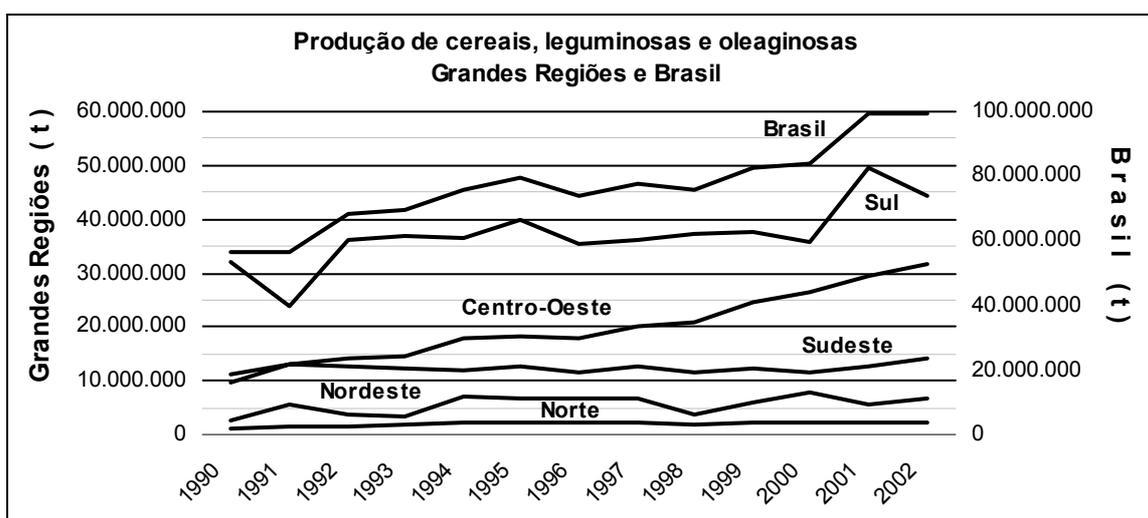
Analisando-se o gráfico mostrado na Figura 3.1-3, percebe-se que, dentre os dezoito produtos analisados e utilizados como indicadores, treze apresentam variação positiva na estimativa de produção para 2002 em relação ao ano anterior.



Fonte: IBGE (2002).

Figura 3.1-3: Comparação das estimativas de produção para as safrs de 2002 e 2001.

A produção total de cereais, leguminosas e oleaginosas poderá atingir em 2002 algo em torno de 98,625 milhões de toneladas, superior 0,08% à safr passada que foi de 98,544 milhões de toneladas (Figura 3.1-4). No que se refere às grandes regiões, a produção brasileira está assim distribuída: Norte; 2,254 milhões de toneladas; Nordeste, 6,634 milhões de toneladas; Centro-Oeste, 31,135 milhões de toneladas; Sudeste, 14,169 milhões de toneladas e região Sul 44,433 milhões de toneladas (IBGE, 2002).



Fonte: IBGE (2002).

Figura 3.1-4: Estimativa de produção para a safr de 2002.

A abertura dos mercados agrícolas por parte dos países desenvolvidos, condição indispensável ao enfrentamento do caos social mundial, deverá concretizar, enfim, a profecia segundo a qual o Brasil se transformará no celeiro do mundo. Mas para que isso aconteça, o país terá que trabalhar para fortalecer o agronegócio, setor que em 2001 respondeu por 27% do Produto Interno Bruto (PIB) e apresentou um superávit da ordem de US\$ 19 bilhões na balança comercial. A opinião é de Roberto Rodrigues, presidente da Associação Brasileira de Agrobusiness (ABAG, 2002) e atualmente Ministro da Agricultura.

No cenário mundial, de acordo com o prognóstico do USDA - Departamento de Agricultura dos Estados Unidos, publicado no relatório de safras referente ao mês de novembro, a produção mundial de oleaginosas (grãos), na safra 2002/2003, será 0,6% menor que a verificada na safra anterior (Quadro 1).

Quadro 1: Produção mundial de oleaginosas.

Oleaginosas – Produção Mundial Prevista (em milhões de toneladas)			
Discriminação	Safra 2002/2003	Safra 2001/2002	Diferença (%)
Oleaginosas – grãos	321,7	323,5	-0,6
Oleaginosas - farelos	186,0	182,5	1,9
Óleos Vegetais	91,8	91,0	0,9

Fonte: USDA – WASDE (Word Agricultural Supply and Demand Estimates – Novembro 2002).

3.1.3 Situação da Indústria Agro-Alimentar no Brasil

A Indústria Agro-alimentar está subdividida em empreendimentos que atuam na transformação básica dos produtos da Agropecuária caracterizando uma transformação primária (produtos intermediários) e as empresas que atuam nas transformações secundárias (produtos finais). O mercado do setor de transformação primária é constituído pela exportação e por outras indústrias. Como algumas também atuam na transformação secundária, verifica-se o seu relacionamento com o consumidor final o que, no entanto, não é uma característica específica do setor. É interessante notar que, no Brasil, esta atividade é, por alguns, cognominada por Agroindústria, reservando-se o termo Indústria de Alimentos

para as que processam os produtos para consumidor. Os principais segmentos que compõem a Agroindústria de transformação primária são: açúcar e álcool, moinhos de trigo e outros cereais, óleos vegetais, suco de laranja, polpa de tomate e de outros vegetais e frutas, carnes vermelhas e de aves congeladas (ABIA, 1993).

Quanto ao segmento que atua nas transformações secundárias e finais dos produtos da agropecuária, a Indústria de Alimentos, tanto efetua o processamento da matéria-prima agropecuária quanto o da adquirida das empresas de transformação primárias. Nesse último caso, não estabelece uma relação direta com o setor agropecuário. O que distingue é o fato de realizar vendas diretamente ao consumidor final, implicando estratégias de comercialização mais elaboradas.

O desempenho deste setor está estreitamente relacionado à sua articulação com o setor agropecuário. Ele pressiona pela introdução e difusão de um padrão técnico de produção, bem como pela organização desse setor de forma a atender os requisitos necessários à sua operação.

O baixo custo da produção agropecuária é, assim, fator fundamental para a obtenção de estruturas de custos e margens de lucros das Agroindústrias. Esse fato faz com que as Agroindústrias procurem se apropriar de parte ou, às vezes, até mesmo de todo o excedente do setor agropecuário.

Estudos têm mostrado que, além da integração da Agroindústria com a Agricultura (entendimento da cadeia), a grande dificuldade para a Indústria de Alimentos aumentar a competitividade via produtividade e qualidade é a adequação das matérias-primas (ABIA, 1993).

As perdas pós-colheita, quantitativas e qualitativas - atingem proporções preocupantes e que, via de regra, são causadas quer pela escolha de cultivares inadequados, quer pela não utilização ou disponibilidade de técnicas adequadas de pós-colheita, principalmente quanto ao acondicionamento, uso de equipamentos obsoletos, mal conservados ou mal operacionados, transporte e conservação das matérias-primas agropecuárias, fases que antecedem a sua industrialização (ABIA, 1993). A Figura 3.1-5 mostra o desperdício de alimentos no Brasil de alguns produtos (Fonte: ITAL e IPEA).

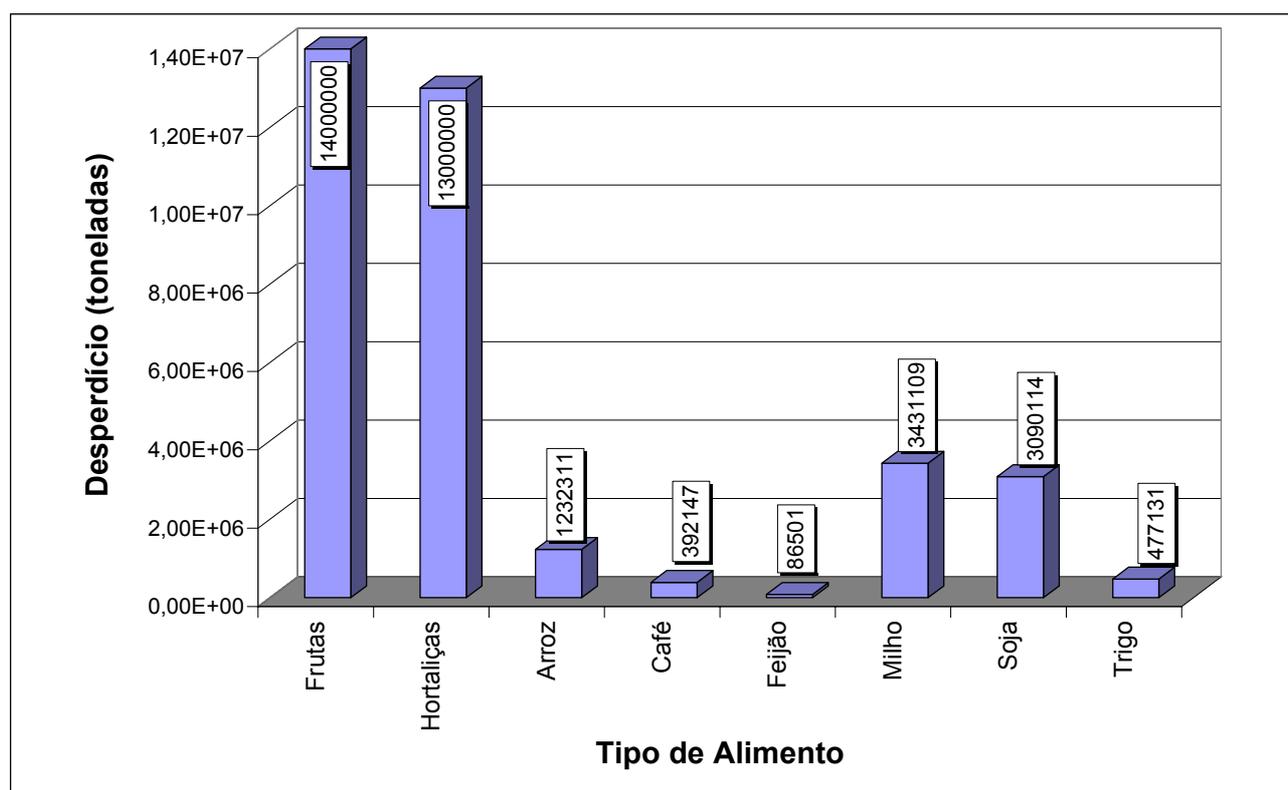


Figura 3.1-5: Desperdícios de alimentos no Brasil.

Estes valores correspondem a algo entre 10% a 30% de grãos se perdem no caminho entre a lavoura e o consumidor final. Entre a produção de frutas (30 milhões de toneladas por ano), o desperdício varia entre 20% e 35%, enquanto no segmento de hortaliças (27 milhões de toneladas por ano) as perdas oscilam entre 20% e 50%. Estima-se que o valor total do desperdício atinja R\$ 4,5 bilhões, valor correspondente à despesa anual que o futuro governo terá para financiar o projeto Fome Zero.

A redução da fome no Brasil passa pelo combate ao desperdício. A quantidade de alimento que se perde todos os anos na cadeia produtiva agrícola seria suficiente para garantir o sustento de pelo menos um terço dos famintos do País.

Isto vem exigindo do complexo científico-tecnológico do país atenção e esforços especiais para auxiliarem na resolução desses problemas, permitindo que as perdas agrícolas sejam minimizadas, melhorando sua qualidade e, desta forma, possa-se atender às necessidades da Indústria Agroalimentar com mais eficiência.

3.1.4 Histórico da Secagem e da Conservação de Alimentos

O homem habita sobre a terra há cerca de dois milhões de anos. A não ser por uma minúscula fração desse tempo, dedicou-se à caça de animais e à colheita de plantas, dependendo essencialmente da natureza para alimentar-se. O homem primitivo deve ter certamente experimentado quase todos os recursos vegetais, tornando-se assim perito na distinção dos que serviam para comer. Tornou-se excelente caçador e pescador (HEISER, 1977).

Cerca de 10.000 anos atrás, começaram a mudar os hábitos humanos de obtenção de alimentos e, com o passar do tempo, o homem deixou de ser apenas um caçador-colhedor para tornar-se um produtor de alimentos. Por meio do cultivo de plantas o homem se tornou capaz de produzir mais alimentos com menor esforço. Havendo uma fonte segura de alimentação, foi possível que maior número de pessoas passassem a viver juntas possibilitando a formação de aldeias e cidades.

As evidências acumuladas durante estes últimos anos indicam que a agricultura provavelmente teve suas origens no Oriente Médio - muito embora, ao contrário do que antes se supunha, não nos férteis vales dos rios da Mesopotâmia, que se tornariam importantes centros da primitiva civilização, mas sim nas regiões montanhosas e semi-áridas próximas (HEISER, 1977).

O método mais antigo e ainda usado na secagem de alimentos é expô-los ao sol.

No paleolítico, a carne e os alimentos estocados eram consumidos secos ou reidratados através de fervura: ebulição que se processava em recipientes de madeira, de cascas ou de pele, nas quais se jogavam, de quando em quando, pedras aquecidas.

Além da secagem e da defumação das carnes – práticas usadas desde o paleolítico superior – há outras, que surgiram aparentemente mais tarde: a salga e todo tipo de fermentação controlada que permitem obter produtos que se conservam por muito tempo.

FLANDRIN e MONTANARI (1998) relatam que o consumo de bolos preparados com figos secos (no século XII a.C.), muito doces, frescos ou secos, substituíam, na alimentação dos pobres, os produtos adoçantes mais caros, como o mel.

No Novo Mundo, a agricultura começou alguns milhares de anos mais tarde que no Oriente Médio, e teve suas origens no México. Alguns indícios de plantas de cultivo mais antigos são encontrados nas regiões desérticas do sudoeste, em Tamaulipas, tendo-se achado cabaças, abóboras, feijões e pimentas-chili datados entre 7000 e 5500 a.C. (HEISER, 1977).

A neve, comum em certas regiões andinas, não favorece a conservação das batatas, mas os índios descobriram um modo de transformá-la em aliada. Deixavam as batatas congelar à noite e no dia seguinte pisoteavam-nas enquanto a neve derretia. Esse processo, repetido várias vezes, elimina a água, daí resultando a batata dessecada, chamada chuño, que pode ser guardada para uso adequado quase indefinidamente. Assim, originou-se um dos primeiros alimentos desidratados-congelados do homem (HEISER, 1977 e KIPLE e ORNELAS, 2000).

Embora os métodos de secagem natural sejam ainda usados em lugares em que o clima é favorável, a mera exposição dos alimentos ao Sol é um processo muito lento e incerto para secagem destes produtos. Assim, foram adotados métodos de secagem forçada.

No século XIX, a denominada Revolução Industrial assinala transformações no tratamento dos alimentos através do desenvolvimento de processos que prolongam o prazo de validade e asseguram a qualidade dos mesmos, com a produção em escala oferecendo preços interessantes para alguns dos insumos básicos de alimentação (PROENÇA, 2000).

Uma das grandes vantagens dos alimentos secos é a sua facilidade de transporte, pois eles são mais leves e ocupam muito menos espaço que os mesmos alimentos na condição fresca. Por isto, a guerra foi um grande fator motivador na invenção de processos artificiais para secagem de alimentos. Na Primeira Guerra Mundial foi necessário secar alimentos para alimentar os soldados em combate. Infelizmente, não havia nenhuma indústria de secagem de alimentos, exceto a produção de frutas secas na Califórnia e de peixes secos. Foram transportadas batatas cruas em grande quantidade, e tomates e outras comidas frescas. Quando disponíveis, foram comprados localmente na França; mas esse abastecimento começou a se sobrecarregar devido ao grande número de soldados (KEEY, 1972).

Alguns processadores de alimentos tentaram secar legumes, mas, infelizmente, eles não sabiam como proceder e a guerra terminou antes que eles aprendessem. Um produto que chegou à França foram batatas secas. As batatas eram cortadas em tiras e secas com

calor artificial. Já na Segunda Guerra Mundial, os alimentos secos foram muito utilizados devido às suas vantagens quanto ao transporte e à manutenção da qualidade dos produtos.

Com a necessidade surgiram em cada indústria métodos secantes mais confiáveis e mais rápidos, porém os processos foram desenvolvidos empiricamente, freqüentemente sem pensar na possível aplicação em outras indústrias que trabalhavam com materiais semelhantes (GARARD, 1974).

Durante os anos 60 e 70, as pesquisas que envolvem a manipulação e a conservação de alimentos apresentaram um progresso acentuado, com o surgimento de processos variados visando à adequação à multiplicidade de alimentos utilizados (PROENÇA, 2000).

3.1.5 Breve histórico do processamento de alimentos.

Inicialmente, a remoção de água de alimentos sólidos surgiu como uma forma de reduzir a atividade de água (a_w), para inibir o crescimento microbiano; mas posteriormente passou a ter grande importância na redução dos custos energéticos, de transporte, embalagem, e armazenagem destes alimentos, que possuem grande quantidade de água em sua composição.

O método mais antigo de processamento de frutas é a secagem pelo sol. No antigo Egito, uvas eram secas por exposição ao sol sem nenhum tratamento prévio. Os ataques de insetos e a fermentação eram os principais problemas associados ao início da preocupação humana com a preservação das frutas.

Outro método usado para a conservação de uvas foi a fermentação, através da qual se produzia vinho e vinagre. As leveduras estavam presentes na pele das frutas. A taxa e a extensão da fermentação podiam ser controladas pela adição de mel. A temperatura podia ser controlada pelo armazenamento em cavernas e a exposição ao ar (oxigênio) era reduzida pelo uso de recipientes de cerâmica especiais. Com o passar dos séculos os conhecimentos foram tornando-se maiores e a indústria de vinhos e vinagres passou a apresentar produtos melhores.

A condimentação também vem sendo utilizada para a conservação de frutas desde os tempos antigos. Em geral, os condimentos contêm álcool que tem como função de antioxidante, além de adicionar sabor, cor e aroma às frutas.

Outro método de preservação que tem sido usado desde os tempos bíblicos é a preservação química de frutas pelo uso de vinagre, vinho e açúcar.

O grande salto em relação aos processos de conservação de frutas aconteceu com o início dos tratamentos térmicos, com a preservação de frutas pelo calor. Nicholas Appert aperfeiçoou o processamento térmico de frutas, vegetais e carnes e publicou seu método em 1810, recebendo 12.000 francos do Governo da França por seu trabalho. Desde então, a tecnologia dos tratamentos térmicos vem sendo desenvolvida e inovada.

Segundo KEEY (1972), a secagem durante muitos séculos, foi realizada com métodos totalmente sem técnica. Durante a Revolução Industrial na França foi descrita uma das primeiras técnicas de secagem de papel em folhas em uma sala com circulação de ar. Um século depois, outra técnica foi descrita em Londres na “Grande Exibição”, também para a secagem de papel em cilindros aquecidos. Leite em pó e vegetais também eram secos através de um pequeno aquecimento. Fornos simples eram usados para a secagem de amido e porções de sal.

A partir daí uma série de novos métodos de secagem foi surgindo, devido à crescente necessidade de métodos mais eficientes e rápidos. Apesar desta evolução na arte da secagem, métodos complexos de secagem começaram a ser propostos só no fim do século XIX, como, por exemplo, patentes de secador à radiação térmica e secador a vácuo. Estas inovações foram gradualmente sendo proliferadas e incorporadas pela indústria.

A alimentação constitui uma das atividades humanas mais importante, não só por razões biológicas evidentes, mas também por envolver aspectos sociais, psicológicos e econômicos fundamentais na dinâmica da evolução das sociedades. Os recursos envolvidos em alimentação, em termos de mercado, são consideráveis, perfazendo um montante bastante superior a setores como o automobilístico, eletrônico ou de armamento.

Após a Segunda Guerra Mundial, o rápido processo de industrialização, a urbanização acelerada resultando o aumento da distância entre a moradia e o local de trabalho, a adoção de novos horários de trabalho, e o índice crescente de ocupação feminina fora de casa, reforçaram a necessidade de alimentação nos locais de trabalho (PROENÇA, 2000).

Notam-se mudanças expressivas nos padrões de consumo alimentar das populações urbanas, em dois diferentes sentidos. Num primeiro, a valorização de produtos são, limpos de resíduos de insumos, e frescos, que levam à demanda de produtos “naturais”. E num sentido contrário, desenvolve-se uma valorização dos aspectos de praticidade e funcionalidade dos produtos (rapidez de cozimento, longa conservação, adaptabilidade a diversas necessidades, acessibilidade, informação e diferenciação) (SOUZA, 1998).

A tendência de agregação crescente de valor aos produtos primários, no sentido de oferecer maior diversidade de opções e praticidade de consumo, implica em uma elevação do custo deste produto alimentar, após sucessivas agregações de valor na cadeia produtiva e também em uma redução nos efeitos das oscilações de preços pagos ao produtor sobre o custo final dos alimentos. A produção, então, pode ser completamente absorvida pela indústria e pelos canais de circulação e distribuição.

Com esta visão, a obtenção de novas possibilidades de aproveitamento dos produtos agropecuários permitiu que as exportações tivessem participação mais expressiva de produtos com valor agregado mais elevado.

Além disso, a necessidade de diversificação permanente de linha de produção confere à tecnologia de produto/processo uma importância fundamental nas estratégias de concorrência das empresas.

A relação da indústria de alimentos com o segmento agropecuário se caracteriza pelo fato de que, ao estabelecer como um dos principais fatores de concorrência a diferenciação de produtos, exige do segmento agropecuário a garantia de fornecimento de matérias-primas com determinadas especificações de qualidade em quantidades e custos adequados à operação do setor industrial. Serve como um elemento de difusão do progresso técnico aos agricultores.

3.1.6 Justificativa da escolha da Secagem

A tecnologia da conservação de alimentos consiste, atualmente, na aplicação de alguns princípios físicos ou químicos a seguir descritos: uso de altas e baixas temperaturas, eliminação de água, adição de substâncias químicas, uso de certas radiações e filtração. Resultam desses processos transformações físico-químicas capazes de prolongar a vida do alimento. Assim, teremos a seguir, alguns processos tecnológicos da conservação de alimentos conhecidos atualmente: altas temperaturas; baixas temperaturas; eliminação de água (secagem adiabática, secagem por transferência de calor através de superfície sólida, secagem por expansão, liofilização, concentração e prensagem); aditivos químicos e irradiação. A conservação de alimentos através da redução da quantidade de água se deve à paralisação ou redução da atividade de microrganismos e sistemas enzimáticos.

Os novos comportamentos alimentares observados ressaltam que as pessoas estão dando menos importância às refeições tradicionais e, concomitantemente, aumentando as preocupações com relação à nutrição e à procura por refeições equilibradas e saudáveis, embora diminuam o tempo disponível para ocupar-se com a alimentação. A modificação da estrutura familiar é também colocada como fator importante, na medida em que é crescente a tendência das pessoas morarem sós, jovens estudantes, solteiros, divorciados e idosos. Considera-se, ainda, a progressão global do poder de compra observada em vários países desenvolvidos e a valorização do tempo livre com o desenvolvimento de estruturas de lazer (PROENÇA, 2000).

Portanto, nota-se que, com o surgimento das necessidades de as pessoas passarem a maior parte do tempo no trabalho e, por isso, fazerem refeições fora de casa, surgiu também a procura por alimentos prontos e semiprontos. A rapidez e a facilidade no preparo destes alimentos foram tidas como as grandes vantagens destes alimentos e, assim, o consumo destes produtos cresceu muito. Devido ao consumo desse tipo de produto, os alimentos secos ficaram em segundo plano, havendo então um desaquecimento deste método de conservação.

Atualmente, percebe-se um refortalecimento da secagem de produtos agropecuários devido à retomada da discussão da recuperação da qualidade da vida, que insere a importância de preparo de refeições saudáveis, mas com as limitações do tempo imposto

pela vida moderna. Outro fator é a crescente demanda das indústrias que produzem alimentos chamados de instantâneos (prontos e semiprontos) que utilizam alimentos secos como matéria-prima. A facilidade de manuseio e de armazenagem dos produtos secos também é um importante fator no atual mundo globalizado. Além disso, os alimentos secos retomam seu mercado devido ao seu preço compatível com os alimentos processados denominados de “pratos-prontos” (PARK, OLIVEIRA e BROD, 2002).

3.2 TEORIA DE SECAGEM

3.2.1 Princípios de Secagem

O objetivo máximo de qualquer processamento é a manutenção das qualidades do produto. Portanto, para o dimensionamento e controle ótimos de processos e equipamentos de processamentos é necessário quantificar a deterioração de qualidade do material que está sendo manuseado.

A qualidade de um produto depende do seu uso final que, por sua vez dirá qual a característica necessária da qualidade que deverá ser conservada. Assim, é o critério de conservação de qualidade que dita o nosso processo de secagem.

A secagem é uma das mais antigas e usuais operações unitárias encontradas nos mais diversos processos usados em indústrias agrícolas, cerâmicas, químicas, alimentícias, farmacêuticas, de papel e celulose, mineral e de polímeros. É também uma das operações mais complexas e menos entendida, devido à dificuldade e deficiência da descrição matemática dos fenômenos envolvidos de transferência simultânea de calor, massa e quantidade de movimento no sólido. Assim a secagem é um conjunto de ciência, tecnologia e arte, ou seja, um *know-how* baseado em extensiva observação experimental e experiência operacional (MENON e MUJUMDAR, 1987).

KEEY (1972) define a secagem como sendo a remoção de uma substância volátil (comumente, mas não exclusivamente, água) de um produto sólido, isto é, a operação na qual a atividade de água de um alimento é diminuída pela remoção da água, através de sua vaporização. A água presente no sólido é chamada de umidade. Portanto, a secagem de nosso interesse é caracterizada pela evaporação da água do material biológico.

Em seu outro livro, KEEY (1978) afirma que esta definição de secagem exclui a concentração de uma solução e a remoção mecânica de água por filtragem ou centrifugação. Exclui também métodos térmicos relacionados à destilação, tais como a desidratação azeotrópica de alguns líquidos orgânicos. Esta definição, contudo, nos leva a uma grande variedade de tipos de equipamentos, abrangendo desde simples fornos a grandes câmaras em que soluções de sólidos são vaporizadas contra uma corrente de ar quente formando um produto seco.

As razões para a secagem são tantas quantos são os materiais que podem ser secos. KEEY (1978) descreve que um produto tem que estar capacitado para um processo subsequente ou para ser vendido. Assim, existem materiais que necessitam de uma determinada umidade para poderem ser prensados, moídos ou peletizados. Pós necessitam ser secos a baixos conteúdos de umidade, permitindo um armazenamento satisfatório. Custos de transportes também são reduzidos pela remoção de grande parte da água contida no produto. Vegetais desidratados possuem um sabor enriquecido e são também utilizados em pratos rápidos (*fast food*) e caros (PAN *et al.*, 1997 a).

O engenheiro tem que escolher um secador que seja capaz de obter as propriedades do produto a ser obtido. Deste modo, a utilização de secadores em escala pequena ou laboratorial é sempre uma boa alternativa para a escolha final do secador industrial, pois esses possibilitam a determinação das características de secagem do material que são requeridas para predizer o modo como a matéria-prima irá secar em escala industrial (KEEY, 1978). Assim, o autor sugere o algoritmo da Figura 3.2-1, para o projeto apropriado de um secador.

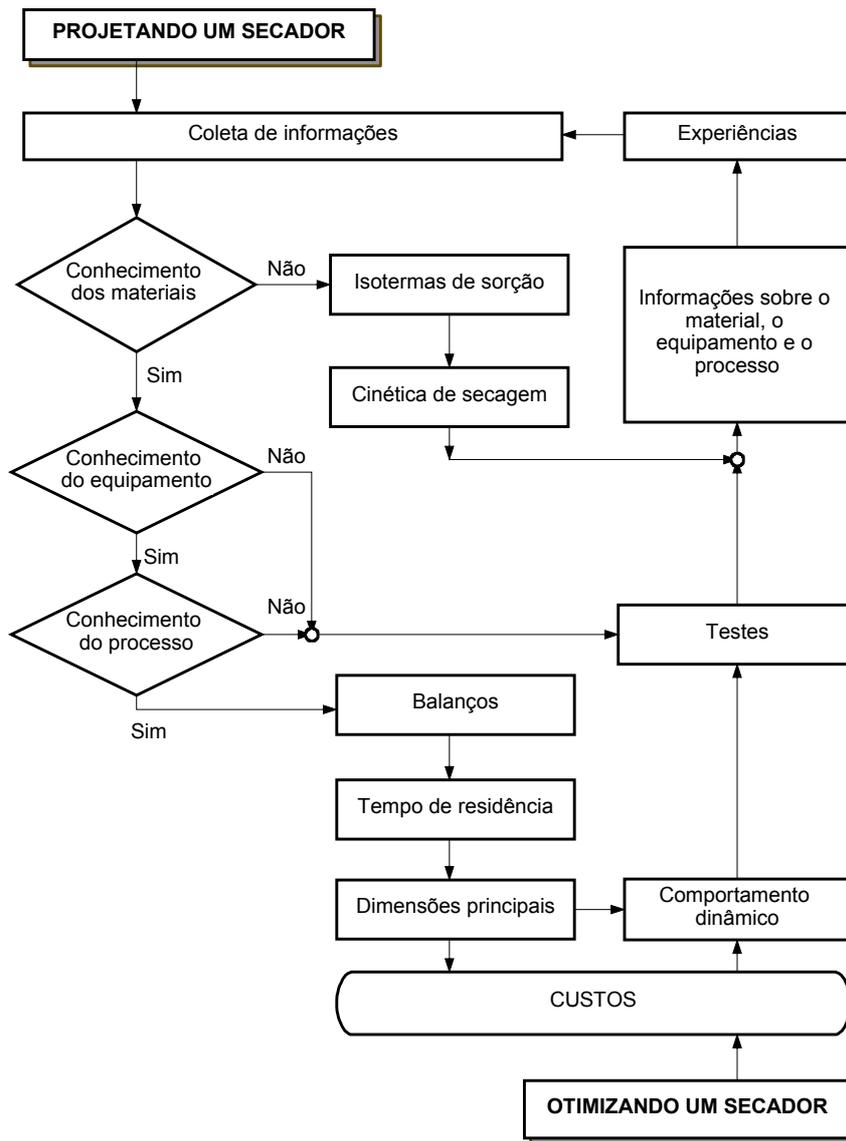


Figura 3.2-1: Algoritmo de KEEY (1978) para o projeto de um secador.

Conforme pode ser observado, não é necessário apenas o conhecimento do comportamento dos secadores e sua adequação nos processo, mas também é necessário conhecer certas características do produto a ser seco.

Durante a secagem é necessário um fornecimento de calor para evaporar a umidade do material e também deve haver um sorvedor de umidade para remover o vapor d’água, formado a partir da superfície do material a ser seco, conforme indica a Figura 3.2-2 (BROD, ALONSO e PARK, 1999 a).

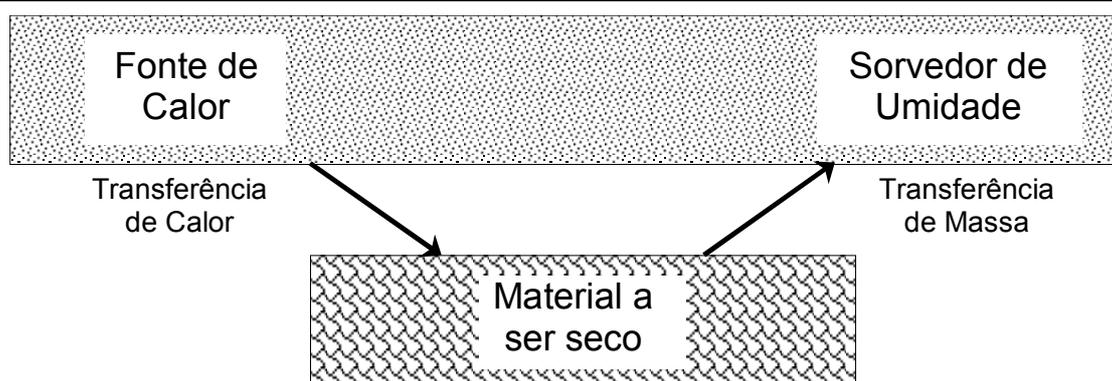


Figura 3.2-2: Diagrama do processo de secagem.

É este processo de fornecimento de calor da fonte quente para o material úmido que promoverá a evaporação da água do material e, em seguida, a transferência de massa arrastará o vapor formado.

Do ponto de vista de fornecimento de calor, os mecanismos básicos de transferência de calor empregados indicam os possíveis equipamentos necessários. A retirada do vapor de água, formado na superfície do material, é analisada do ponto de vista de movimento do fluido (mecânica dos fluidos), indicando também os possíveis equipamentos para esta finalidade (PARK, 1987).

Finalmente, as considerações sobre como água é transportada do interior do sólido à superfície fundamentam as teorias existentes na secagem.

Assim, observa-se que dois fenômenos ocorrem simultaneamente quando um sólido úmido é submetido a secagem (MENON e MUJUMDAR, 1987):

- ✓ Transferência de energia (comumente calor) do ambiente para evaporar a umidade superficial. Esta transferência depende de condições externas de temperatura, umidade do ar, fluxo e direção de ar, área de exposição do sólido (forma física) e pressão.
- ✓ Transferência de massa (umidade), do interior para a superfície do material e sua subsequente evaporação devido ao primeiro processo. O movimento interno da umidade no material sólido é função da natureza física do sólido, sua temperatura e conteúdo de umidade.

3.2.2 Mecanismos de Migração de Umidade

As considerações sobre como a água é transportada do interior do sólido à superfície fundamentam as teorias existentes na secagem (BROD, ALONSO e PARK, 1999 a).

O movimento de água do interior do material até a superfície é analisado pelos mecanismos de transferência de massa, que indicarão a dificuldade de secagem dos materiais. Durante a secagem, para que haja a evaporação de água da superfície do material ao ambiente, a água deve ser transportada do interior do sólido até a superfície. Representando em diagrama no interior do sólido, tem-se (Figura 3.2-3):

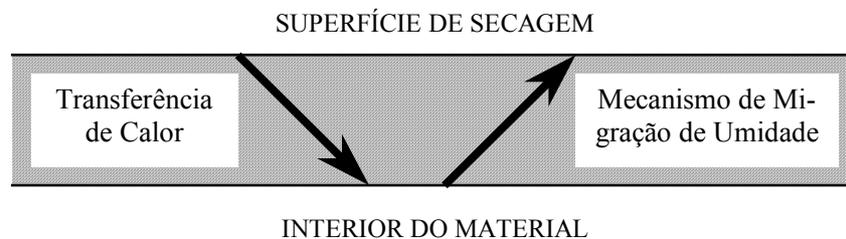


Figura 3.2-3: Diagrama da migração de sólido no interior de um sólido.

Os mecanismos mais importantes são:

- ✓ Difusão líquida: ocorre devido à existência do gradiente de concentração;
- ✓ Difusão de vapor: ocorre devido ao gradiente de pressão de vapor, causado pelo gradiente de temperatura;
- ✓ Escoamento de líquido e de vapor: ocorrem devido à diferença de pressão externa, de concentração, capilaridade e alta temperatura.

Todas estas considerações, tais como, conteúdo inicial de umidade do material, conteúdo final de umidade a que o material pode chegar (umidade de equilíbrio), como a água está relacionada com a estrutura do sólido e como o transporte da água é feito do interior à superfície do sólido durante a secagem, servem para fundamentar o fenômeno de secagem.

No entanto, estamos longe de estabelecer uma única relação teórica que possibilite generalizações para tratamentos na secagem.

3.2.3 Classificação da Matéria prima

Cada secador atende às diferentes necessidades de processo, que, em geral estão intrinsecamente vinculadas ao produto. O conhecimento das propriedades do material a ser seco é a primeira exigência do algoritmo de KEEY (1978) para dimensionamento de um secador.

Os produtos agrícolas são classificados em 2 grandes grupos do ponto de vista de perdas após a sua colheita.

Os grãos são classificados como deterioráveis, pois se enquadram nos produtos que deterioram lentamente. E, portanto, não necessitam de sistemas sofisticados para a sua conservação.

Os produtos que deterioram rapidamente são classificados como produtos perecíveis. Estes produtos exigem baixas temperaturas para a sua conservação, isto é, +5 a +15°C para produtos pouco perecíveis; +5 a –5°C para produtos medianamente perecíveis; e abaixo de –10°C para produtos altamente perecíveis.

3.2.4 Conteúdo de umidade

Um dos importantes parâmetros do material que será seco é o conteúdo de umidade do produto. O conteúdo de umidade de um produto é a proporção direta entre a massa de água presente no material e a massa de matéria. O conteúdo de umidade é a quantidade de água, que pode ser removida do material sem alteração da estrutura molecular do sólido, e pode ser expressa de duas maneiras:

✓ Base Seca (X_{bs}) – Em relação à massa seca do produto.

$$X_{bs} = \frac{m_{H_2O}}{m_{ms}} \quad (1)$$

✓ Base Úmida (X_{bu}) – Em relação à massa total do produto.

$$X_{bu} (\%) = 100 \frac{m_{H_2O}}{m_t} = 100 \frac{m_{H_2O}}{(m_{H_2O} + m_{ms})} \quad (2)$$

A preservação de um alimento, entre outros fatores, depende da quantidade da água presente no mesmo. Existem muitos métodos para determinar a umidade em alimentos.

A escolha do método vai depender da forma pela qual a água está presente na amostra, a natureza da amostra, da quantidade relativa de água, rapidez desejada na determinação e equipamento disponível.

A água pode estar presente na amostra sob duas formas:

- ✓ Água livre: é a água que está simplesmente adsorvida no material, e a mais abundante. É perdida facilmente às temperaturas em torno da ebulição.
- ✓ Água ligada: É a água da constituição, que faz parte da estrutura do material, ligada à proteínas, açúcares e adsorvida na superfície de partículas coloidais, e necessita de níveis elevados de temperatura para sua remoção. Dependendo da natureza da amostra, requer temperaturas diferentes para a sua remoção, que freqüentemente não é total e em alguns casos não é eliminada nem a temperaturas que carbonizem parcialmente a amostra.

O aquecimento da amostra pode causar a caramelização ou decomposição dos açúcares, perda de voláteis ou ainda a oxidação dos lipídeos. Portanto, é importante uma avaliação criteriosa e cuidadosa para a escolha do método mais adequado e conveniente à amostra e disponibilidade do laboratório.

Na determinação de umidade em matérias-primas, deve ser considerada a natureza da amostra: produto perecível ou produto deteriorável.

Os métodos normalmente utilizados mensuram apenas a água livre pela faixa de temperatura prevista nos mesmos.

Os métodos de determinação de umidade podem ser classificados em diretos e indiretos (ASAE, 1991 e WEBER, 1995). Nos métodos diretos, a umidade de uma amostra é removida e a determinação é feita pela pesagem. Nos métodos indiretos, as determinações são feitas mensurando características físicas do material relacionadas ao teor de umidade.

Por exemplo, medidores de umidade que medem a resistência elétrica do produto e a relaciona com o teor de umidade do produto. Os métodos indiretos devem ser calibrados por um método direto oficial.

A determinação da umidade dos grãos (deterioráveis) pelo método de estufa é baseada na secagem de uma massa conhecida de grãos, calculando-se o teor de umidade mensurando a massa de água perdida no processo (ASAE, 1991).

Para frutas e hortaliças (perecíveis) utilizam-se estufas a vácuo. A alta temperatura acelera uma série de reações químicas nas frutas e hortaliças que podem alterar a massa seca do produto, ou, que podem reter a umidade no produto, mascarando o conteúdo de umidade no produto (AOAC, 1990).

3.2.5 Isotermas de Sorção: atividade de água e umidade de equilíbrio

A determinação da atividade de água (a_w) é uma das medidas mais importantes no processamento e análise dos alimentos, devido a sua importância no que diz respeito à qualidade e estabilidade. A afinidade existente entre a água e os outros componentes de um produto definem sua higroscopicidade, que é muito marcante nos produtos alimentícios e torna-se uma característica fundamental que irá influenciar os processos de manuseio, estocagem e consumo de materiais biológicos (TEIXEIRA NETO e QUAST, 1977).

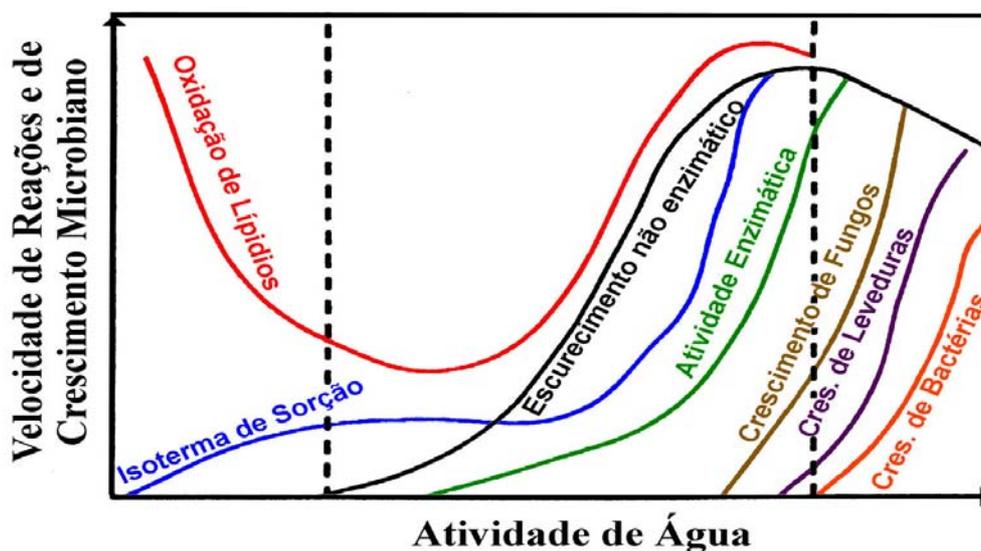
A água é um dos mais importantes componentes dos alimentos, afetando todas as suas propriedades físicas. A forma como a água afeta a natureza física e propriedades dos alimentos é complicada devido à interação entre a água e o meio, o que envolve a estrutura física bem como a composição química dos diversos solutos, incluindo polímeros e colóides ou partículas dispersas.

Quando um material biológico é exposto a uma certa umidade relativa do ambiente, ele reage no sentido de ajustar sua própria umidade a uma condição de equilíbrio com o ambiente. Isto ocorre quando a pressão de vapor da água na superfície do material se iguala à pressão de vapor de água do ar que o envolve (TREYBALL, 1968).

É possível estabelecer uma relação estreita entre o teor de água livre no alimento e sua conservação. O teor de água livre é expresso pela atividade de água (a_w) que é dada pela relação entre a pressão de vapor de água em equilíbrio sobre o alimento, e a pressão de

vapor de água pura, à mesma temperatura. A atividade de água também pode ser entendida como a umidade relativa em equilíbrio com o produto na temperatura considerada (MOHSENIN, 1986).

O valor máximo de atividade de água é 1, para a água pura. Nos alimentos com A_w acima de 0,90 podem formar soluções diluídas com os alimentos servindo de substrato para reações químicas e desenvolvimento microbiano. Quando a a_w baixa entre 0,40 e 0,80 há uma aceleração das reações químicas pelo aumento da concentração dos substratos. Próximo a 0,60, cessa a atividade microbiana e para a_w inferior a 0,30 atinge-se a zona de adsorção primária (Figura 3.2-4).



Fonte: LABUZA (1968)

Figura 3.2-4: Velocidade relativa de reações em função da atividade de água.

A água no alimento é dita *água livre* se a água comporta-se fisicamente como a água pura, com pressão de vapor igual à da água pura. A água é referida como *água ligada* quando a atividade de água é reduzida, a ponto da água tornar-se menos ativa e não manter as propriedades químicas e físicas da água pura. Por exemplo, não pode congelar ou agir como solvente em reações. Ainda, podemos descrever a água nos alimentos por seu comportamento, correspondendo à *água ligada* o mecanismo de adsorção molecular (LABUZA, 1968 e BOBBIO, 1992).

O estudo da atividade de água pode ser feito através das isotermas de sorção. Uma isoterma é uma curva que descreve a relação de equilíbrio de uma quantidade de água sorvida por componentes do alimento e a pressão de vapor ou umidade relativa, a uma dada temperatura. Esta relação é complexa e depende da composição química dos alimentos (gorduras, amidos, açúcares, proteínas, etc.).

Pela isoterma de sorção sabe-se se será possível atingir uma umidade de equilíbrio boa para conservação do produto, a uma dada temperatura e umidade relativa (ou atividade de água). O conhecimento dessas curvas de sorção é indispensável para determinar o teor de água final necessário para estabilizar o produto.

Para um produto, há uma diferença entre as isotermas de sorção quando determinadas durante a hidratação (adsorção) e quando determinadas durante a desidratação (desorção). A esta diferença dá-se o nome de histerese (Figura 3.2-5).

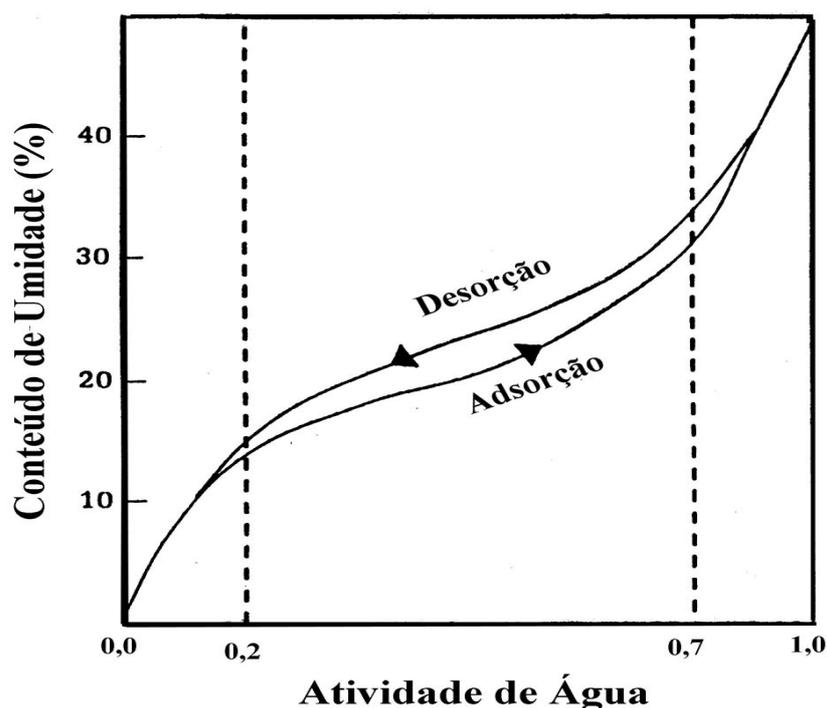


Figura 3.2-5: Histerese das isotermas de sorção.

A diferença do conteúdo de umidade inicial do material e do conteúdo de umidade de equilíbrio representa a força motriz para a secagem. A Figura 3.2-6, mostra a retenção de umidade em função de conteúdo de umidade versus atividade de água.

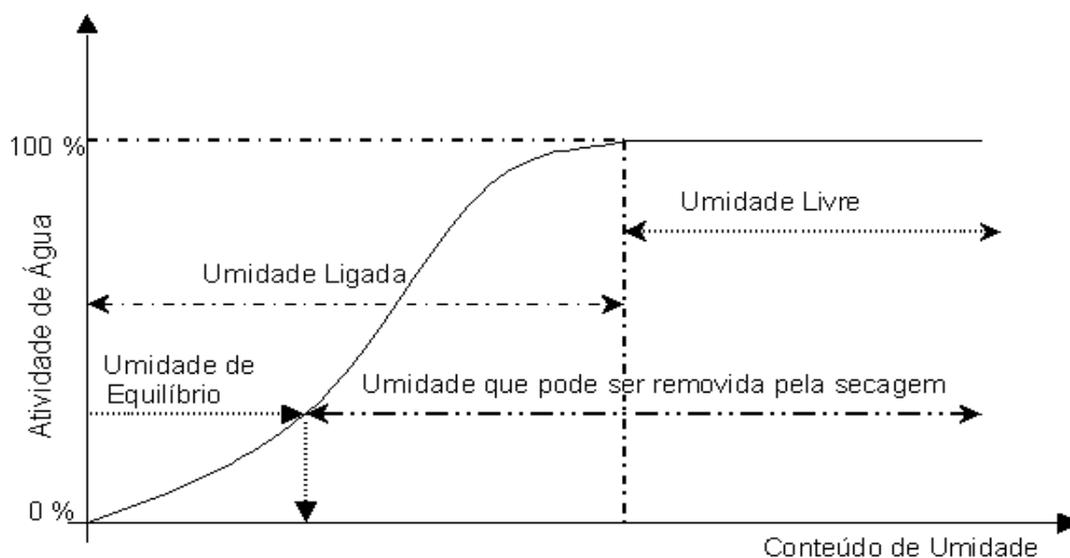


Figura 3.2-6: Retenção de umidade em função de conteúdo de umidade vs. atividade de água.

Os produtos deterioráveis e perecíveis também se diferenciam no comportamento das isotermas de sorção.

Pela facilidade de quantificação da isoterma, existem muitas equações empíricas que correlacionam os dados experimentais das isotermas de sorção de materiais biológicos. Para o caso das isotermas de grãos, as equações usuais são os polinômios de variados graus, sendo que para a maioria das isotermas, os polinômios de segundo grau são suficientes.

Apesar das dificuldades apresentadas pelas equações teóricas, algumas considerações termodinâmicas são indispensáveis. Uma das importantes aplicações das equações de isotermas são as energias de ligação de água traduzidas nas energias de adsorção. A outra importante consideração é acerca dos valores de monocamada molecular de água, indicativas da relação com as reações químicas determinantes da deterioração dos materiais biológicos, através das áreas expostas da matriz sólida.

Com o intuito de prever o comportamento das isotermas, diversos autores propuseram modelos de ajuste de isotermas de sorção. Esses modelos são úteis no conhecimento das características dos produtos. Em sua maioria são modelos empíricos.

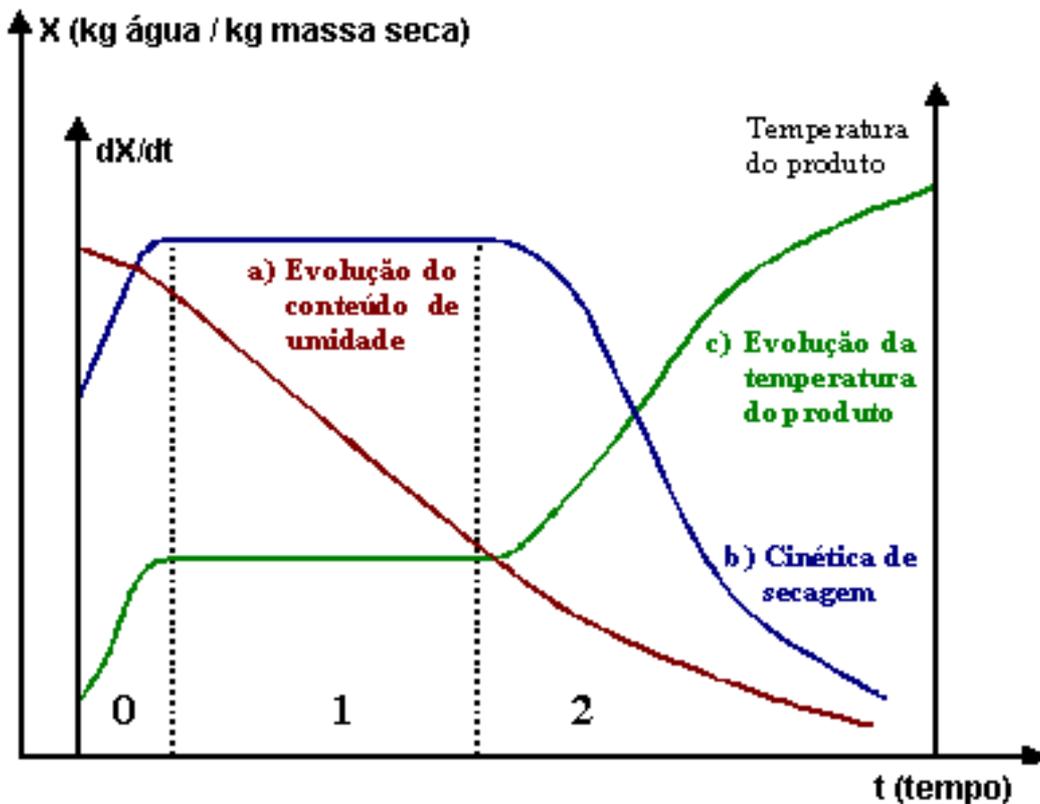
3.2.6 Curvas Típicas de Secagem

Os produtos biológicos são muito diferentes entre si devido à forma, estrutura, composição e suas dimensões.

As condições de secagem são muito diversas, de acordo com as propriedades do ar de secagem e a forma como se faz o contato ar-produto: por exemplo, secagem com ar quente na superfície de um leito de partículas é um caso (a água estando situada dentro das partículas), e outro caso é a suspensão de uma partícula em um fluxo de ar.

No produto colocado em contato com o ar quente, ocorre uma transferência de calor do ar para o produto sob o efeito da diferença de temperatura existente entre eles. Simultaneamente, a diferença de pressão parcial de vapor de água existente entre o ar e a superfície do produto determina uma transferência de vapor para o ar. Uma parte do calor que chega ao produto é utilizada para vaporizar a água e a outra para elevar a temperatura do material (DAUDIN, 1983).

A evolução destas transferências simultâneas de calor e de massa no decorrer da operação de secagem faz com que esta seja dividida esquematicamente em três períodos, mostrados na Figura 3.2-7, onde são apresentadas as curvas de evolução do teor de água do produto (X_s), de sua temperatura (T_s) e da velocidade de secagem ($dX_s/dt =$ taxa de secagem) ao longo do tempo, para um experimento utilizando ar de propriedades constantes.



Fonte: PARK, YADO e BROD (2001)

Figura 3.2-7: Curva de secagem exemplo.

A curva (a) representa a diminuição do teor de água do produto durante a secagem (conteúdo de umidade do produto, $X = X_{bs}$, em relação a evolução do tempo de secagem (t): a curva obtida pesando o produto durante a secagem numa determinada condição de secagem.

A curva (b) representa a velocidade (taxa) de secagem do produto (variação do conteúdo de umidade do produto por tempo, dX/dt) em relação à evolução do tempo (t): a curva obtida diferenciando a curva (a).

A curva (c) representa a variação da temperatura do produto durante a secagem (variação da temperatura do produto (T) em relação à evolução do tempo t): a curva obtida medindo a temperatura do produto durante a secagem.

Descrevendo os três períodos temos (DAUDIN, 1983):

3.2.6.1 Período 0

O período de indução ou o período de se entrar em regime operacional. No começo, o produto é geralmente mais frio do que o ar e a pressão parcial de vapor da água na superfície do produto (p) é débil, e, por conseqüência, a transferência de massa e a velocidade de secagem também são débeis. O calor, chegando em excesso, acarreta uma elevação da temperatura do produto ocorrendo um aumento de pressão e da velocidade de secagem. Este fenômeno continua até que a transferência de calor compense exatamente a transferência de massa. Se a temperatura do ar for inferior àquela do produto esta última diminuirá até atingir o mesmo estado de equilíbrio. A duração deste período é insignificante em relação ao período total de secagem.

3.2.6.2 Período 1

O período de velocidade (taxa) constante de secagem. Durante este período, como no anterior, a quantidade de água disponível dentro do produto é bem grande. A água evapora-se como água livre. A pressão de vapor de água na superfície é constante e igual à pressão de vapor de água pura à temperatura do produto. A temperatura do produto, por sua vez, é também constante e igual à temperatura de bulbo úmido, característica do fato de que as transferências de calor e de massa se compensam exatamente. A velocidade de secagem é, por conseguinte, constante.

Este período continua, enquanto a migração de água do interior até a superfície do produto seja suficiente para acompanhar a perda por evaporação de água na superfície.

É bom ressaltar que, para os materiais biológicos, é difícil a existência deste período, pois as condições operacionais de secagem são tais que as resistências de transferências de massa encontram-se essencialmente no interior do produto, o que faz a taxa de evaporação da superfície ao ambiente bem superior à taxa de reposição de umidade do interior à superfície do material.

3.2.6.3 Período 2

O período de velocidade (taxa) decrescente de secagem. Desde o momento em que a água começa a ser deficiente na superfície, a velocidade de secagem diminui.

Apesar de alguns autores definirem o valor de teor de água do produto no ponto de transição entre os períodos 1 e 2 como sendo o teor de água crítico (X_{cr}), seria conveniente denominar este ponto como o ponto de inflexão de taxa constante à taxa decrescente de secagem, pois este ponto, longe de ser uma propriedade física do material, é um ponto que depende, inclusive, das condições operacionais de secagem. Durante este período, a troca de calor não é mais compensada, conseqüentemente, a temperatura do produto aumenta e tende assintoticamente à temperatura do ar. Durante todo este período o fator limitante é a migração interna de água. Esta redução da taxa (ou velocidade) de secagem é, às vezes, interpretada como uma diminuição da superfície molhada no período 2, mas a interpretação mais freqüente é pelo abaixamento da pressão parcial de vapor de água na superfície. No final deste período o produto estará em equilíbrio com o ar ($X = X_{eq}$) e a velocidade de secagem é nula.

Na secagem da maioria dos produtos biológicos, somente o período de secagem à taxa decrescente (período 2) está presente. SHERWOOD (1929 a e b), descrevendo a secagem do pescado, observou que o período 1 é muito mais curto do que aquele indicado para a categoria. SARAVACOS e CHARM (1962) e FORNELL, BIMBENET e ALMIN (1980) indicavam também, curtos períodos 1 para os produtos alimentares, com a temperatura do produto evoluindo de sua temperatura inicial até a temperatura do ar, sem estabilizar na temperatura de bulbo úmido.

O período de secagem à taxa decrescente é, às vezes, dividido em dois ou três outros períodos. Entretanto para os produtos agrícolas e alimentares é bem difícil indicar com clareza as divisões nas curvas experimentais de secagem.

De acordo com STRUMIŁŁO e KUDRA (1986) o período de taxa decrescente pode ser ainda dividido em duas fases:

1. Primeira fase: a água livre (fase líquida) presente no interior do produto é contínua, sem a presença de ar e ocupa todos os poros do produto. O movimento de água do

interior para a superfície ocorre por capilaridade e este mecanismo controla a velocidade de secagem.

2. Segunda fase: a remoção de água da superfície de evaporação provoca a entrada de ar no interior do produto, originando bolsas de ar que ficam dispersas na fase líquida dentro dos poros. Nesta fase, o escoamento capilar ocorre apenas em alguns pontos localizados.

No decorrer do período de secagem à taxa decrescente (a única geralmente observada pelos produtos biológicos), a migração interna da água fixa a cinética de secagem. Os diferentes mecanismos que governam o movimento da água são: o movimento de água líquida sob efeito das forças de gravidade (desprezível na secagem de produtos biológicos); a migração capilar da água líquida sob a ação da tensão superficial; a difusão de água líquida sob o efeito de um gradiente de umidade segundo a Lei de Fick; a difusão de água líquida adsorvida sobre as superfícies internas dos poros vazios (somente para teores de água muito fracos); a difusão de vapor sob o efeito de um gradiente de pressão parcial de vapor de água; o escoamento de água sob o efeito de uma diferença de pressão total entre o interior e o exterior de produtos alimentícios, e a migração de água líquida ou vapor sob o efeito de um gradiente de temperatura (BROD, ALONSO e PARK, 1999 a).

Estas transferências internas de massa são influenciadas por dois fenômenos particularmente importantes para os produtos biológicos: a migração dos solutos e a deformação do produto.

VAN BRACKEL (1980) resumiu e classificou em doze categorias, um grande número de curvas experimentais de taxa de secagem, publicadas na literatura. Este trabalho reproduzido na Figura 3.2-8 ilustra a diversidade das formas das curvas de secagem em relação aos casos típicos.

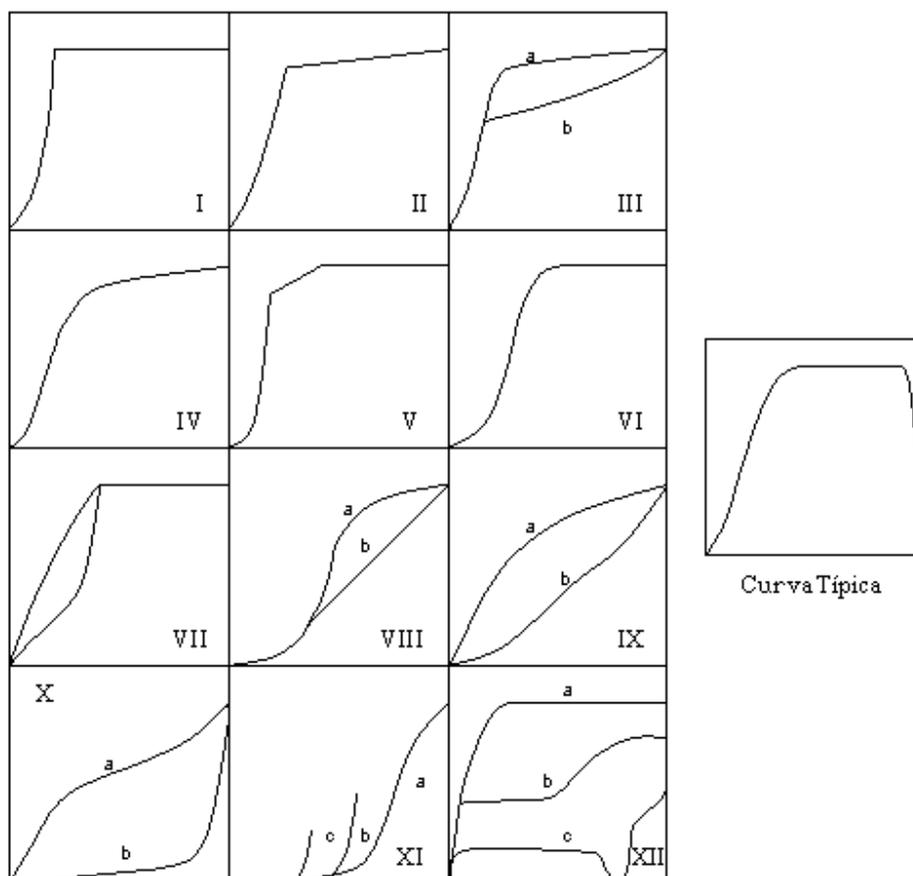


Figura 3.2-8: Curvas de secagem adimensionalizadas.

- I. e II.** Leito de bolas de vidro, de areia, de argila, de areia com argila, de calcário, de silicagel;
- III.** Evaporação de um líquido orgânico a partir de um leito bolas de vidro: a) benzeno, b) n-pentanol;
- IV.** Leito de bolas de poliestireno;
- V.** Areia, argila com plástico, cerâmica, lactose;
- VI.** Particulados (casos especiais de I);
- VII.** Caso (I) com diferentes curvaturas no período decrescente, exemplo: silicato de alumínio para diferentes temperaturas ou areia e papel para diferentes espessuras;
- VIII.** Madeira;
- IX.** a) papel, lã, estearato de alumínio, b) batata, tapioca, farinha;
- X.** a) pão de centeio, fermento (leveduras), b) manteiga, margarinas;
- XI.** a) grãos de trigo, b) e c) continuação da secagem depois de uma interrupção;
- XII.** a) calcário impregnado de água, b) de água e sal, c) tijolo de argila.

Para as categorias de I a VII e XII, que se referem, sobretudo, a produtos não biológicos, pode-se observar, geralmente, um período 1 bem marcado. Porém é bem raro que a velocidade de secagem seja rigorosamente constante. VAN BRAKEL (1980) indica os fenômenos de superfície que acarretam uma ligeira diminuição de velocidade (ou taxa) de secagem durante este período.

As categorias VIII a XI, referem-se à secagem de produtos biológicos, e só o período de secagem a taxa decrescente está presente.

A transição do período 1 ao período 2 é freqüentemente pouco nítida e a determinação do teor de água neste ponto é delicada. Por outro lado, o teor de água do ponto de inflexão varia de acordo com a natureza do material, sua espessura e a velocidade de secagem inicial (que depende das condições de secagem).

Conforme pode ser notado, para a interpretação da cinética de secagem deve-se utilizar a curva (b) em vez da curva (a).

3.2.7 Cálculo de Cinética de Secagem

O objetivo da análise da secagem é sempre relacionado à predição do tempo de secagem.

As taxas de secagem devem ser relacionadas para um determinado produto e para uma determinada operação (processo e equipamento).

Os estudos da transferência de calor e massa, além do estabelecimento de possíveis mecanismos de migração interna de umidade, possibilitarão o estabelecimento da taxa de secagem.

Com o conhecimento das limitações dos processos para um determinado produto podemos avaliar, projetar e/ou otimizar o processo de secagem permitindo a avaliação do tempo de secagem.

A predição do tempo de secagem é o dado fundamental para o dimensionamento e a otimização de uma planta industrial de secagem.

Os dados experimentais são insubstituíveis: quando se quer estudar a secagem de materiais biológicos recomenda-se o levantamento experimental da secagem (CURVA a) e estabelecer a taxa de secagem (CURVA b).

Os métodos de cálculo da taxa de secagem diferem quando se trata de período de velocidade constante ou decrescente.

No primeiro período, as transferências de calor e massa são analisadas da superfície do material e ar de secagem, enquanto que no segundo período as análises são baseadas nas transferências internas que governam a secagem (DAUDIN, 1983).

3.2.7.1 Período de Taxa Constante

Os métodos de cálculo da taxa de secagem são aplicados de modo diferente dependendo do período: o período à taxa constante de secagem ou o período à taxa decrescente de secagem. De fato, no primeiro caso são as transferências de calor e de massa na INTERFACE ar-produto que governam a secagem e fixam a velocidade de secagem, enquanto no segundo caso são as transferências INTERNAS que são limitantes.

Para o período 1, apresentamos, abaixo, o método de cálculo da velocidade de secagem geralmente admitido. Seu interesse é permitir a determinação da velocidade de secagem ótima para as condições dadas.

Ele poderia ser aplicado também ao período 2 (dois), se fosse possível prever de maneira simples a atividade de água e a temperatura na superfície do produto.

As equações definindo as transferências de calor e de massa na interface ar-produto são estabelecidas fazendo referência a uma noção de condutância de superfície interpretada por um fenômeno de camada limite: forma-se uma fina camada de ar em escoamento laminar ao redor da partícula e há um equilíbrio de temperatura e umidade entre o ar e a superfície desta partícula. As relações mais simples que dão uma boa concordância com a experiência são:

Fluxo de calor por unidade de área:

$$q = h \cdot (T_{\infty} - T_s) \quad (3)$$

Fluxo de massa por unidade de área:

$$N = k_y \cdot (P - P_a) = \left(\frac{dX_s}{dt} \right) / S_{\text{sup}} \quad (4)$$

Já que durante este período, o calor fornecido é igual ao calor necessário para evaporar a água, pode-se calcular o fluxo de massa N e obter a taxa de secagem pela seguinte equação:

$$N = k_y \cdot (T_\infty - T_s) / \lambda \quad (5)$$

As equações existentes para a avaliação de (h) ou (k_y) são empíricas, isto é, são avaliadas através de dados experimentais. Geralmente, a equação 3 é utilizada, uma vez que a determinação do coeficiente de transferência de calor é mais precisa e mais fácil que a determinação do coeficiente de transferência de massa.

Os trabalhos relacionados à engenharia química tratam longamente desta determinação. Para as transferências em convecção forçada, o coeficiente é obtido a partir de uma relação adimensional de semelhança tendo geralmente a seguinte forma:

$$Nu = n_1 \cdot Pr^{n_2} \cdot Re^{n_3} \quad (6)$$

As constantes (n_1 , n_2 e n_3) adquirem diferentes valores em função da geometria do produto, do modo como se faz o contato ar-produto (partícula empacotada, partícula isolada, etc.), da velocidade do ar e de suas propriedades físicas. Porém, é preciso utilizar estas relações com prudência, pelo menos por duas razões:

- ✓ O coeficiente é avaliado globalmente, já que o escoamento do ar não é homogêneo sobre a superfície do produto;
- ✓ As transferências de calor são influenciadas pela evaporação da água na superfície do produto.

3.2.7.2 Período de Taxa Decrescente

O período 2 é quase sempre o único observado para a secagem de produtos agrícolas e alimentícios. A complexidade dos fenômenos, colocados em jogo durante a secagem, conduz os pesquisadores a proporem numerosas teorias e múltiplas fórmulas empíricas para prever a taxa de secagem.

De acordo com CHIRIFE (1981), os principais mecanismos de transporte durante o período de taxa decrescente são: difusão líquida, escoamento capilar e difusão de vapor. Segundo KING (1968) a difusão de vapor é o mecanismo predominante durante a segunda fase deste período.

3.2.7.2.1 *Teoria Difusional*

A teoria difusional se apóia exclusivamente sobre a lei de Fick: que o fluxo de massa por unidade de área é proporcional ao gradiente de concentração de água. Utilizando a lei de Fick, na equação de balanço de massa de água no interior do produto, vem:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = \nabla \cdot (D_{ef} \nabla X) \quad (7)$$

Esta forma de FICK é simplificada, já que ela despreza a interdifusão, mas esta hipótese é justificada, uma vez que a água migra dentro de uma matriz fixa.

Independentemente dos trabalhos sobre secagem, CRANK (1975) calculou um grande número de soluções da equação de difusão para condições iniciais e de contorno variadas. Entretanto, estas soluções se aplicam aos sólidos de formas geométricas simples (corpos semi-infinitos, placas, cilindros e esferas) e quando a difusividade é constante ou varia linearmente ou exponencialmente com a concentração de água. Para o caso de secagem em sistemas de coordenadas cartesianas, com difusão unidirecional em uma placa de espessura $2L$ tem-se a seguinte equação:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial z} \left(D_{ef} \frac{\partial X}{\partial z} \right) \quad (8)$$

Com as seguintes condições iniciais e de contorno:

Umidade inicial uniforme: $X(z, t) = X(z, 0) = X_0$

Umidade máxima no centro: $\left. \frac{\partial X}{\partial z} \right|_{z=0} = 0$

Umidade constante na superfície: $X(z, t) = X(L, t) = X_{eq}$

E aplicando:

$$\bar{X} = \frac{1}{L} \cdot \int_0^L X(z, t) dz \quad (9)$$

torna-se:

$$Y = \frac{\bar{X} - X_{eq}}{X_o - X_{eq}} = \frac{8}{\pi^2} \cdot \sum_{i=0}^{\infty} \frac{1}{(2i+1)^2} \exp\left[-(2i+1)^2 \cdot \pi^2 \cdot D_{ef} \cdot \frac{t}{4L^2}\right] \quad (10)$$

No caso de outras geometrias a solução é da seguinte forma:

Para esfera:

$$Y = \frac{\bar{X} - X_{eq}}{X_o - X_{eq}} = \frac{6}{\pi^2} \cdot \sum_{i=0}^{\infty} \frac{1}{i^2} \exp\left[-i^2 \cdot \pi^2 \cdot D_{ef} \cdot \frac{t}{r^2}\right] \quad (11)$$

Para cilindro:

$$Y = \frac{\bar{X} - X_{eq}}{X_o - X_{eq}} = \frac{4}{a^2} \cdot \sum_{i=0}^{\infty} \frac{1}{b_n^2} \exp\left[-b_n^2 \cdot D_{ef} \cdot t\right] \quad (12)$$

O coeficiente de difusão (D_{ef}) é uma difusividade efetiva, que engloba os efeitos de todos os fenômenos podendo intervir sobre a migração da água, e seu valor é sempre obtido pelo ajuste das curvas experimentais. A solução da equação de difusão utilizada é uma das mais simples e parece ser a principal razão de seu emprego. Podemos entender a difusividade como a facilidade com que a água é removida do material. Como a difusividade

varia conforme mudam as condições de secagem (temperatura e velocidade do ar), e não é intrínseca ao material, convencionou-se chamar de difusividade efetiva.

Hipóteses:

1. A difusividade da água é constante. Isto está de acordo com a maioria das publicações. A secagem se faz de maneira isotérmica e a difusividade da água é independente do teor de água;
2. O produto é homogêneo. Tem uma forma regular simples e simétrica: em geral, os autores fazem relação a uma esfera ou a uma placa. Eles calculam a dimensão característica ($L = x$ e/ou r) considerando o mesmo volume para o produto e a forma escolhida;
3. As dimensões do produto permanecem constantes ao longo do tempo, o que não ocorre com produtos biológicos, pois os mesmos encolhem durante a secagem. A mais freqüente dimensão característica é calculada a partir do volume do produto depois da secagem. O movimento da água resulta de um gradiente do teor de água dentro da partícula, onde é assumido um perfil linear de concentração de umidade do material;
4. A superfície do produto se põe imediatamente em equilíbrio com o ar de secagem: $X_s = X_{eq}$. O teor de água X_{eq} é o teor de água de equilíbrio do produto com o ar; ele deve então poder se deduzir de uma curva de sorção do produto;
5. O conteúdo de umidade do material tende para a umidade de equilíbrio.

A aplicação deste conceito é atribuída aos pesquisadores LEWIS (1921) e SHERWOOD (1929 a e b).

Para situações nas quais o coeficiente de difusão é dependente da concentração, Schober e Thijssen, citados por RIZVI (1986), desenvolveram um método de regime regular para cálculo da taxa de secagem. O período de regime regular foi definido como o tempo durante o processo de difusão transiente, no qual as mudanças de concentração com o tempo são tomadas em conta e o efeito da condição inicial sobre o processo é desprezado. Para aplicação deste método torna-se necessário o conhecimento da curva de regime regular para concentração da superfície constante e para a temperatura desejada.

Segundo RIZVI (1986), Bruin e Luyben utilizando este método calcularam com razoável precisão as curvas de secagem de diversos alimentos líquidos e sólidos.

Este método é baseado na suposição de que a transferência de calor possa ser desprezada e a secagem possa ser tratada como uma difusão puramente controlada pelo fenômeno de transferência de massa. Isto foi baseado em vários estudos experimentais que indicaram a existência de pequenos gradientes de temperaturas dentro dos alimentos durante o processo de secagem (CHIRIFE, 1981; SARAVACOS e CHARM, 1962; VACCAREZZA, LOMBARDI e CHIRIFE, 1974).

3.2.7.2.2 Teoria Capilar

Krischer e Kröll (apud: DAUDIN, 1983) expõem em detalhe a teoria do movimento capilar de água líquida dentro de sistemas simples constituídos de alguns tubos capilares e dentro de sistemas complexos como os corpos porosos. O princípio é o seguinte: para um tubo capilar isolado, a pressão de sucção e então a ascensão da água dentro do capilar é proporcional à tensão superficial da água e inversamente proporcional a seu raio. Admitindo-se que a tensão capilar é finalmente associada ao teor de água, estes autores estabelecem uma lei geral na qual o fator de potencialidade é o gradiente de teor de água. Os autores também agregam a este fluxo de água líquida, um fluxo de vapor de água que se teria dentro dos poros depois da retirada do líquido.

Entretanto, estudando a cinética de secagem da batata, LABUZA e SIMON (1970) demonstram a fraca importância da migração capilar para os produtos vegetais.

Não sendo o material biológico um material capilar, esta teoria não poderia ser aplicada para esses materiais no senso estrito. No entanto, não se pode esquecer que esta teoria fornece ferramentas poderosíssimas para fundamentar as equações fenomenológicas de transferência simultânea de calor e de massa.

Assumir o fluxo de transferência de massa como sendo função somente do gradiente de concentração é simplificar muito, apesar de este gradiente ser o mais importante contribuinte na transferência de massa.

3.2.7.2.3 *Modelo de frente de evaporação*

Este modelo supõe que, no começo da secagem, a água líquida migre para a superfície por capilaridade e depois, a partir de um momento dado, a água não flui mais até a superfície; o limite entre a parte que contém a água líquida e a parte seca se aprofunda dentro do produto e define a frente a partir da qual a água se vaporiza. A espessura crescente que deve atravessar o vapor até a superfície e o calor até esta frente, explicaria a diminuição da velocidade de secagem (KEEY, 1978).

3.2.7.2.4 *Teorias Clássicas*

LUIKOV e MIKHAYLOV (1965) e LUIKOV (1966) apresentaram os primeiros trabalhos concernentes à aplicação da termodinâmica dos processos irreversíveis ou termodinâmica de não-equilíbrio às transferências simultâneas de calor e de massa dentro de meios porosos.

Esta teoria propõe que cada um dos fluxos considerados é influenciado por todos os outros fluxos presentes. Por exemplo, num caso simples, a transferência de água é decomposta em duas partes: na primeira, intervém o gradiente de teor de água como na lei de difusão, e na outra, o gradiente de temperatura. Os fenômenos são tratados separadamente e posteriormente agregados com as correções necessárias para o acoplamento dos fenômenos simultâneos. Este enfoque foi estudado por Philip e de Vries, citados por PARK (1987).

Por outro enfoque, WHITAKER (1972) desenvolveu uma teoria de transferências simultâneas de calor e de massa que considera a estrutura do material e os fenômenos físicos, analisando os escoamentos em termos de escoamentos bifásicos.

De uma maneira geral, os modelos que consideram as transferências simultâneas de calor e de massa são complexos. A resolução dos mesmos exige meios de cálculos complexos, sobretudo quando se considera a variação dos coeficientes de difusão de massa com a temperatura e o teor de água. Além disso, leva-se em conta a deformação do produto e sua heterogeneidade, o que aumentaria ainda mais a dificuldade.

3.2.7.2.5 *Fórmulas Empíricas*

Em algumas situações, essas teorias não são adequadas para ajustar o comportamento da taxa de secagem devido a interferências no efeito das resistências interna e externa do material. Para estas situações, podemos aplicar alguns modelos empíricos que põem sob uma forma matemática as curvas experimentais de secagem. Eles exprimem, seja a evolução do teor de água do produto durante a secagem ($X = f(t)$), seja a taxa de secagem em função do tempo ou em função do teor em água.

Esta última expressão pode ser calculada derivando-se a primeira.

Estas fórmulas contêm sempre constantes que são ajustadas para fazer concordar os resultados dos cálculos com as curvas experimentais. Conseqüentemente, elas são válidas somente no domínio da pesquisa experimental na qual elas foram estabelecidas e quando a teoria difusional não é adequada para ajustar o comportamento da taxa de secagem devido a interferências no efeito de resistência interna do material.

Para estas situações, o modelo empírico proposto por Page para a secagem de milho (PAGE, 1949) é um dos mais utilizados:

$$Y = \frac{\bar{X} - X_{eq}}{X_o - X_{eq}} = \exp(-g_1 \cdot t^{g_2}) \quad (13)$$

3.2.8 *Energia de Ativação*

Para se estimar o comportamento da difusividade efetiva com a temperatura absoluta de secagem, a energia de ativação, baseada em uma equação do tipo Arrhenius, é comumente utilizada (LIN, Van NESS e ABBOTT, 1973; BRODKEY e HERSHEY, 1988):

$$Ea = D_0 \exp\left(\frac{D_{ef}}{RT}\right) \quad (14)$$

A energia de ativação foi considerada por Arrhenius como a quantidade de energia em excesso em relação à energia média que os reagentes devem possuir para que a reação ocorra. Apesar de esta equação ter mais de 90 anos e a dependência não ser muito

observada para variações moderadas de temperatura em reações químicas, ela prediz a dependência da temperatura de forma tão acurada que é amplamente aplicada (LIN, VAN NESS e ABBOTT, 1973).

Usualmente as difusividades efetivas são expressas como função da temperatura e velocidade do ar. Na secagem convectiva, as difusividades efetivas são obtidas considerando resistência externa a transferência de calor desprezível (camada limite), embora o efeito da temperatura e velocidade do ar ser relevante. Assim, a energia de ativação deve ser determinada utilizando o valor da temperatura do produto durante a secagem (PARK, VOHNIKOVA e BROD, 2002).

3.2.9 Experimento e Tratamento dos Resultados

Numerosos pesquisadores se orientam no sentido de uma abordagem empírica na qual a curva de secagem é tirada diretamente de experiências de secagens realizadas em laboratório. Então, no cálculo de secadores, o pesquisador é freqüentemente induzido a utilizar este enfoque, porque o cálculo da taxa de secagem do produto, que é repetida muitas vezes, deve ser simples.

Uma experiência consiste em medir a evolução do teor de água de uma amostra do produto seco em condições constantes bem controladas.

Estas condições podem ser definidas segundo dois critérios: o modo de contato ar - produto e as propriedades do ar de secagem.

O modo de contato ar-produto pode ser realizado de várias maneiras:

- ✓ Uma só partícula de produto é colocada em uma corrente de ar quente;
- ✓ Uma amostra compreendendo numerosas partículas é seca em leito fluidizado;
- ✓ O produto é disposto de uma maneira a simular um secador industrial;
- ✓ O produto que compreende um grande número de partículas é disposto em um leito monoparticular ou em leito delgado sobre um prato e o ar atravessa esta camada fixa.

Esta técnica, muito utilizada, solicita a seguinte observação: para admitir que todas as partículas secam nas mesmas condições, a espessura da camada deve ser suficientemente delgada. Em efeito, atravessando este leito, o ar se umidifica e se resfria, já que ele fornece a energia de vaporização da água e carrega a água evaporada.

As propriedades do ar de secagem são a temperatura, a umidade e a velocidade. Esta última não é homogênea em volta de uma partícula, e o valor dela é geralmente indicado pela velocidade média do ar no exterior da camada.

A influência dessas três propriedades é estudada, fazendo variar cada uma delas; suas escalas de variação dependem do produto e da utilização que se quer fazer dos resultados.

A medida da perda de água durante a secagem, a partir da qual são deduzidas as diferentes curvas de secagem, se faz geralmente por pesagem da amostra, seja em contínuo, seja em descontínuo.

3.3 ENERGIA

3.3.1 Participação na demanda de energia

Há uma necessidade intensa de se realizar estudos prospectivos mais elaborados para os principais segmentos do setor energético; o próprio planejamento do setor elétrico hoje necessita de tais estudos para energéticos como o gás natural, carvão, biomassa, energia eólica, etc., a fim de garantir a consistência e a confiabilidade deste planejamento. Assim, como os segmentos do setor energético necessitam analisar outras fontes energéticas, consumidores expressivos também requerem esta análise com o intuito de planejarem seu processo de produção.

A formulação de políticas públicas na área de energia é uma típica atividade de governo, enquanto que o exercício da regulação constitui-se em uma atividade de Estado, calcada na regulamentação da legislação vigente e exercida sob uma perspectiva de longo prazo. A atividade de planejamento possui ambas as características: de um lado ela propicia um suporte quantitativo na formulação das políticas energéticas do governo e do outro ela deve sinalizar à sociedade metas de longo prazo, que extrapolam em geral o mandato do governo e freqüentemente fornecem elementos essenciais para uma boa execução da

atividade de regulação. Logo, uma estrutura organizacional eficaz para a execução dos exercícios de planejamento deve contemplar estas suas duas características.

Para o consumidor industrial, é importante saber escolher a melhor opção de investimento em relação à geração e aos custos associados, face às características dos seus processos e as tarifas de energia em vigor (POULLALLION e CARVALHO, 1996).

Portanto, um bom planejamento do setor energético possibilita também o setor industrial analisar a disponibilidade das mais diversas fontes de energia e planejar sua própria política energética, estabelecendo sua participação (consumidor, autogeração ou cogeração) e a fonte utilizada.

A análise do balanço energético do país pode explicitar as tendências quanto à demanda de energia. No Quadro 2 mostrado a seguir, é retratada a evolução do consumo de energia do setor alimentício no Brasil (1 tep = $10,8 \times 10^6$ kcal).

Quadro 2: Consumo de energia do setor alimentício por fonte no Brasil (10^3 tep).

Energéticos	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000
Gás Natural	121	163	168	154	159	247	145	195	219	300
Carvão Vapor	70	75	79	78	87	82	65	46	30	21
Lenha	1979	1750	1767	1778	1742	1777	1742	1777	1794	1831
Bagaço de Cana	4382	5490	5453	6813	6984	7157	7897	9014	9740	7939
Óleo Diesel	18	21	24	29	33	34	35	34	33	37
Óleo Combustível	757	813	830	840	950	1035	997	1046	1009	981
Gás Liquefeito de Petróleo	23	21	22	26	32	34	37	45	56	63
Querosene	8	9	6	9	6	4	2	2	2	2
Gás Canalizado	12	9	6	1	1	0	0	1	0	0
Eletricidade	3108	3203	3390	3482	3690	3953	4184	4374	4464	4562
Total	10478	11554	11745	13210	13684	14323	15104	16534	17347	15737

Fonte: MME (2001).

Percebe-se um aumento significativo no consumo de energia, principalmente de fontes como eletricidade, gás natural e óleo combustível em detrimento da lenha e do carvão. Realça-se a participação do bagaço de cana, uma peculiaridade deste setor.

No Quadro 3, é mostrado o consumo deste setor para o Estado de São Paulo.

Quadro 3: Consumo de energia do setor alimentício por fonte no Estado de São Paulo (10^9 kcal).

Energéticos	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000
Carvão Vapor	84	88	88	20	20	12	12	12	12	12
Gás Natural	511	673	341	422	625	1.192	470	689	552	754
Lenha	1.832	1.616	1.528	1.358	1.341	1.306	1.284	1.284	1.284	1.284
Outras Primárias	112	122	143	143	153	194	214	204	224	235
Óleo Diesel	554	494	719	658	745	780	762	667	693	797
Óleo Combustível	4.749	4.873	5.064	5.245	4.664	5.379	5.589	5.369	4.978	5.102
GLP	37	61	85	110	122	176	201	128	323	329
Querosene	16	8	8	8	8	8	8	8	8	0
Gás Canalizado	47	38	47	21	8	0	0	0	0	0
Eletricidade	4.524	4.480	4.677	4.779	4.874	4.762	5.063	4.688	4.973	5.273
Bagaço de Cana	23.524	25.463	28.846	32.882	36.443	39.295	43.160	59.135	63.052	48.055
Total	35.990	37.916	41.546	45.646	49.003	53.104	56.763	72.184	76.099	61.841

Fonte: SECRETARIA DE ENERGIA (2001).

Também para o caso de São Paulo, há um acréscimo no consumo de energia, para todas as fontes de energia e assim como para o Quadro 1, observa-se a expressiva participação do bagaço de cana e a sua redução no ano de 2000.

A reforma do Estado brasileiro, no início da década de 90, propiciou condições mais favoráveis para se incrementar a importância do gás natural na matriz energética nacional, bem como reconheceu este energético como um fator de desenvolvimento e integração econômica com países vizinhos. Destaque-se, neste contexto, a construção do gasoduto Bolívia-Brasil, que vem elevando de forma substancial a participação do gás natural no consumo total de energia no País.

Embora crescente, a produção de gás nacional não será suficiente para viabilizar as metas almejadas para a participação do gás na matriz energética nacional na próxima década, estando previstas, inicialmente, importações, através de gasodutos, de excedentes

de produção da Bolívia e da Argentina e, posteriormente, a importação de gás natural liquefeito - GNL.

3.3.2 Participação do Consumo de Energia no Processo de Secagem de Produtos Agropecuários

A seleção de um sistema de secagem para qualquer produto requer hoje uma análise prévia do custo da energia gasta no processo. Não foi assim nos últimos anos, quando se fabricou a maioria dos secadores contínuos hoje em uso, nos quais se perdem aproximadamente 65% da energia fornecida ao ar, devido ao preço anormalmente baixo dos combustíveis (MEYER et al., 1978).

O mesmo autor cita ainda que a energia requerida na secagem representa de 83 a 99,9% da energia requerida no pré-processamento de algumas matérias-primas agropecuárias.

Na conservação de frutas e hortaliças, se considerar o consumo de combustíveis fósseis por unidade de massa do produto desidratado, o custo da energia pode ser igual ao preço do produto. Quando a desidratação é feita por produtos de consumo humano (onde o valor unitário do produto final é alto), o preço final pode compensar o custo da secagem (MEYER et al., 1978).

3.3.3 Racionalização da energia

A redução de custos é uma exigência essencial em nosso mundo globalizado competitivo. Os gastos com energia talvez nunca tenham sido de tão grande importância como agora, quando o valor agregado da energia aos produtos passa a ser cada vez mais a variável que os mantém ou não no mercado. Devido às constantes mudanças na legislação do setor de desenvolvimentos técnicos e de procedimentos, os gastos com energia podem ser reduzidos através da revisão de processos, introdução de novas tecnologias e adequação às portarias vigentes. Assim a avaliação energética de sistemas de aquecimento é extremamente necessária, principalmente em projetos agrícolas, onde o volume de produtos é grande e existe pouca literatura sobre o assunto.

O petróleo e o gás natural são fontes de energia não renováveis, mas é ainda difícil imaginarmos o dia em que teremos que substituí-los por outras fontes de energia mais baratas e práticas.

De acordo com o Programa Nacional da Racionalização do Uso dos Derivados do Petróleo e do Gás Natural (CONPET, 2000), no mundo mais da metade do consumo de energia é feita a partir de petróleo e gás natural, e no Brasil, um terço. Mas as perspectivas são as de que apenas um motivo impedirá que sejam queimados a última gota de óleo ou o último sopro de gás natural: o aquecimento global do planeta pelo aumento do efeito estufa. Assim devemos nos antecipar a este e outros problemas, a partir do uso eficiente da energia.

O aumento da eficiência energética e a racionalização do uso da energia são objetivos prioritários e fundamentais da política energética conduzida pelo Ministério de Minas e Energia. Essa prioridade resulta, por exemplo, da estimativa de que, no setor transporte, responsável por mais de 50% do consumo de derivados no país, existe um potencial para economia de até 30%, principalmente nos segmentos de transportes de carga e de passageiros. Estima-se que, em curto prazo, seja possível economizar mais de US\$1,0 bilhão/ano, eliminando-se o desperdício de combustíveis com ações de baixo investimento. A médio e longo prazo, a introdução de tecnologias de maior eficiência energética poderá proporcionar adicionalmente mais US\$ 1,0 bilhão/ano de economia.

Outro indicador importante é que somente com ações gerenciais, em um prazo de 5 anos, a economia de óleo diesel, estimada com base nas pesquisas realizadas pelo CONPET (2000), poderia alcançar 13%, o que equivale hoje a uma média de 50.000 barris/dia de óleo diesel (2.900.000 m³/ano). Esse potencial, se atingido, representaria para o País uma economia anual de mais de US\$ 500 milhões.

A questão do uso eficiente da energia não está relacionada apenas às máquinas e aos sistemas, porém principalmente às pessoas. Portanto, não se trata apenas de uma questão técnica, ela é também uma questão social. Por isso, educar, conscientizar, motivar e informar os indivíduos com o objetivo de se criar uma nova mentalidade quanto à necessidade de se usar de modo mais eficiente os combustíveis derivados do petróleo e do gás natural é de importância fundamental.

3.3.4 GLP – Gás Liquefeito de Petróleo

O GLP - gás liquefeito de petróleo - pode ser separado das frações mais leves de petróleo ou das mais pesadas de gás natural. À pressão atmosférica e à temperatura normalmente encontradas no ambiente, é um produto gasoso, inflamável, inodoro e asfixiante, quando aspirado em altas concentrações.

À temperatura ambiente, mas submetido à pressão na faixa de 3 a 15 kgf/cm², o GLP se apresenta na forma líquida. Desde fato resultam o seu nome - gás liquefeito de petróleo - e a sua grande aplicabilidade como combustível, devido à facilidade de armazenamento e transporte do gás, a partir do seu engarrafamento em vasilhames. Para que os vazamentos de gás sejam facilmente identificados, compostos à base de enxofre são adicionados, apenas para lhe dar um odor característico, sem lhe atribuir características corrosivas.

O poder calorífico do GLP, comparado com outras fontes é apresentado no Quadro 4 (ULTRAGÁZ, 2002):

Quadro 4: poder calorífico do GLP e outras fontes de energia.

Quantidade	Combustível	Poder Calorífico
1m ³	GLP	25.300 kcal
1kg	GLP	11.700 kcal
1kg	Óleo combustível	10.000 kcal
1m ³	Gás natural	9.400 kcal
1litro	Óleo diesel	9.100 kcal
1kg	Carvão vegetal	6.800 kcal
1kg	Lenha	2.500 kcal
1kW	Energia elétrica	860 kcal

3.3.5 Utilização

O GLP é largamente conhecido como "gás de cozinha", devido à sua principal aplicação como gás para cocção de alimentos, estimada em mais de 90% da demanda brasileira.

Outras aplicações comumente encontradas são as de combustível industrial em fábricas e como combustível de empilhadeiras, utilizadas em ambientes fechados. A forma de comercialização mais comum é a de engarramento em botijões de 13 kg de gás. Estima-se que existam mais de 70 milhões de vasilhames deste tipo em circulação pelo País. Cilindros de 45 kg de gás também são largamente comercializados, principalmente para estabelecimentos comerciais. Recipientes com capacidades diferentes também podem ser encontrados, mas em número muito menor. A venda de GLP a granel é feita em caminhões e vagões - tanque.

O governo brasileiro faz uma política social de apoio à população mais pobre, subsidiando o GLP para uso doméstico através de uma parcela embutida no preço de outros combustíveis, principalmente da gasolina. Devido a isto, o GLP tem uma penetração muito grande em todo o país, substituindo até mesmo parte da lenha para cocção de alimentos na zona rural. Por outro lado, preços baixos acarretam a utilização indevida deste combustível, como para aquecimento de saunas e piscinas ou como combustível para veículos e utilitários leves. Estas aplicações são ilegais e muitas vezes perigosas, devido às improvisações e à falta de regulamentação nos equipamentos que dele se utilizam.

3.3.6 Produção e especificação

O GLP consumido no país provém em sua maior parte do refino do petróleo. O petróleo é basicamente uma mistura de hidrocarbonetos, compostos formados por átomos de carbono e hidrogênio. O processo de refinação do petróleo consiste em se separar estas misturas em faixas delimitadas onde certas características podem ser associadas aos produtos obtidos.

O GLP é um derivado composto da mistura de hidrocarbonetos com 3 e 4 átomos de carbono com ligação simples, denominados de propano e butanos. Ligações duplas, propeno e buteno, também ocorrem com frequência, principalmente na corrente de GLP proveniente das refinarias.

A quantidade de enxofre é limitada em $0,36 \text{ g/m}^3$, o que normalmente só é obtido em refinarias após a corrente de gases passar por tratamento específico.

Atualmente, com a gama de tipos de petróleo processados e as unidades em operação nas refinarias brasileiras, aproximadamente 9% do petróleo refinado é transformado em GLP.

Em 1997, as unidades em operação nas refinarias, somadas com as UPGN (Unidades Produtoras de Gás Natural), produziram uma média mensal de cerca de 325.000 toneladas de GLP, o que fica muito aquém da demanda média brasileira de aproximadamente 525.000 toneladas/mês. A diferença, em torno de 40% do consumo, é completada a partir de GLP importado. Daí a importância da existência de projetos de racionalização do uso deste combustível.

3.3.7 Tipos e principais características

O GLP é comercializado no País em quase sua totalidade como uma mistura de gases na faixa de hidrocarbonetos com 3 e 4 átomos de carbono, conforme explicado no item produção e especificação. No entanto também estão disponíveis no mercado os principais componentes do mesmo em graus de pureza variados, quais sejam:

- ✓ Propano especial: com concentração mínima de 90% em volume de propano e máxima de 5% de propeno;
- ✓ Propano comercial: com concentração típica de 90% em volume de propano;
- ✓ Butano comercial: com concentração típica de 90% em volume de butano.

O consumo de propano e butano respondem atualmente por menos de 1% da demanda total dos gases na faixa do GLP. As aplicações típicas destes gases (fornecidos desodorizados) são para pressurização de aerossóis, em substituição ao CFC que agride a camada de ozônio da atmosfera e no caso do propano especial como combustível para corte e tratamento térmico de metais (CONPET, 2000).

3.3.8 Exemplos da utilização do GLP

SOPONRONNARIT et al. (1997), fizeram um estudo comparativo de vários métodos da secagem da banana: secagem por convecção natural utilizando energia solar (SCNS), secagem por convecção natural utilizando GLP (SCNG) e a secagem de convecção forçada utilizando a energia solar com calor suplementar de GLP (SCFS+GLP). Os resultados

experimentais mostraram que SCNS demorou de 6-7 dias (57 h) para terminar um lote das bananas. O consumo de energia específico e a eficiência de secagem foram 19,2MJ/kg e 12,5% de evaporação da água, respectivamente. O ensaio com o SCNG durou 5 dias (45 h) para um lote de bananas. O consumo de energia específico e a eficiência de secagem foram 8,4 MJ/kg e 30% da evaporação de água, respectivamente. O último método, SCFS+GLP levou 5 dias (44 h) para terminar um lote das bananas. O consumo de energia específico e a eficiência de secagem foram 16,1 MJ/kg e 15,8% de evaporação da água, respectivamente.

A análise econômica mostrou que SCNS tem um período de retorno de investimento de 3,6 anos e de uma relação de benefício/custo de 1,2. O SCNG tem um período de retorno mais curto de investimento e uma relação benefício/custo mais elevada, isto é, 2 anos e 2,9. O último método, SCFS+GLP não se mostrou muito atrativo pois apresentou um período de retorno mais longo de investimento, isto é, 10 anos e uma relação benefício/custo menor que 1, isto é, 0,6.

MELO, PÉREZ e GARCIA (1997) mediram o consumo de combustível, no caso o propano, de um secador experimental para a cura de tabaco (*Nicotina tabacum*, tipo Virgínia). O cilindro com gás foi montado sobre uma balança com o objetivo de medir as variações em sua massa a cada seis horas. Ao mesmo tempo, um outro secador é utilizado para se obter amostras testemunhas da cura do tabaco.

Foram realizados oito testes, com um tempo médio de cura do produto igual a 150,41h, partindo-se de uma massa inicial média de tabaco fresco igual a 125,4kg até uma massa final média 10,5Kg com teor de umidade inicial médio das folhas de 78,6% BU.

A vazão média do ar de cura durante os testes com o secador experimental foi de 413,64 m³/h, que corresponde a 3,36 m³/h kg de tabaco fresco, indicando que o secador experimental estava operando na faixa dos secadores comerciais da região estudada, apesar de estarem acima dos valores recomendados por Suggs et al. (1985, apud: MELO, PÉREZ e GARCIA, 1997), que é de 1,8 m³/h kg de tabaco fresco. O consumo de energia observado durante os ensaios com o secador experimental, incluiu o consumo de gás propano e o de energia elétrica. O consumo médio de propano foi de 2,1 kg/kg de tabaco curado e esteve acima do valor obtido por Suggs e Linderberg (1992, apud: MELO, PÉREZ e GARCIA, 1997): 0,61 kg/kg de tabaco curado, que é um valor citado por outros pesquisadores em cálculos de consumo energético de secadores dos Estados Unidos.

Os resultados mostram que o secador experimental desenvolvido pode ser utilizado na avaliação do consumo de energia no processo de cura de tabaco Virgínia e que é possível extrapolar os resultados obtidos para os secadores comerciais.

SLOCOMBE, FEYERHERM e STETSON (1992) afirmam que nas propriedades rurais do estado americano de Kansas, cerca de 90% de todo milho e sorgo eram secos, com vantagens, na própria fazenda. O GLP era a fonte de energia mais freqüentemente usada para operar diversos sistemas de secagem de grãos.

Em THOMPSON et al. (1981) tem-se o relato sobre a energia consumida e as perdas associadas a um túnel de secagem. Os túneis podem operar com uma eficiência de remoção de água maior que 50%.

Um processo para minimizar as perdas é a recirculação do ar. Para isso utiliza-se uma proteção para impedir perdas de ar aquecido, ocasionando um significativo ganho de energia. Fontes de gás natural, propano e outros combustíveis fósseis são empregados no suprimento necessário de energia para realizar a secagem. Considerando essas fontes de energia não renováveis, a recirculação do ar torna-se um fator econômico e ambiental muito importante.

O primeiro estudo que relata a eficiência energética dos túneis de secagem foi conduzida por Cruess e Cristie (1921, apud: THOMPSON et al., 1981), quando secaram ameixas em um túnel com ar forçado em substituição a secagem ao sol.

Os resultados indicaram uma eficiência mínima de 40%. Também recomendaram que a energia poderia ser economizada pela recirculação de 75% ou mais de ar.

A recirculação foi enfatizada primeiramente para prevenir os casos de enrijecimento da superfície do produto que está sendo secado.

O caso de endurecimento é creditado a rápida secagem da superfície do produto (no caso frutas), que restringe o movimento da umidade do interior do produto.

Para avaliar o consumo de gás natural foram instalados medidores de vazão tipo apito, em cada linha. Cada linha avaliava o consumo de gás de um queimador. Na linha principal de suprimento de gás foram instalados medidores de pressão de gás.

Com isso, temos para um túnel de secagem, feito de concreto e recirculação parcial de ar, 53% da energia usada para evaporar a água. Isto representa uma eficiente remoção de umidade comparada a outros vários métodos de secagem de produtos agrícolas.

Uma recomendação do autor, é de que as frutas devem entrar no túnel de secagem com uma umidade por volta de 70%. Portanto, a energia usada é relativamente eficiente em níveis de umidade elevada.

O estudo relata também que a eficiência do consumo de energia foi afetada por:

- ✓ Perdas de calor no exaustor de ar;
- ✓ Perdas de calor através de vazamentos de ar (portas, por exemplo);
- ✓ Por condução e radiação através das paredes;
- ✓ Quantidade de produto seco por dia no túnel.

Os resultados mostram que 12% do calor fornecido foi perdido no queimador. A maior parte das perdas é devida à incompleta combustão do gás e à formação de água durante a combustão. A eficiência do consumo de energia foi calculada entre a diferença do total de calor fornecido e todas as energias utilizadas e mensuradas.

O total de energia fornecida ao sistema foi calculado pela soma do consumo de gás natural e o valor de queima total do combustível. O total inclui o calor de formação de água durante a combustão. Os valores de calor líquido e bruto do metano são 4,581 MJ/m³ e 4,129 MJ/m³, respectivamente (PERRY e CHILTON, 1973). Sabe-se que o gás natural consiste principalmente de metano, deste modo, aproximadamente 10% de toda energia fornecida poderia ser associada com a formação de água. Estima-se que apenas 2% das perdas não são atribuídas à formação de água.

Em KILPATRICK, LOWE e Van ARSDEL (1955), os autores apresentam as várias características, construtivas e operacionais, de um túnel de secagem para frutas e vegetais.

O sistema de aquecimento usado no túnel é de dois tipos, basicamente:

- ✓ Aquecimento por combustão direta;
- ✓ Aquecimento por combustão indireta.

No sistema de aquecimento por combustão direta, os gases provenientes da combustão entram em circulação e são misturados com o ar de secagem. Ficam em contato com o produto na câmara de secagem. Em túneis de secagem o sistema é largamente usado, pois não há, freqüentemente, perdas na transmissão e a eficiência tende ao máximo.

No sistema por combustão indireta, o produto da combustão não se mistura com o ar de secagem. As superfícies aquecidas são usadas para transferir o calor da fonte para o ar de secagem.

O material mais utilizado como fonte energética é a lenha, a qual é de combustão relativamente difícil e incompleta, liberando grande quantidade de fuligem, fumaça e produtos químicos, alguns comprovadamente nocivos à saúde humana, destacadamente o alcatrão.

Os sistemas de secagem que usam combustíveis gasosos, como o gás liquefeito de petróleo (GLP) e o gás natural (GN), oferecem vantagens, como menor contaminação de grãos, simplicidade de operação e excelente controle de temperatura, favorecendo a automação da secagem (PORTELLA e EICHELBERGER, 2001).

Assim, o autor avaliou o desempenho de um secador estacionário de leito fixo, usando-se gás liquefeito de petróleo (GLP) como fonte energética, e estabeleceu indicadores econômicos de consumo e custo final.

A secagem foi realizada em um secador comercial de leito fixo, fabricado por Bergazzi Máquinas e Equipamentos Ltda, com três níveis de temperatura do ar de secagem (40, 70 e 100°C). Os produtos utilizados foram lotes de milho híbrido triplo BRS 3133 em três níveis de umidade (35, 25 e 18%). O ar de secagem foi aquecido por um queimador de gás da marca Stecri, modelo ST-1-1, com capacidade de 2 a 10kg/h, abastecido por linha de distribuição ligada a uma bateria de reservatórios (três unidades P-190) de GLP AgipLiquigás, instalada próximo do secador. Cada tratamento consistiu na secagem de 1.400kg de grãos com fluxo médio de ar de 15 m³/min/m² até se atingir a umidade de 13%. Todos os resultados apresentados neste trabalho foram dados médios de duas repetições.

Além da temperatura do ar ambiente e do ar de secagem na massa e na superfície da massa de grãos, foram monitorados o grau de umidade e a temperatura da massa de grãos, em intervalos de uma hora, ao longo do período de secagem.

A partir das medidas realizadas, foram calculados os seguintes indicadores: duração da secagem, taxa de secagem, consumo total e horário de GLP, custo de combustível, custo de eletricidade e custo energético total.

O consumo de GLP e, conseqüentemente, o custo foram menores nos testes com umidade menor, nos três níveis de temperatura de secagem, em virtude da necessidade de um período menor de tempo para que se completasse a secagem. A maior demora do processo de secagem, quando se empregou temperatura de secagem mais baixa levou à tendência de aumento de consumo de GLP. O consumo horário foi em função somente da temperatura de secagem, devido ao maior gasto de combustível para a elevação da temperatura do ar de secagem. A umidade do grão na colheita teve relativamente pouco efeito sobre o consumo horário. Como conclusão, o consumo horário médio de GLP aumentou somente em função da temperatura de secagem.

O mesmo autor, em outro artigo (PORTELLA e MARTINS, 2001), avaliou o desempenho de secadores de leito fixo, adequados para a pequena propriedade rural, usando o GLP como fonte energética. Neste caso foram utilizados trigo e milho com três percentuais de teor de umidade – 30, 20 e 15% para o trigo e 35, 25 e 18%, para o milho, e secos em um secador experimental de leito fixo. Para cada umidade de grãos foram usados três níveis de temperatura do ar de secagem (40, 70 e 100°C), totalizando nove combinações de tratamentos experimentais para cada cultura.

O monitoramento da temperatura se deu por meio de termopares ligados a um registrador, com painel digital, de dez canais. Mediu-se o consumo de GLP por meio de um medidor de vazão apropriada, com leituras registradas no início. A cada hora de secagem realizaram-se leituras em oito pontos do secador. O fluxo médio de ar, em todos os testes, foi obtido através de um anemômetro de palhetas.

Observou-se que o consumo médio de GLP por hora aumentou conforme a temperatura de secagem, independente da umidade inicial da massa de grãos.

O rendimento do secador aumentou proporcionalmente ao aumento da temperatura de secagem.

Na análise de custo de produção do café nem sempre se considera o custo para a secagem do café (REINATO, 2002). Esta etapa envolve operações que muitas vezes podem

representar um valor significativo no custo total de produção, já que necessita de combustíveis para o aquecimento do ar.

A secagem do café tradicionalmente é realizada em terreiros que usa a energia solar como fonte de aquecimento para realizar a operação, não necessitando, portanto, de gastos com queima de combustíveis. No entanto, nem sempre é possível secar toda a produção no terreiro. Neste caso, o produtor deverá ser obrigado a usar secadores mecânicos. Estes secadores usam ar aquecido para a secagem do café.

Grande parte dos produtores usa lenha para o aquecimento do ar, mas recentemente muitos optaram para a secagem com GLP; em razão da facilidade do seu uso e da viabilidade econômica oferecida. No entanto, a instabilidade do mercado mundial do petróleo, com o conseqüente reflexo no preço do GLP; leva muitos produtores questionarem a viabilidade do uso deste gás. Entretanto, muitas decisões são tomadas levando em consideração somente a análise dos custos variáveis (por exemplo, o custo do combustível) não considerando os custos fixos.

Desta forma, com o objetivo de auxiliar os produtores a uma opção melhor no momento de escolher a forma de aquecimento do ar, e, até mesmo, analisar a viabilidade em substituir o atual sistema usado, foi desenvolvido, durante a safra 2001, um trabalho no Pólo de Tecnologia em Pós - Colheita do Café da Universidade Federal de Lavras (UFLA) comparando o custo total de secagem do café, usando lenha e gás liquefeito de petróleo (GLP) como combustíveis para o aquecimento do ar.

Conclusão: ocorreu maior oscilação de temperatura, menor eficiência e maior consumo específico de energia na secagem que fez uso de lenha. No entanto, do ponto de vista econômico e qualitativo, não foram observadas diferenças entre as secagens com lenha e GLP.

Na comparação do funcionamento do queimador com chama contínua e chama intermitente, do ponto de vista energético e econômico, a secagem, em que a chama funcionou de maneira contínua, é mais eficiente, com custo total 13,4% menor do que a secagem em que a chama funcionou de maneira intermitente.

Objetivando um maior desenvolvimento e controle da operação de secagem, JESUZ et al. (2001) desenvolveram um sistema automático para o controle de temperatura do ar de

secagem de plantas medicinais e aromáticas em secador com queimador a gás. Um protótipo foi construído nos Laboratórios de Mecanização Agrícola e de Energia, do Departamento de Engenharia Agrícola da Universidade Federal de Viçosa, em Viçosa – MG. O sistema utilizado é constituído basicamente de: painel eletrônico (constituído por um temporizador, acendimento automático, alarme, controlador de temperatura analógico); queimador a gás principal, queimador a gás auxiliar, cinco queimadores “caulim”, registro de regulagem manual de alta pressão e ventilador de circulação de ar, acionado por contatora de acionamento manual. A modelagem foi feita para o sistema aberto, onde o ar frio é aspirado para o interior do secador pelo ventilador e aumentando sua temperatura no sistema de aquecimento. O modelo de controle proposto ajusta a temperatura do ar na entrada, dando seqüência ao sistema de controle ao atuar sobre o aquecedor, ligando-o ou desligando-o de acordo com o *set point* desejado. Desta forma a temperatura do ar de secagem é suscetível de controle e monitoramento no interior do secador

O sistema automático para o controle de temperatura desenvolvido possui um circuito eletrônico temporizado, capaz de programar o tempo do processo, avisando ao operador, através de alarme, que o tempo programado foi atingido. O circuito também está provido de um sistema de acendimento automático elétrico, que possibilita acender com segurança os queimadores.

Os dados de funcionamento foram analisados em dois períodos (diurno e noturno) e através de gráficos de variação de temperatura por tempo (com $R^2=0,98$), e, assim, observou-se que as diferenças encontradas foram em respeito ao aumento de temperatura do ar em relação ao tempo. O comportamento da temperatura do ar de secagem não varia em função do período em que acontece o processo, ou seja, não afeta o modelo de funcionamento do sistema de automação proposto.

O trabalho concluiu que o sistema de controle proposto da temperatura do ar de secagem permite que o secador de plantas medicinais e aromáticas opere em regime automático, dispensando a presença de um operador e que as variações de temperatura não foram significativas.

3.4 SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO

3.4.1 Fluidização

A fluidização é um processo em que um leito de material particulado exibe um comportamento de fluido como resultado de um fluxo de um fluido passando através dele (Figura 3.4-1). Esse fluido pode ser um líquido ou um gás e o leito fluidizado pode apresentar diferentes comportamentos dependendo do tipo do meio e das propriedades do material particulado (Figura 3.4-2) KUNII e LEVENSPIEL (1991).

Os fenômenos normalmente associados à fluidização são a transferência de calor, massa e quantidade de momento. E devido à rápida e vigorosa mistura do leito, a troca de calor e massa entre o fluido e o sólido ocorre facilmente, significando altos coeficientes de transferência.

Existem muitas aplicações para a fluidização: desde o craqueamento do petróleo, até o congelamento de produtos alimentícios (SHILTON e NIRANJAN, 1993).

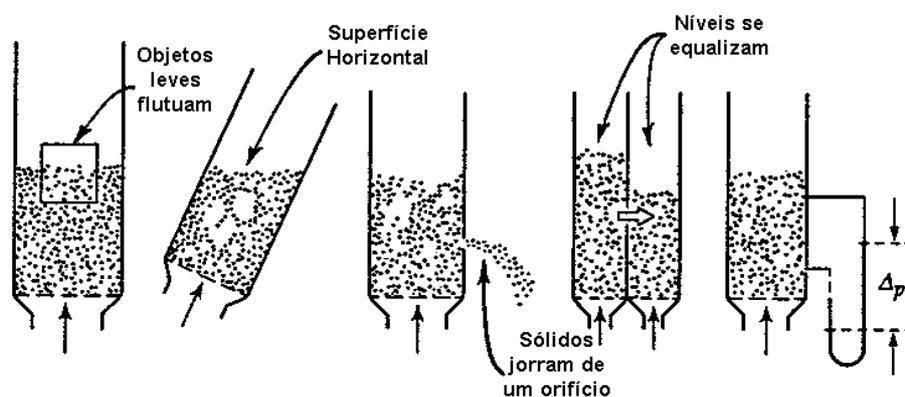
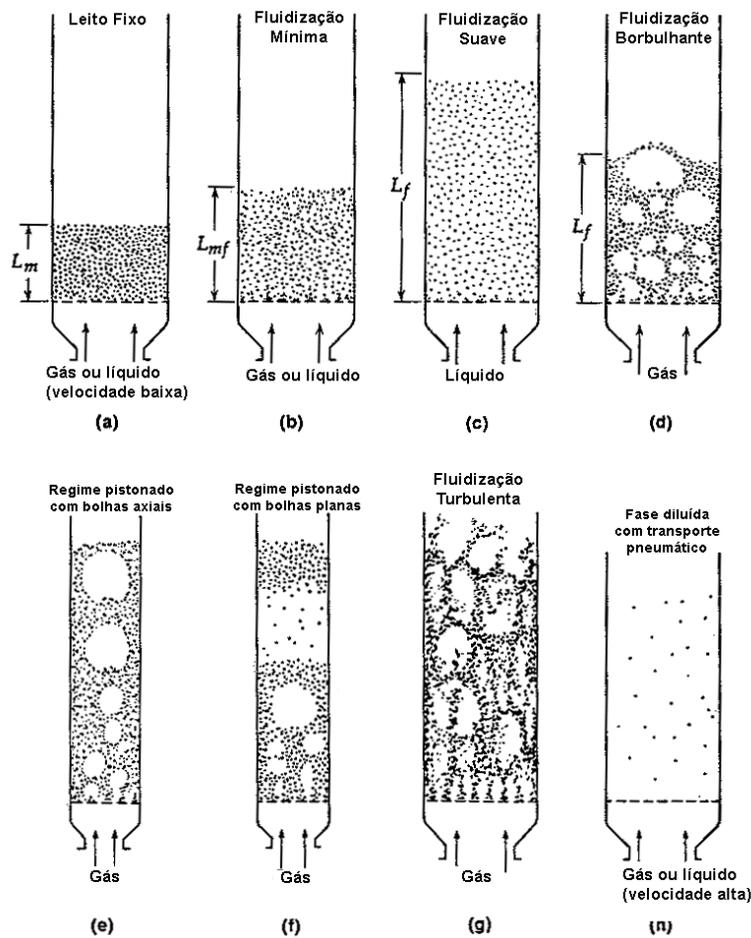


Figura 3.4-1: Comportamento de um sistema fluidizado.



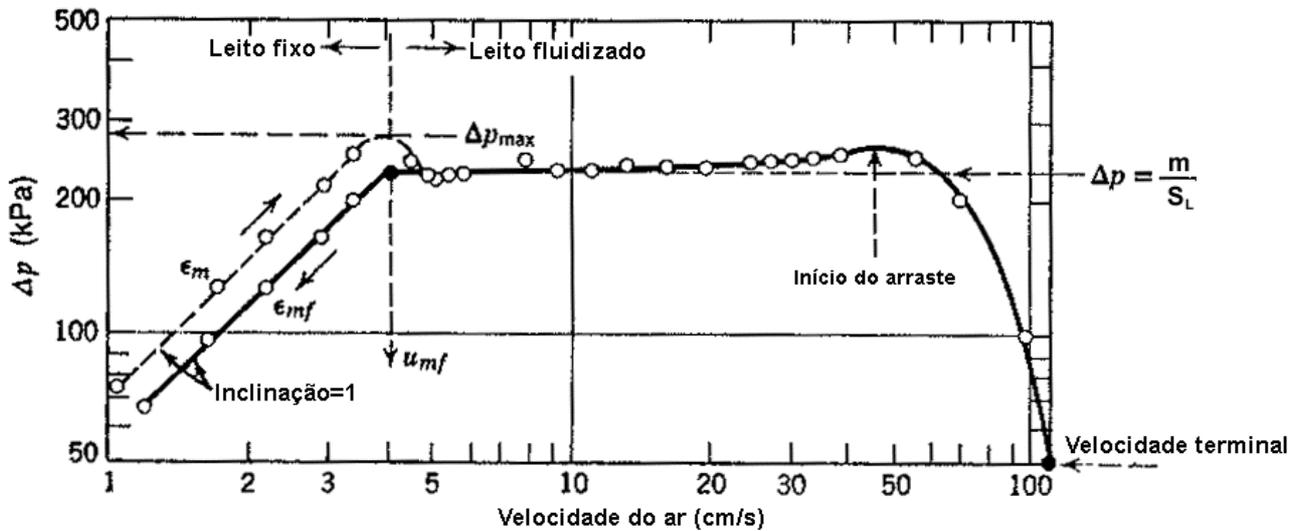
Fonte: KUNII e LEVENSPIEL (1991)

Figura 3.4-2: Regimes de escoamento.

O conceito da porosidade (ϵ) é descrito da seguinte maneira (KEEY, 1992):

$$\epsilon = \frac{\text{volume de poros abertos e cavidades}}{\text{volume total do material}} = 1 - \frac{\rho_{\text{aparente}}}{\rho_{\text{real}}} \quad (15)$$

Quando um fluxo baixo de ar passa através de um leito com partículas, ocorre apenas um preenchimento do fluido nos espaços vazios do leito que permanece estático - *leito fixo*. A porosidade do leito não se modifica e a perda de pressão do fluido varia diretamente com a velocidade superficial do gás (Figura 3.4-2 a e 3.4-3).



Fonte: KUNII e LEVENSPIEL (1969)

Figura 3.4-3: Perda de carga versus velocidade do ar.

Quando um pequeno aumento do fluxo de ar movimenta apenas algumas partículas que vibram em regiões restritas tem-se o *leito expandido*.

Com um crescente aumento no fluxo de ar, todas as partículas são suspensas em um estado similar a de um fluido, tendo um comportamento semelhante ao de um líquido ebuliente. Neste ponto a força friccional entre as partículas e o fluido contrabalança o peso das partículas, o componente vertical da força de compressão entre partículas adjacentes desaparece e a perda de pressão através de uma seção do leito se iguala ao peso do fluido e das partículas nesta seção. Neste estado, o leito é considerado como fluidizado e é referido como um *leito fluidizado incipiente* ou um leito à *mínima fluidização*. A porosidade do leito aumenta e esta condição é caracterizada pela *velocidade crítica de fluidização* ou *velocidade mínima de fluidização* (u_{mf}) do ar e uma perda de pressão máxima (Figura 3.4-2 b).

Em sistemas líquido-sólidos, um aumento no fluxo acima da mínima fluidização, usualmente resulta em uma fluidização suave, com uma progressiva expansão do leito, tal comportamento é chamado de *fluidização suave*, *leito particularmente fluidizado* ou *leito fluidizado homogêneo* (Figura 3.4-2 c).

Sistemas gás-sólidos comportam-se diferentemente, com um aumento do fluxo além da mínima de fluidização, são observadas grandes instabilidades com borbulhamento e canais

preferenciais do gás, caracterizando o estado de *leito fluidizado agregado*, *leito fluidizado heterogêneo* ou *leito fluidizado borbulhante* (Figura 3.4-2 d).

Com o aumento do fluxo, as bolhas de gás crescem à medida que sobem pelo leito, e em leitos delgados de diâmetro pequeno elas podem se tornar grandes o suficiente para se espalhar por todo o leito. No caso de partículas finas, as bolhas fluem suavemente, resultando em um regime denominado *pistonado com bolhas axiais* (Figura 3.4-2 e). Para partículas grosseiras, uma porção do leito é movimentada para cima como o movimento de um pistão, denominado de *regime pistonado com bolhas planas* (Figura 3.4-2 f).

Quando partículas finas são fluidizadas a uma velocidade suficiente do gás, a velocidade terminal dos sólidos é atingida e um *regime de fluidização turbulenta* é atingido (Figura 3.4-2 g). Com um aumento ainda maior do fluxo de gás, sólidos são transportados para fora do leito, representando a *fase dispersa, diluída* ou *delgada com transporte pneumático de sólidos* (Figura 3.4-2 h).

A velocidade mínima de fluidização (u_{mf}) é a medida mais importante no projeto de sistemas fluidizados. Assim a sua determinação é de extrema importância. A construção de diagramas de perda de carga versus velocidade é útil nessa determinação. A Figura 3.4-3 mostra um diagrama típico para areia de $160\mu\text{m}$ de diâmetro.

Observa-se que para fluxos baixos a perda de carga é proporcional à velocidade até o valor máximo da perda de carga, como indicado pela equação de Ergun (1952, apud: KUNII e LEVENSPIEL, 1991):

$$\frac{\Delta P}{H} = 150 \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\mu_g \cdot u_0}{(\phi_s \cdot d_p)^2} + 1,75 \cdot \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_g \cdot u_0^2}{\phi_s \cdot d_p} \quad (16)$$

Com um aumento do fluxo de gás, o leito “destrava”, ou seja, a porosidade aumenta de ε_m para ε_{mf} , resultando em uma diminuição da perda de carga, conforme dado pela seguinte equação:

$$\frac{\Delta P}{H} = (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \quad (17)$$

Com velocidades do gás além da mínima de fluidização, o leito se expande, bolhas são formadas e a perda de carga se mantém praticamente inalterada. Usualmente a velocidade

mínima de fluidização (u_{mf}) pode ser determinada pela intersecção do gráfico de perda de carga versus velocidade do gás no trecho de ε_{mf} , com a linha horizontal correspondente a m/S_L (massa de sólidos pela área do leito), ou combinando as equações 35 e 36:

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (18)$$

Ou:

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} \text{Re}_{p,mf}^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \text{Re}_{p,mf} = Ar \quad (19)$$

Com o aumento da taxa de escoamento do ar, chega-se a uma condição de expansão do leito tal que ocorre arraste das partículas, sendo a velocidade correspondente chamada de *velocidade terminal*.

Geldart (1973, apud: GELDART, 1986) introduziu uma classificação muito usual para pós, baseado na análise do comportamento dos tipos de fluidização exibidos a ar ambiente e pressão atmosférica. Essa classificação se baseia em 4 tipos de sólidos pulverulentos (Figura 3.4-4):

- ✓ **Grupo A:** partículas muito finas, sensíveis à forças externas, com diferenças apreciáveis entre a velocidade mínima de borbulhamento e a mínima de fluidização;
- ✓ **Grupo B:** partículas de tamanho intermediário, formação de bolhas à velocidade incipiente de fluidização. Apresentam mistura de partículas moderada;
- ✓ **Grupo C:** partículas de baixa densidade, finas e coesivas com fortes forças interparticulares; extremamente difíceis de fluidizar, com formação de canais e sem a formação de bolhas. Proporcionam baixa expansão do leito e pobre mistura dos sólidos;
- ✓ **Grupo D:** partículas irregulares e fluidizáveis, de alta densidade, requerem alta velocidade para fluidizar e proporcionam baixa expansão do leito e baixa mistura dos sólidos.

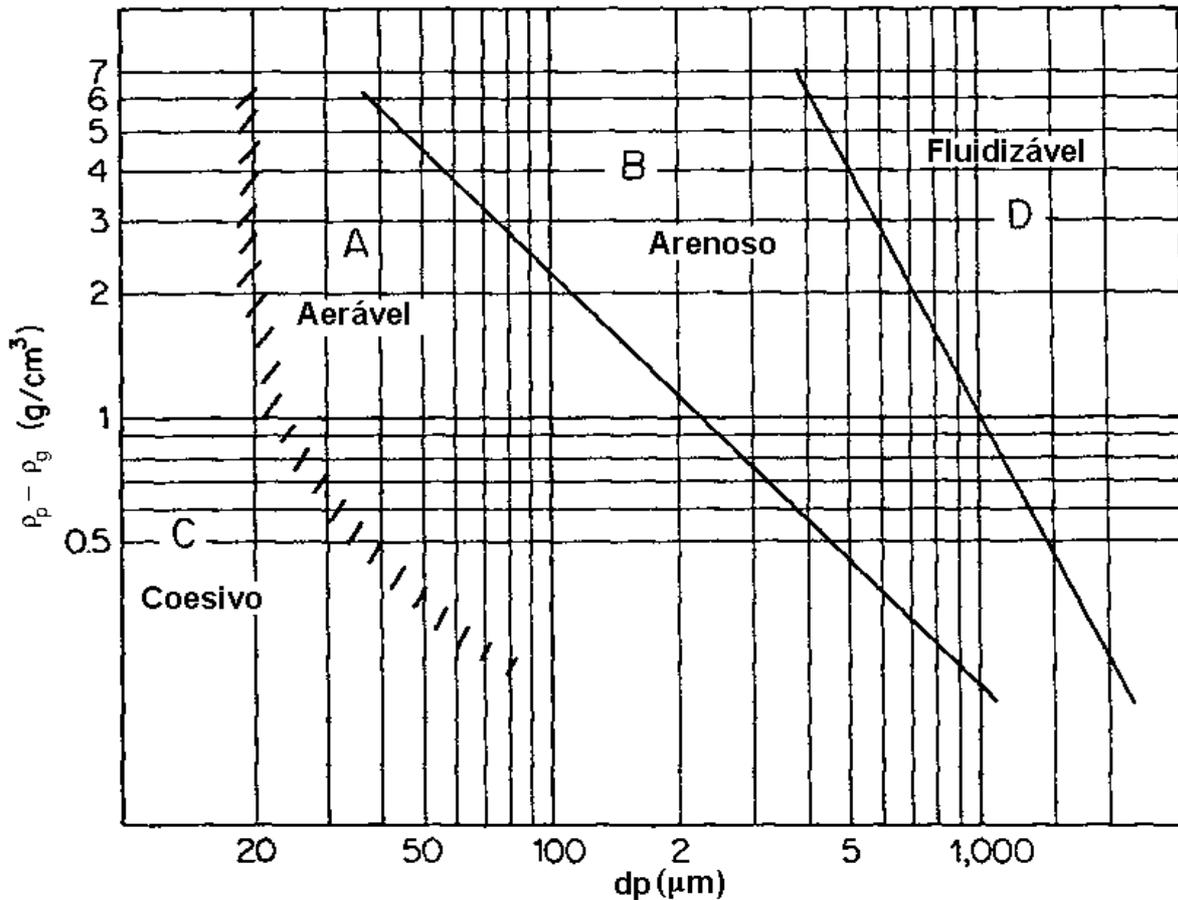


Figura 3.4-4: Classificação das partículas segundo Geldart (1973).

Já WANG e LI (1995) propuseram um outro método que se baseia na área da superfície específica equivalente, onde diferentes comportamentos de fluidização de partículas podem ser classificados.

Segundo ROMANKOV (1971), a fluidização tem sido usada grandemente na tecnologia de secagem, e não apenas para materiais granulares, mas também para pastas, suspensões, soluções e materiais derretidos. Como resultado muitos processos em batelada têm sido substituídos por processos contínuos, que são mais rápidos e econômicos, tais como: leitos de jorro, leitos vibro-fluidizados e sistemas combinados (primeiro estágio, jorro e segundo, fluidizado normal).

3.4.2 Vibração

Um movimento oscilatório pode repetir-se regularmente como o pêndulo de um relógio ou se comportar irregularmente como nos terremotos. Se o movimento oscilatório repete-se a intervalos de tempo iguais, ele é denominado movimento periódico. O tempo de repetição, τ , é denominado período da oscilação e o seu recíproco, $f = 1/\tau$, é a frequência (Thomsom, 1972, apud: FINZER e KIECKBUSCH, 1992).

Mecanismos que promovem a vibração, particularmente equipamentos usados para classificação e/ou separação de grãos, têm sido parte da vida humana por séculos. Atualmente estes equipamentos são grandemente aceitos em aplicações industriais e a absoluta necessidade de se eliminar vibrações indesejáveis e reduzir a poluição sonora, levaram os governantes a financiar pesquisas nessa área, impulsionados pela corrida espacial e armamentista (Paz e Morris, 1974, apud: SATIJA e ZUCHER, 1986).

O uso da vibração em aplicações de engenharia é um tema de amplo interesse no comportamento dinâmico de materiais granulares em processos de: aglomeração de partículas, carga e descarga em silos, classificação com peneiras vibratórias, filtração, fluidização, granulação, transporte em dutos, extração, adsorção e revestimento, e sobretudo a secagem onde se concentra o maior número de aplicações na engenharia química (FINZER e KIECKBUSCH, 1992).

Os dispositivos geradores de ação vibratória são responsáveis pela movimentação das partículas e são denominados vibradores. Os diversos tipos estão classificados como se segue:

- ✓ **Vibrador mecânico de inércia**: a força de excitação é promovida pela rotação de massas desequilibradas;
- ✓ **Vibrador excêntrico**: produz forças de excitação intensas e de baixa frequência. A vibração é devida ao uso de excêntricos em seus eixos;
- ✓ **Vibrador pneumático ou hidráulico**: promove alta frequência de vibração. A vibração é ocasionada pelo movimento de um pistão acionado por um fluido;

- ✓ **Vibrador eletromagnético**: seguramente o melhor dispositivo para promover a vibração, além de produzir freqüências altas, possui uma precisa regulação de freqüência;
- ✓ **Vibrador sonoro**: produz ondas sonoras quando o ar escoar num gerador de som.

O interesse na aplicação de vários tipos de vibração para intensificar a transferência de quantidade de movimento, calor e massa tem sido observado em várias áreas, principalmente na secagem de materiais granulares (STRUMIŁŁO e KUDRA, 1986). Esta intensificação é baseada no:

- ✓ Aumento do valor dos coeficientes de transferência devido ao aumento da turbulência na camada limite: esta influência é positiva se o expoente do número de Reynolds nas equações adimensionais para o número de Sherwood ou Nusselt, for maior que a unidade; caso contrário, se o expoente for menor que a unidade, um decréscimo na intensificação é observado;
- ✓ Aumento da área interfacial como resultado da reação da vibração na estrutura do leito.

Um conceito simplificado, mas usualmente aceito para os mecanismos de leitos vibráteis é a analogia de corpos plásticos (THOMAS et al., 1987). Considerando a situação em que uma pequena quantidade de partículas de sólidos é colocada dentro de um vaso e sujeita a uma vibração senoidal externa: quando a componente vertical da aceleração vibracional excede a aceleração da gravidade, estas partículas saltam irregularmente e suas trajetórias são simplesmente aquelas de partículas individuais agindo independentemente uma das outras. Estas partículas também colidem com a base do vaso e umas com as outras em tempos randômicos. Se partículas são adicionadas para este leito, um ponto é alcançado quando as partículas começam a se mover juntas. Um leito que se move como uma massa é visto periodicamente levantando para fora da base do vaso e caindo de volta para ele, conforme indica a Figura 3.4-5:

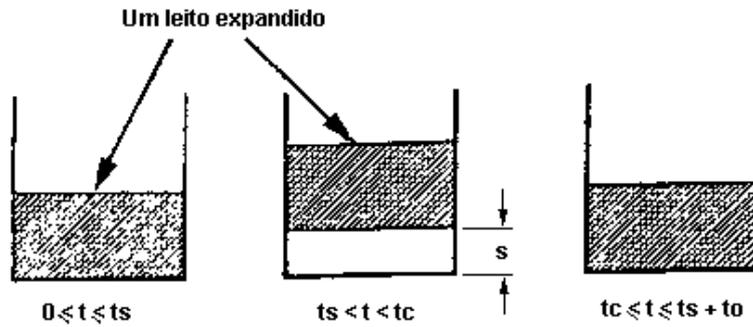
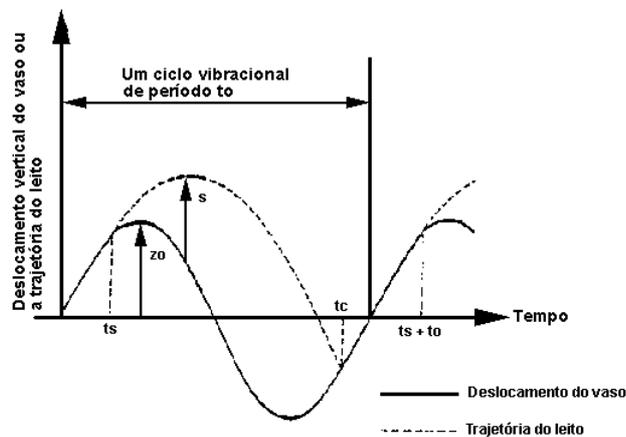


Figura 3.4-5: Movimento de um leito vibrátil modelado como um corpo plástico (THOMAS et al., 1987).

GUTMAN (1976 a) utiliza o conceito de um pistão poroso único de material para explicar o comportamento de um leito vibrátil de um material granular.

A Figura 3.4-6 mostra o registro de um movimento periódico senoidal de um leito de partículas e do recipiente (vaso) que o contém (THOMAS et al., 1987):



Fonte: THOMAS et al. (1987)

Figura 3.4-6: Trajetória do leito e do vaso durante o período de vibração.

O movimento é representado pela seguinte equação (RINGER e MUJUMDAR, 1983-84):

$$x = A \operatorname{sen}\left(2\pi \frac{t}{\tau}\right) = A \operatorname{sen}(\omega t) \quad (20)$$

Um balanço de forças resulta em:

$$m\ddot{y} - mg + \Delta PS \leq 0 \quad (21)$$

Se forças friccionais são desprezadas, então os termos da equação 40, representam, respectivamente: a aceleração do leito, a aceleração da gravidade e a força devido à pressão do ar.

Se $\Sigma Fo < 0$, o leito e o vaso estão em contato, assim:

$$\ddot{y} = \ddot{x} = -\omega^2 A \operatorname{sen}(\omega t) \quad (22)$$

No tempo $t = t_s$ (tempo de vôo), $\Sigma Fo = 0$. Para $\Sigma Fo > 0$, o leito de partículas se desprende do vaso e realiza um vôo livre, encontrando o vaso no instante $t = t_c$.

Para leitos não aerados, o movimento do leito é usualmente caracterizado pela razão da força mássica máxima com a gravidade, esta razão é chamada de valor da trajetória ou intensidade vibracional ou razão adimensional de vibração:

$$\Gamma = \frac{Fo_{M,\max}}{Fo_g} = \frac{A\omega^2}{g} \quad (23)$$

Para leitos vibro-fluidizados, uma permanente perda de carga é presente, e precisa ser levada em conta:

$$\Gamma_{LVF} = \frac{Fo_{M,\max}}{Fo_g - Fo_p} = \frac{A\omega^2 m}{mg - \Delta PS} = \Gamma \left(\frac{1}{1 - \frac{\Delta PS}{mg}} \right) \quad (24)$$

Claramente, na inexistência de fluxo de ar, $\Delta P = 0$, e $\Gamma_{LVF} = \Gamma$.

A Figura 3.4-6 ilustra o tempo t_s no qual o leito é levantado da base do vaso depois que a aceleração do vaso cai para abaixo de $-9,81 \text{ m/s}^2$. Como o leito se levanta, a diferença entre a aceleração do leito e a do vaso cria uma perda de pressão abaixo do leito. Isto ocasiona um fluxo de ar, para baixo, através do leito, para a abertura formada entre a base do leito vibrátil e o teto do vaso vibratório, resultando também em uma expansão do leito. O leito, que está em queda livre, eventualmente, atinge uma posição máxima relativa à base do vaso. Como o leito cai na direção da base do vaso, a pressão na abertura do teto aumenta, e o ar é eventualmente forçado para cima através do leito (THOMAS et al. 1987).

Em um instante seguinte, denotado por t_c , o leito e o vaso colidem. A mecânica da colisão de um corpo com outra massa rígida é determinada pelo coeficiente de restituição do corpo. Se este coeficiente é zero, a colisão é completamente plástica e não haverá ricochete. Observações através de fotografias ultra-rápidas afirmam que o leito não ricocheteia, sugerindo que a energia do impacto é dissipada para o leito. Desde que o leito se move como uma massa e a colisão é plástica, ele pode ser modelado como um corpo plástico de um poro simples (THOMAS et al. 1987).

Kröll (apud: GUTMAN, 1976 a) propôs um modelo para o comportamento de um leito vibrátil de materiais granulares: modelo de gás compressível, em que para a validação do mesmo, a porosidade do leito tem que ser constante, a fricção com a parede tem que ser desprezada e a colisão entre o leito e a base do vaso tem que ser inelástica instantânea.

GUTMAN (1976 a), propôs uma melhoria do modelo proposto por Kröll incluindo o efeito da compressibilidade do ar.

GUTMAN (1976 b), em outro artigo, estudou a transferência de calor e a dissipação de energia utilizando o modelo de gás compressível para uma placa vertical de aquecimento imersa em um leito vibrátil granular. Este modelo foi validado em um experimento com esferas de vidro onde a taxa da energia dissipada de um leito vibrátil pode ser calculada através deste modelo de gás compressível. Para partículas grandes, o modelo indica que a maior parte da energia é dissipada durante a colisão entre o leito e o vaso, enquanto a pressão do ar gerada entre o leito influencia a energia dissipada para o leito de partículas finas.

O principal parâmetro característico da excitação é a intensidade da energia vibracional gerando várias condições em sistemas excitados. Os seguintes parâmetros foram propostos para a caracterização e medição da intensidade da vibração (ERDÉSZ, 1990):

Potência específica da vibração:

$$I_p = A^2 \cdot f^3 \equiv A^2 \cdot \omega^3 \quad (25)$$

Onde: $\omega = 2\pi f$

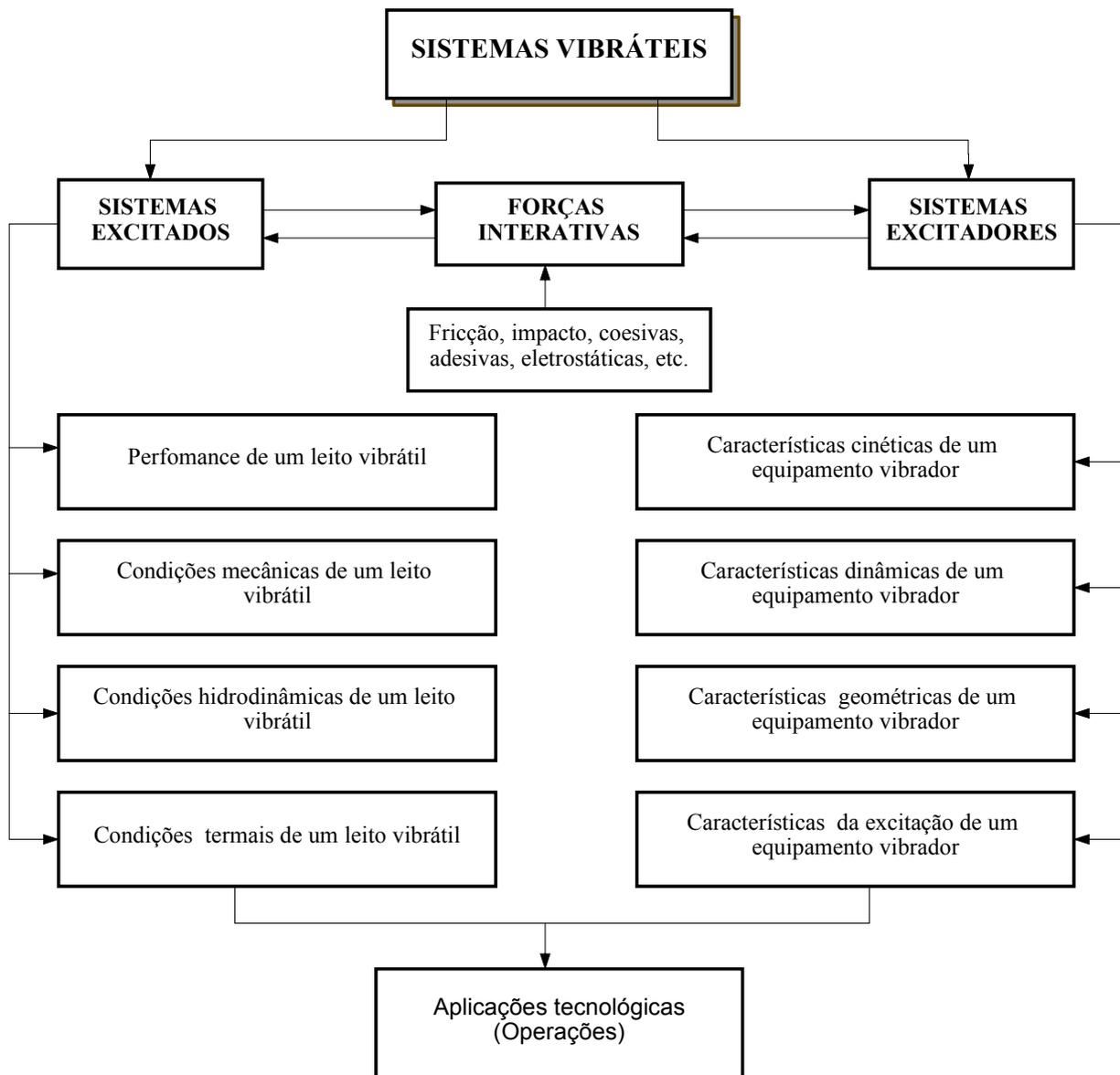
Energia específica da vibração:

$$I_e = A \cdot f^2 \equiv A \cdot \omega^2 \quad (26)$$

Velocidade média da vibração:

$$u_{vib} = A \cdot f \equiv A \cdot \omega \quad (27)$$

MUJUMDAR e ERDÉSZ (1988) dividem as operações com equipamentos vibráteis em três grandes áreas: mecânica, térmica e operações químicas. Como exemplo de aplicações da vibração em operações mecânicas os autores citam: transporte de materiais (transportadores e alimentadores), separação de misturas, descarga de silos e moegas. No caso de operações térmicas, a secagem e resfriamento são as operações mais comuns em indústrias químicas e alimentares. O uso da vibração para a intensificação de reações químicas tem um grande potencial ainda não explorado. Um fluxograma da classificação de sistemas vibráteis é apresentado na Figura 3.4-7:



Fonte: MUJUMDAR e ERDÉSZ (1988).

Figura 3.4-7: Classificação dos equipamentos vibráteis de processamento.

3.4.3 Vibro-Fluidização

Com os conceitos assim descritos, pode-se perceber a possibilidade da obtenção de inúmeras vantagens quando se alia o efeito mecânico da agitação do leito do secador com a ação pneumática do ar secante.

De acordo com GUPTA e MUJUMDAR (1980 a e b), que apresentaram uma das primeiras revisões sobre leitos vibro-fluidizados, a primeira aplicação comercial de um SVF foi reportada nos anos de 1938 por Allis-Chalmers que operou uma unidade para a secagem de molibdênio mineral. Atualmente alguns exemplos das suas aplicações podem ser encontradas na aglomeração de leite em pó, secagem de fertilizantes, açúcar, raspas de polímeros, sais inorgânicos, produtos farmacêuticos, fibras de asbestos, etc. Os autores ainda observaram que o SVF é objeto de muita pesquisa e desenvolvimento principalmente na antiga União Soviética, com 75% das publicações em russo, 15% em polonês, romeno e japonês, e com menos de 10% em inglês, dados de 1980. STRUMIŁŁO e PAKOWSKI (1980), também apresentaram no livro *Drying '80* uma extensa revisão da literatura. Em 1983, no livro *Advances in Drying*, PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO (1984), escreveram um capítulo inteiro dedicado aos leitos vibro-fluidizados, com mais de 130 referências. ERDÉSZ e MUJUMDAR (1987) apresentaram mais de 230 bibliografias referentes às aplicações da vibração em processamento de partículas das duas últimas duas décadas, com material em russo, húngaro, checo, polonês, japonês e inglês. Revisões sobre LVF também foram feitas por ERDÉSZ (1990). Um resumo em inglês de uma tese de doutorado em russo com estudos sobre a hidrodinâmica, reologia e transferência de calor e massa foi apresentado por RYZHKOV (1992).

FINZER e KIECKBUSCH (1992) também fizeram uma revisão bastante detalhada da secagem em sistemas de vibração.

Algumas teses ou dissertações sobre o assunto publicadas no Brasil também foram encontradas principalmente na Universidade Federal de São Carlos (Departamento de Engenharia Química) e Universidade Estadual de Campinas (Faculdade de Engenharia de Alimentos e Faculdade de Engenharia Agrícola).

A procura pelo termo *vibro-fluidized* em sistemas de busca pela Internet resulta em mais de 160 páginas e pelo termo *vibrofluidized* em mais de 100, confirmando a grande quantidade de informações referentes a esse tema.

A secagem vibro-fluidizada é utilizada para materiais termolábeis, que requerem tempos de residência curtos, altas taxas de secagem e baixas temperaturas de secagem, tais como: materiais granulares, pastas e pós; materiais farmacêuticos, biológicos e alimentares (BORDE et al., 1996; HAN, MAI e GU, 1991).

MROWIEC e CIESIELCZYK (1977) utilizaram um secador de leite vibro-fluidizado para determinar o tempo total de operação do equipamento, dependendo do processo e condições operacionais adotadas (características do material a ser seco, umidade inicial e final, propriedades termo-físicas). Sabe-se, também, que a vibração do leite, sua inclinação e o insuflamento de ar são características importantes para a determinação do tempo de residência dos materiais durante o processo de secagem.

3.4.3.1 Tipos de leite e de secadores vibro-fluidizados

Baseados em observação visual, Bratu e Jinescu (1971, apud: GUPTA e MUJUMDAR, 1980 a) definiram três regimes operacionais de sistemas vibrados dependendo da magnitude da componente vertical da aceleração vibracional:

- ✓ **Leito vibrátil**: quando $A\omega^2/g < 1$, o leite se comporta como um leite fluidizado simples e a vibração somente aumenta a estabilidade e a homogeneidade do leite fluidizado;
- ✓ **Leito vibro-fluidizado**: quando $A\omega^2/g \approx 1$, o fluxo de ar e a vibração contribuem para a fluidização e o comportamento do leite é influenciado pela magnitude dos dois;
- ✓ **Leito fluidizado vibrado**: quando $A\omega^2/g > 1$, o leite é essencialmente influenciado por forças vibratórias, que tendem a suspender o leite durante a secagem.

Em escala industrial os tipos de secadores vibrados mais utilizados são:

- ✓ **Secadores contínuos com leitos posicionados na horizontal**, os quais são geometricamente simples e requerem pouca manutenção. Exemplos deste equipamento são mostrados nas Figuras 3.4-8 (KEEY 1992) e 3.4-9:

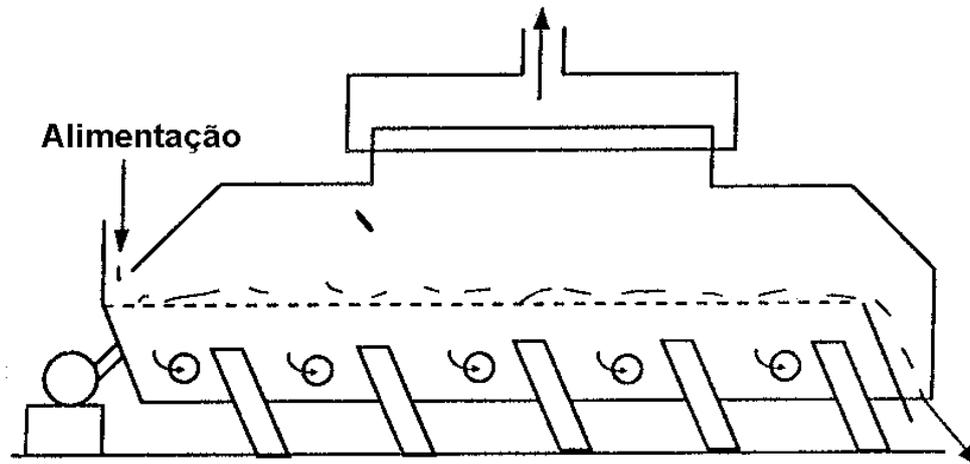
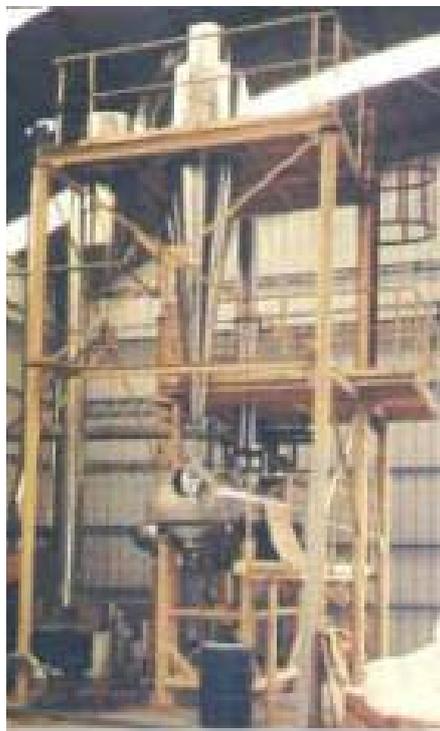


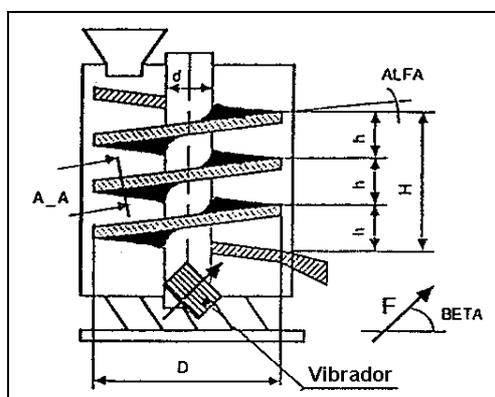
Figura 3.4-8: Secador de leito vibro-fluidizado horizontal.



Fonte: QUÍMICOS ESIOD S.A. (2002)

Figura 3.4-9: Secador de leito vibro-fluidizado horizontal industrial de 10ton/dia.

- ✓ **Secadores verticais**, que geralmente são construídos com múltiplas bandejas, na forma espiral ou cilíndrica (Figuras 3.4-10 e 3.4-11):



Fonte: SZALAY et al. (1995)

Figura 3.4-10: Desenho esquemático de um secador de leito vibro-fluidizado vertical.



a) Laboratorial (UNIVERSIDAD DE SANTIAGO DE CHILE, 2002)



b) Industrial (DAESUNG, 2002)

Figura 3.4-11: Secadores vibro-fluidizados verticais.

STRUMIŁŁO e PAKOWSKI (1980) descrevem os seguintes tipos de secadores vibro-fluidizados (Figura 3.4-12):

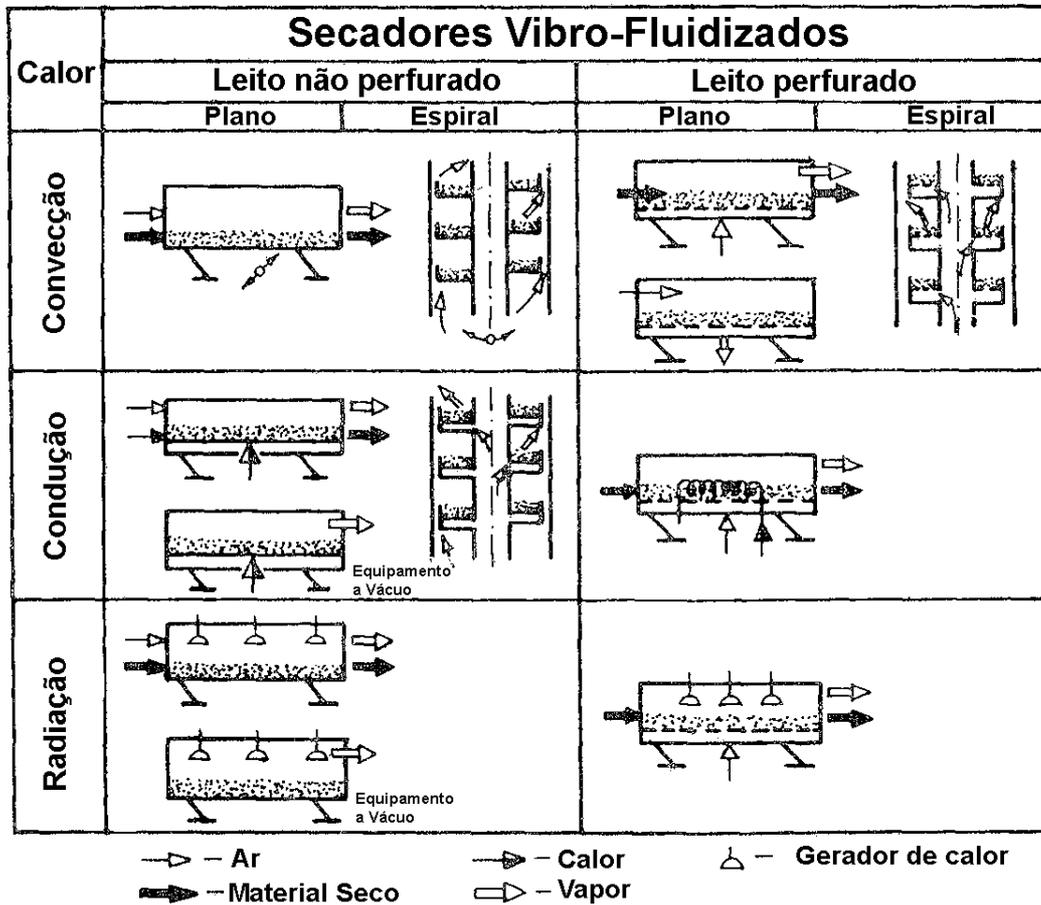


Figura 3.4-12: Principais exemplos de secadores com vibradores.

As vantagens descritas pelos autores são muito importantes do ponto de vista da qualidade do produto final. Além de as características do produto final (distribuição de tamanho, tamanho médio da partícula, dispersão do tamanho da partícula, etc.) serem facilmente controladas, ajustando-se os parâmetros de vibração (amplitude e frequência).

3.4.3.2 Características dos leitos vibro-fluidizados

A homogeneidade e estabilidade do leito foram melhoradas com o advento da vibração (exceto para valores altos de Γ e grandes alturas do leito), devido ao fato da não ocorrência

de bolhas, resultando em um leito mais uniforme (GUPTA e MUJUMDAR, 1980 a). Jinescu (1971, apud: GUPTA e MUJUMDAR, 1980 a) definiu o termo *Número de Homogeneidade*, I_v :

$$I_v = \left(\frac{X_v - X_s}{X_v} \right) \times 100 \quad (28)$$

Este termo quantificou a melhora na estrutura do leito e mostrou que uma homogeneidade de 95% pode ser atingida com o uso da vibração, indicando que a passagem do gás pode ser reduzida para apenas 5% do seu valor em um leito não vibrado.

3.4.4 Aerodinâmica de Leitos Vibro-Fluidizados

No regime vibro-fluidizado o ar escoia a velocidades muito baixas o que, por si só não teria condições de movimentar as partículas do leito, ocorrendo o efeito redutor da vibração sobre a velocidade mínima de fluidização (u_{mf}) que passa a ser então denominada de velocidade incipiente de vibro-fluidização (u_{mvf}) (FINZER e KIECKBUSCH, 1992).

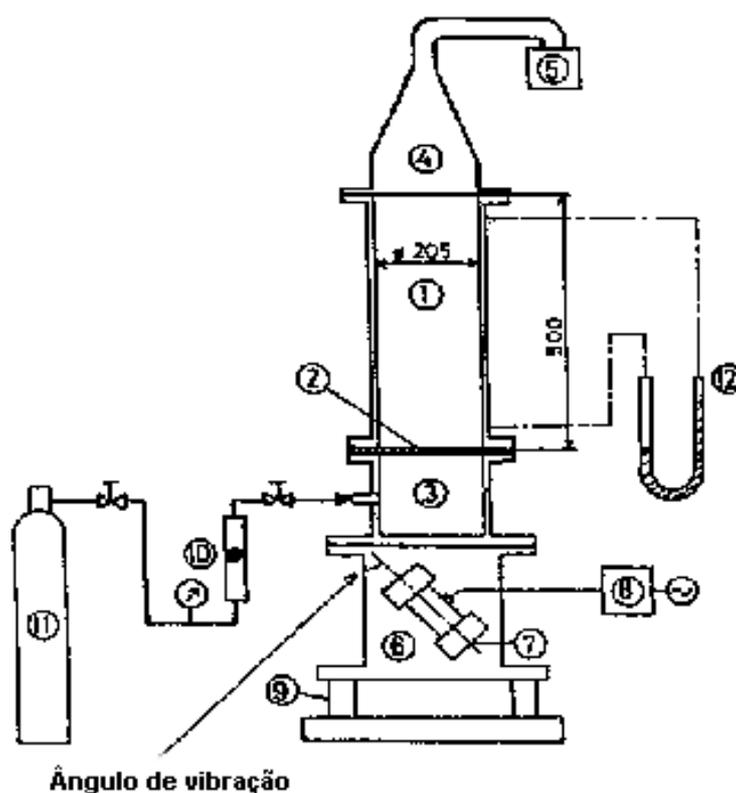
Na prática, a extensão da redução da vibração sobre a velocidade mínima de fluidização é menor do que prevê a equação, devido ao amortecimento de vibração pela influência da altura do leito.

O estado vibro-fluidizado inicia-se quando a força gravitacional atuando sobre a partícula é exatamente equilibrada pela soma da força resistiva do gás e pela componente vertical da força gravitacional (GUPTA e MUJUMDAR, 1980 a).

Um completo estudo teórico e prático sobre a função de distribuição de velocidades em um leito vibro-fluidizado foi realizado por KUMARAN (1998). O autor utilizou o conceito de análise assintótica no limite em que a dissipação de energia em uma colisão devido à inelasticidade ou entre colisões sucessivas devido à forças viscosas é pequena comparada a energia da partícula (a velocidade máxima da superfície vibratória é pequena comparada à média quadrática da velocidade das partículas).

MORI et al. (1991) desenvolveram um tipo especial de leito vibro fluidizado para partículas muito finas (Grupo C de Geldart): a direção da vibração pode ser alterada mudando o ângulo em que o moto-vibrador está preso (Figura 3.4-13). Os autores também descrevem a dificuldade em se fluidizar partículas menores do que 10 a 30 μm devido ao

fenômeno de canais preferenciais (*channeling*). Esta classe de partículas segundo Morooka (apud: MORI et al., 1991), pode ser fluidizada em leitos fluidizados convencionais, pois elas se aglomeram em partículas secundárias maiores. Contudo, em colunas muito largas não é fácil conseguir a fluidização destas partículas em todo o leito, e um aumento na velocidade do gás ocasiona uma separação a um extremo tal, que algumas partículas são perdidas. Assim os autores sugerem o uso de leitos vibro-fluidizados que satisfatoriamente conseguem atingir a fluidização de partículas muito finas com velocidades do ar baixas. No experimento, o nitrogênio foi usado como gás fluidizante para não ter a influência da umidade no processo. Os autores confirmaram a eficiência de um leito vibro-fluidizado, na fluidização de partículas muito finas com extrema dificuldade para fluidizar, e cada tipo de partícula tem sua própria frequência ótima de vibração para uma melhor fluidização.



Fonte: MORI et al. (1991).

Figura 3.4-13: Secador vibro-fluidizado

Onde: 1 = leito fluidizado; 2 = distribuidor; 3 = *plenum*; 4 = placa livre; 5 = filtro; 6 = bloco vibratório; 7 = motor vibratório; 8 = inversor; 9 = mola; 10 = fluuômetro; 11 = cilindro de N₂; 12 = manômetro.

3.4.4.1 Perda de carga

O fenômeno mais reportado é a redução da perda de carga e a dependência da forma da curva de fluidização com a vibração (PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO, 1984). Outra característica é a não existência da histerese (MUJUMDAR, 1983).

STRUMIŁŁO e PAKOWSKI (1980) dividiram a forma das curvas de fluidização em um leito vibro-fluidizado, como se segue:

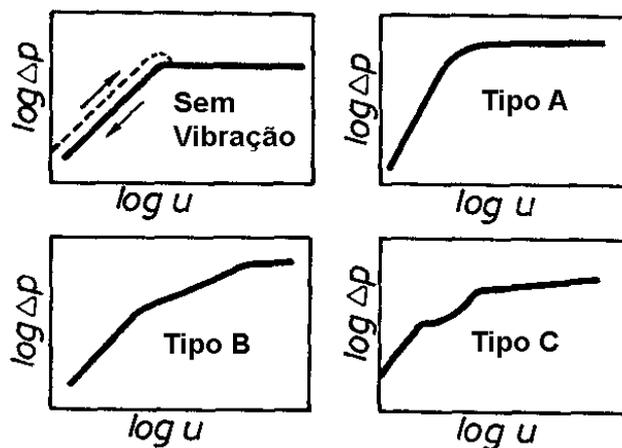


Figura 3.4-14: Classificação das curvas de fluidização em um LVF.

Como se observa, a primeira curva representa a fluidização convencional, sem a vibração. No caso de baixas acelerações vibracionais, curva *tipo (A)*, o pico de pressão não é observado. A curva *tipo (B)* representa valores intermediários de aceleração vibracional. E a *curva tipo (C)* representa altos valores de aceleração vibracional, em que se observam dois platôs ao invés de um, usualmente encontrado na fluidização convencional.

GUPTA e MUJUMDAR (1980 b) utilizando o esquema proposto na Figura 3.4-15, determinaram as curvas apresentadas na Figura 3.4-16, para verificar a aerodinâmica de um LVF, variando a freqüência de vibração e mantendo todos os outros parâmetros constantes.

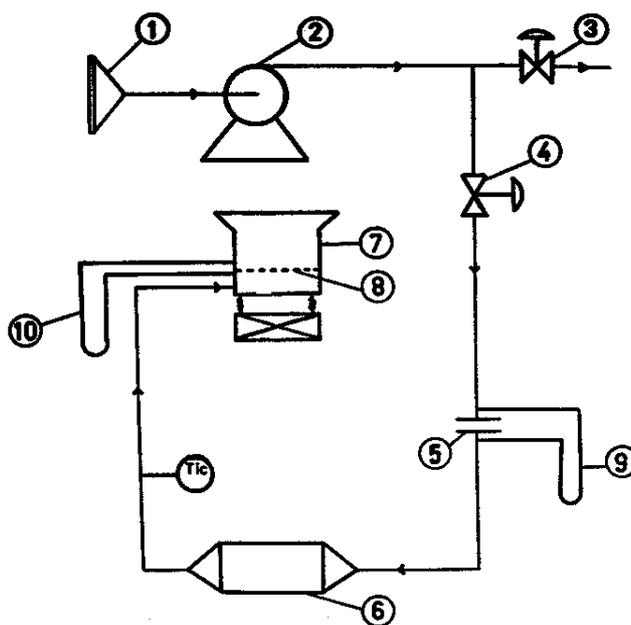


Figura 3.4-15: Esquema do equipamento para determinar a aerodinâmica de um LVF.

Onde: 1 = filtro de ar; 2 = ventilador; 3 = by pass; 4 = registro de ar; 5 = placa de orifícios; 6 = aquecedor; 7 = LVF; 8 = distribuidor; 9 e 10 = manômetros.

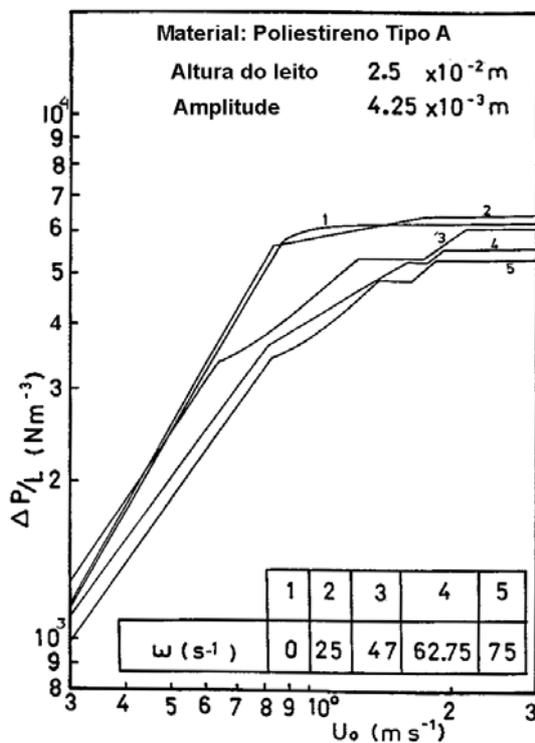


Figura 3.4-16: Efeito da frequência de vibração na curva perda de carga x velocidade.

Os mesmos autores também resumiram na Figura 3.4-17 o tipo que a curva deve apresentar dado um certo conjunto de condições operacionais:

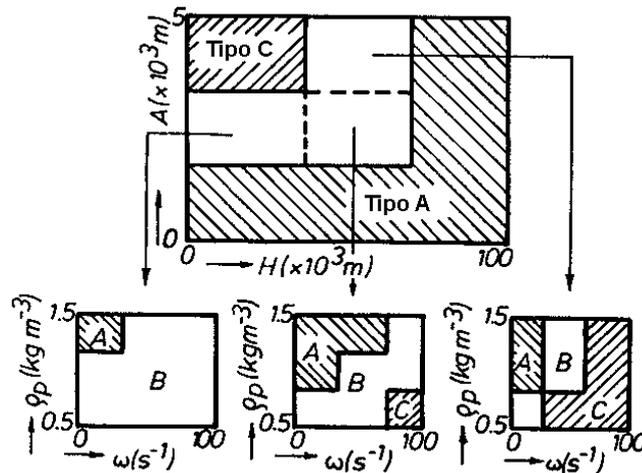


Figura 3.4-17: Mapa dos regimes de fluxo em um LVF.

Uma redução de 35% na perda de carga foi observada como consequência da vibração. Uma diminuição na perda de carga foi conseguida em alturas pequenas do leito, altas frequências e grandes amplitudes de vibração, e para leitos com partículas grandes ou mais esféricas (GUPTA e MUJUMDAR, 1980 b).

Na Tabela 1 estão mostradas equações empíricas para a perda de carga em um leito vibro-fluidizado, correlacionando a perda de carga em função dos parâmetros de vibração:

Tabela 1: Correlações para a perda de carga em um leito vibro-fluidizado.

AUTOR	CORRELAÇÃO	MATERIAL*	FAIXA DE Γ	EQ.
Bratu e Jinescu (1969, 1971 e 1972) ¹	$(\Delta P_{mf})_{vib} = (\Delta P_{mf})_{st} \left(\frac{A\omega^2}{g} \right)^{-n}$ $n = 0,15 + 24,17 \times (d_p \rho_p)$	A, B	0-15	(29)
Mushtaiev et al. (1973) ¹	$(\Delta P_{mf})_{vib} = (\Delta P_{mf})_{st} \left(\frac{A\omega^2}{g} \right)^{-n}$ $n = 0,41 + 19,6 \times (d_p \rho_p)$	A, B	0-15	(30)
Chevilenko et al. (1979) ²	$(\Delta P_{mf})_{vib} = \rho_p (1 - \varepsilon) H 1,967 d_p^{0,11} \left(\frac{H}{d_L} \right)^{0,18} \left(\frac{A\omega^2}{g} \right)^{0,51}$	-	-	(31)
GUPTA e MUJUMDAR (1980 b)	$\frac{(\Delta P_{mf})_{vib}}{(\Delta P_{mf})_{st}} = \left[1 - 0,0935 \left(\frac{d_p}{H} \right)^{0,946} \left(\frac{A\omega^2}{g} \right)^{0,606} \phi^{1,637} \right]$	B, D	0-22	(32)
Ramzin (19--) ³	$(\Delta P_{mf})_{vib} = 1,41 H (u_{mf})^{1,43}$	D	1-10	(33)
Drogalin e Karpova (19--) ³	$(\Delta P_{mf})_{vib} = 191,5 H (u_{mf}) + 1,12 H (u_{mf})^2$	D	1-10	(34)
Bakhman, Zhirnov e Mikhailov (1970) ³	$Eu = \frac{\Delta P_{mf}}{\rho_g (u_{mf})^2} =$ $= K_1 \text{Re}^{K_2} \text{Re}_v^{K_3} \Gamma^{K_4} \left(\frac{m}{d_L \rho_g} \right)^{K_5} \left(\frac{\rho_p}{\rho_g} \right)^{K_6} \left(\frac{A}{\rho_g} \right)^{K_7}$ $\text{Re} = \frac{d_p u_{mf}}{\nu}; \text{Re}_{vib} = \frac{d_p^2 \omega}{\nu}$	B, D	3,5-13	(35)
Erdész e Ormós (1984) ³	$\Delta P_{mf} = \Delta P_{mf} (1,06 - 0,034\Gamma + 0,006\Gamma^2 - 0,0007\Gamma^3)$	B	1-12,9	(36)

* Classificação de Geldart

¹ GUPTA e MUJUMDAR (1980 a e b)² PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO (1984)³ ERDÉSZ, MUJUMDAR e RINGER (1986) e ERDÉSZ (1990)

ERDÉSZ e MUJUMDAR (1989) estudaram a validade de um modelo fenomenológico de um sistema vibrátil baseado no conceito de um pistão poroso em um cilindro. A flutuação da porosidade do leito foi considerada assim como o ar possuindo uma compressibilidade média. O modelo mostrou um bom ajuste para os dados experimentais, possuindo uma grande sensibilidade para variações na permeabilidade do leito, ângulo de fase da flutuação da porosidade e a amplitude da vibração:

$$\frac{dP}{dt} = \frac{-k_0 \left[1 + \text{sen} \left(\frac{\omega t}{n} + \phi \right) \frac{P - P_L}{P} RT - AS \omega \cos(\omega t) P \right]}{V + AS \text{sen}(\omega t)} \quad (37)$$

RINGER e MUJUMDAR (1983-1984) encontraram o seguinte gráfico para um LVF de partículas de $d_p = 2500\mu\text{m}$ e $\rho_p = 1420\text{kg/m}^3$.

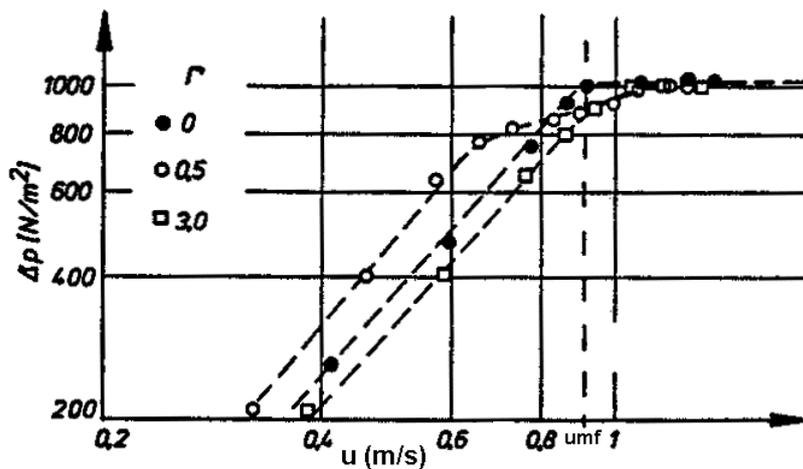


Figura 3.4-18: Perda de carga do leito para um LVF.

Já ERDÉSZ, MUJUMDAR e RINGER (1986) e ERDÉSZ (1990) determinaram o seguinte gráfico:

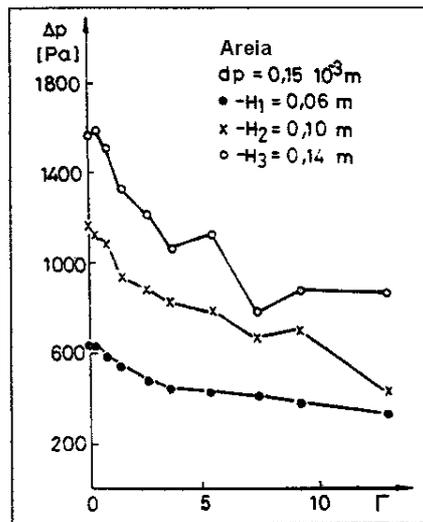


Figura 3.4-19: Perda de carga do leito para um LVF, em função de Γ .

Utilizando farelo de arroz, FITO, SANZ e FLORS (1975) estudaram a perda de carga em um LVF de 24Hz de frequência e 2,1mm de amplitude. Através da equação clássica de Ergun, chegaram à seguinte equação empírica:

$$\frac{\Delta P}{H} = 800 \frac{(1 - \varepsilon_g)^2}{\varepsilon_g^3} \frac{\mu_g u_g}{d_p^2} \quad (38)$$

DELLA TONIA JR., FREIRE e TOBINAGA (1989) encontraram as seguintes curvas de perda de carga para a secagem de painço, em um LVF vertical:

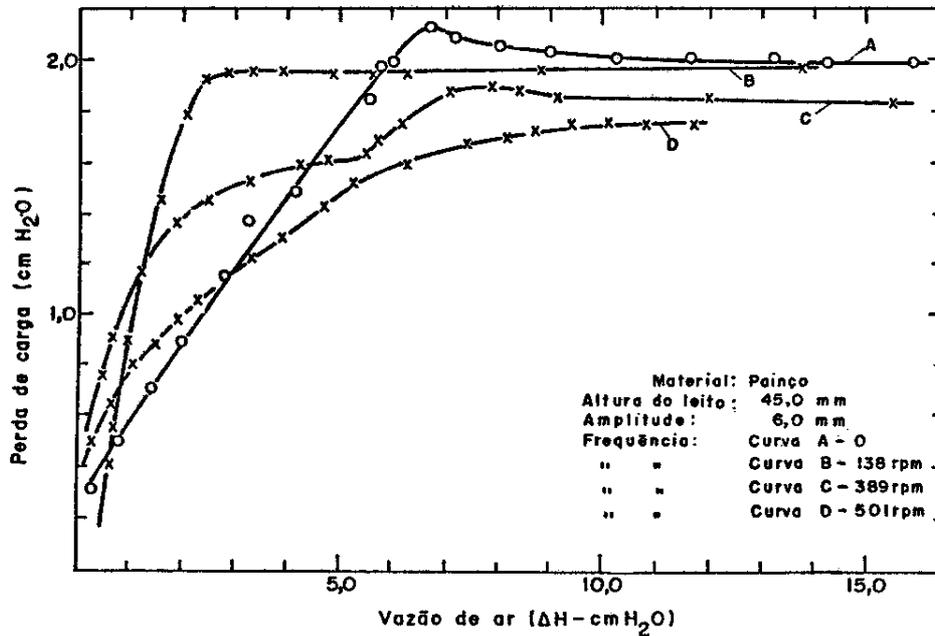


Figura 3.4-20: Curvas características de fluidização.

Observa-se que a curva da perda de carga versus vazão do ar encontrada foi similar à proposta em literatura (STRUMIŁŁO e PAKOWSKI, 1980).

GARIM e FREIRE (1998) também estudaram as curvas características de fluidização de leitos vibro-fluidizados e fluidizados, utilizando um sistema automático de coleta de dados com transdutores de pressão instalados em vários pontos do leito. Estes dados foram tratados estatisticamente através da determinação do desvio padrão das medidas de queda de pressão no leito. No caso de LVFs, as variações de queda de pressão são uma função da altura do leito e do adimensional de vibração. Através das curvas de desvio padrão, podem-se determinar as condições nas quais a vibração imposta é predominante em relação à força exercida pelo escoamento do ar através do leito de partículas.

O persulfato de potássio foi utilizado por JINESCU et al. (2000) em um leito vibro-fluidizado vertical para se chegar à seguinte equação empírica da perda de carga:

$$(\Delta P_{mf})_{vib} = j_1 \left(\frac{A\omega^2}{g} \right)^{-j_2} \quad (39)$$

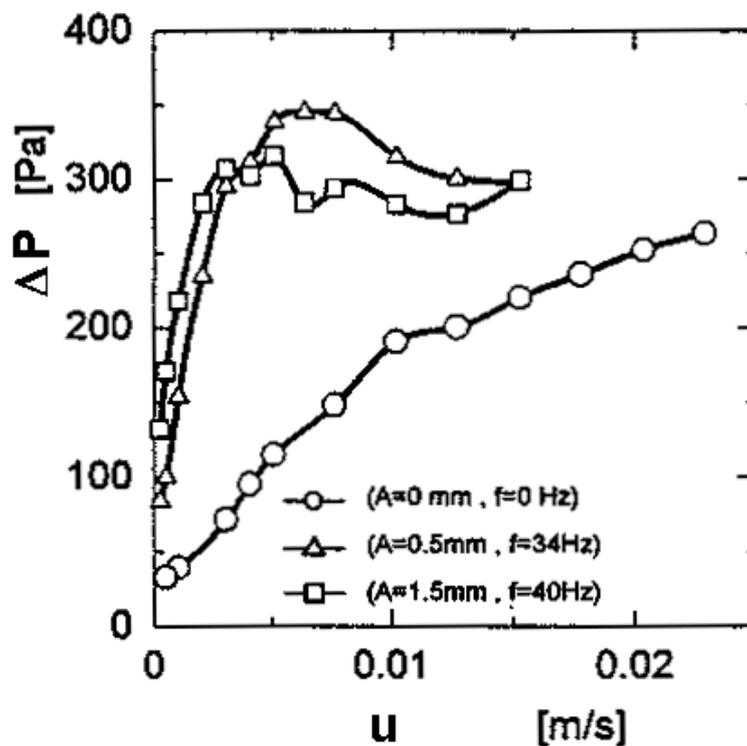
Os parâmetros j_1 e j_2 são em função da relação H_0/d_L , conforme mostrado no Quadro 5:

Quadro 5: Relação entre j_1 , j_2 e a razão H_0/d_L .

H_0/d_L	j_1	j_2
0,3	23	-0,0525
0,6	32,75	-0,0991
0,9	35	-0,0447
1,25	37	-0,0125

A perda de carga em LVF é de 20-30% menor do que em leitos convencionais.

NODA, MAWATARI e UCHIDA (1998) apresentaram na Figura 3.4-21 a curva de fluidização de esferas de vidro de $6\mu\text{m}$ de diâmetro em um LVF vertical. Sem vibração, as curvas típicas não foram observadas, possivelmente pelas altas forças coesivas entre as partículas. Além disso, observaram que a fluidização só pode ser alcançada se a vibração mecânica for imposta.

**Figura 3.4-21: Curvas de fluidização.**

KUIPERS, STAMHUIS e BEENACKERS (1996) estudaram a fluidização de amido de batata (Tipo C) em um leito vibro-fluidizado agitado. Os parâmetros determinados em função da velocidade do ar, altura do leito, conteúdo de umidade, tipo e velocidade do agitador, frequência e amplitude de vibração foram: o índice de fluidização (ΔP S/m g), expansão do leito, torque e comportamento visual do leito. A combinação ótima da agitação e dos parâmetros de vibração evitou o *channeling* no leito e a aglomeração do amido, mesmo para uma altura elevada do leito (0,76m).

3.4.4.2 Velocidade mínima de fluidização

Em leitos não vibrados a velocidade mínima de fluidização corresponde à intersecção dos 2 segmentos (inclinado e plano) da curva de fluidização. Como esta não é uma curva típica em LVF (Figura 3.4-3) a velocidade mínima de vibro-fluidização é difícil de ser determinada (PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO, 1984). Para minimizar esta dificuldade, GUPTA e MUJUMDAR (1980 b) propuseram a velocidade mínima de mistura em um LVF.

A Tabela 2 sumariza uma série de trabalhos para se determinar a velocidade mínima de vibro-fluidização. São todas equações empíricas, baseadas em diferentes conjuntos de dados:

Tabela 2: Correlações para a velocidade mínima de vibro-fluidização.

AUTOR	CORRELAÇÃO	MATERIAL*	FAIXA DE Γ	EQ.
Bratu e Jinescu (1972) ¹	$u_{mvf} = u_{mf} \left[1 - \frac{1 + EL}{2\pi j} \frac{A\omega^2}{g} \right]$	A, B	0-15	(40)
Mushtaiev e Planovsky (19--) ³	$u_{mvf} = u_{mf} \left[1 - 0,08 \frac{A\omega^2}{g} \right]$	B	0-30	(41)
Mushtaiev et al. (1973) ^{1 e 2}	$u_{mvf} = 6,9 \left(\frac{\rho_p}{\rho_g} \right)^{0,63} \left(\frac{1}{\nu} \right)^{0,33} d_p^{0,88} \left(1 - c \frac{A\omega^2}{g} \right)$ $\ln c = 0,7 \times 10^{-3} f^{1,28} \sqrt{H/d_p}$	B	0-30	(42)
GUPTA e MUJUMDAR (1980 b)	$u_{mm} = u_{mf} (1,952 - 0,275\Gamma - 0,686\Gamma^2)$	D	0-3	(43)
RINGER e MUJUMDAR (1983-84)	$u_{mvf} = u_{mf} \sqrt{1 - \Gamma/\Gamma_{LVF}}$ $\Gamma_{LVF} = \Gamma \left[\frac{1}{1 - \Delta P \cdot S_L / m \cdot g} \right]$	B, D	0-3	(44)
ERDÉSZ e MUJUMDAR (1986)	$u_{mvf} = 0,8 u_{mf} \left(\frac{\Delta P_{mf}}{\Delta P_{mvf}} \right)^{2/3}$	B, D	0-12,9	(45)

* Classificação de Geldart

¹ GUPTA e MUJUMDAR (1980 a e b)

² PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO (1984)

³ ERDÉSZ, MUJUMDAR e RINGER (1986) e ERDÉSZ (1990)

RINGER e MUJUMDAR (1983-1984) também propuseram as seguintes faixas operacionais para uma fluidização homogênea em um LVF (Figura 3.4-22). Para $\Gamma < 1$, o leito é fixo (linha 1); a linha 2 corresponde a uma pequena movimentação no leito ($1 < \Gamma < 1,4$); acima dessa linha (linha 3) um estado de fluidização homogênea é alcançado. Por razões mecânicas, Γ não deve exceder 3,3, nem a velocidade superficial deve exceder u_{mf} .

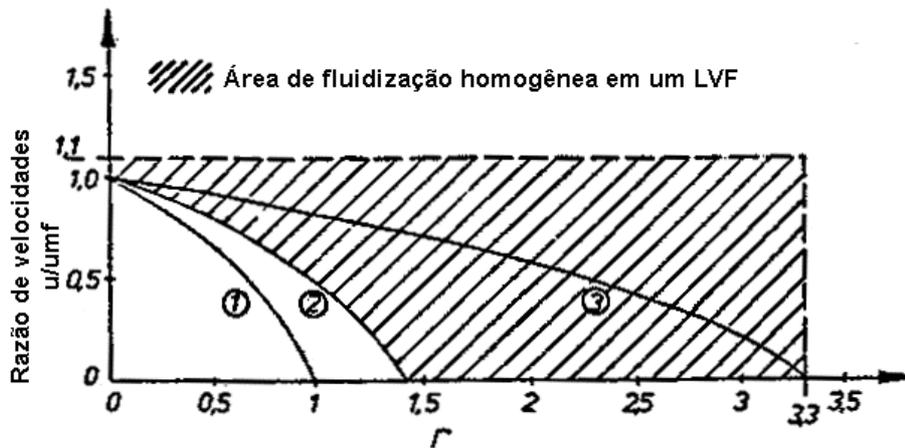


Figura 3.4-22: Mapa de regimes de fluxos em um LVF.

ERDÉSZ, MUJUMDAR e RINGER (1986) e ERDÉSZ (1990) determinaram o seguinte gráfico:

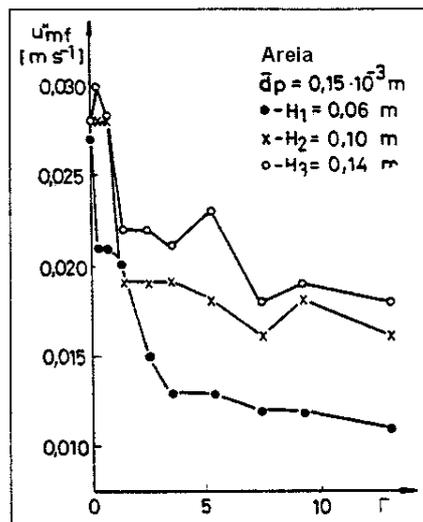


Figura 3.4-23: Velocidade mínima de fluidização em LVF versus Γ .

Conforme pode ser observado há um efeito redutor da vibração na velocidade mínima de fluidização, efeito este também notado por MORENO, RÍOS e CALBUCURA (2000) no comportamento de serragem em um leito vibro-fluidizado vertical, chegando a 50% do valor de leitos fluidizados convencionais.

JINESCU et al. (2000) também encontraram uma correlação para a velocidade mínima em LVF de persulfato de potássio (similar a da perda de carga):

$$u_{mf} = j_1 \left(\frac{A\omega^2}{g} \right)^{-j_2} \quad (46)$$

Os parâmetros j_1 e j_2 são em função da relação H_0/d_L , conforme mostrado no Quadro 6:

Quadro 6: Relação entre j_1 , j_2 e a razão H_0/d_L .

H_0/d_L	j_1	j_2
0,3	22	-0,0346
0,6	23	-0,0328
0,9	25	-0,0375
1,25	27,5	-0,0435

Foi observada uma redução de 30% na velocidade mínima no LVF em relação aos leitos fluidizados convencionais.

3.4.4.3 Porosidade do leito

Um dos parâmetros essenciais para a predição do movimento das partículas e a perda de carga é a porosidade do LVF. Mas os autores não têm um consenso quanto a sua influência. Teoricamente, com a presença da vibração, a porosidade tende a cair devido à homogeneidade do leito, mas na prática isso nem sempre foi observado (RINGER e MUJUMDAR, 1983-84; PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO, 1984).

Na Tabela 3 estão apresentadas as equações empíricas encontradas em literatura:

Tabela 3: Correlações para a velocidade mínima de vibro-fluidização.

AUTOR	CORRELAÇÃO	MATERIAL*	FAIXA DE Γ	EQ.
Chevilenko et al. (1979) ¹	$\frac{H_d - H}{H_d} = \frac{\varepsilon - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_0} =$ $= 1 - \exp \left[-0,54 \left(\frac{u}{u_{mf}} - 1 \right) \left(\frac{A \omega^2}{g} \right)^{0,75 \frac{u_{mf}}{u}} \right]$		1,37 e 4,72	(47)
Bakhman et al. (1970) ²	$\varepsilon = K_1 \text{Re}_{vib}^{K_2} \left(\frac{A}{d_p} \right)^{K_3} \left(\frac{m}{d_L^3 \rho_p} \right)^{K_4} \Gamma^{K_5}$ $\text{Re}_{vib} = \frac{\rho_g d_p \omega}{\nu}$	B, D	3,5-13	(48)
Ginzburg e Syroiedov (1965) ²	$\varepsilon = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 + 5,48 \frac{A}{H_0}}, \text{ onde } \varepsilon_0 = 1 - \frac{m}{\rho_p H_0 S}$	B	1-7	(49)
RINGER e MUJUMDAR (1983-84)	$(\varepsilon - \varepsilon_0) = 0,19 \left[W_0^2 / \left(g - \frac{\Delta P_{mvf}}{H_0 \rho_s} \right) \right]^{0,21}$	B, D	0-3	(50)

* Classificação de Geldart

¹ PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO (1984)

² ERDÉSZ (1990)

Os resultados mostraram que para altas vazões de ar, a diferença entre a porosidade do leito vibrado e não vibrado desaparece.

Chlenov e Mikhailov (1965, apud: RINGER e MUJUMDAR, 1983-84), encontraram o seguinte gráfico para um LVF de partículas de $d_p = 2500\mu\text{m}$ e $\rho_p = 1420\text{kg/m}^3$.

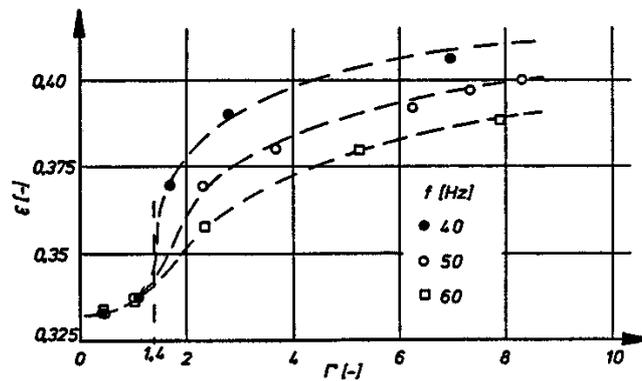


Figura 3.4-24: Porosidade do leito para um LVF.

Já ERDÉSZ, MUJUMDAR e RINGER (1986) e ERDÉSZ (1990) determinaram o seguinte gráfico.

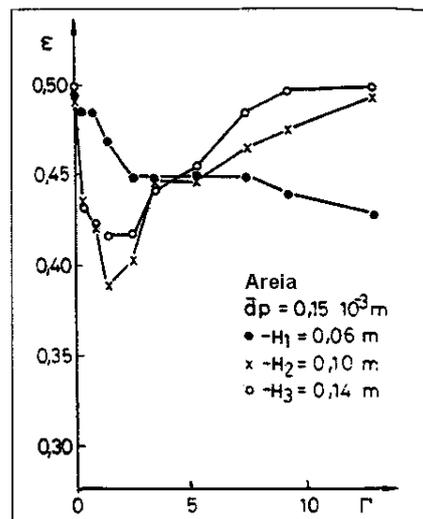


Figura 3.4-25: Porosidade de um LVF versus Γ .

Uma técnica de transmissão de luz foi utilizada por KUIPERS et al. (1992) para medir a porosidade local em um leito fluidizado bidimensional. A calibração foi realizada utilizando os princípios da fluidização líquida-sólida e da vibro-fluidização. A primeira técnica possibilita a única forma de geração de um leito expandido homogêneo de partículas sobre uma grande variedade de porosidades. A segunda possibilita, aplicando-se uma certa amplitude e frequência, uma distribuição homogênea de partículas sólidas. Os dados experimentais dos perfis de porosidade foram muito bem ajustados com os modelos hidrodinâmicos encontrados em literatura.

3.4.5 Transferência de Calor em Leitos Fluidizados

Em muitas aplicações a performance de um leito fluidizado depende do comportamento do borbulhamento, no qual o controle e a melhora da performance pode somente ser conseguida depois que o contato gás-sólido é entendido (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).

A transferência de calor por convecção envolve a troca de energia entre uma superfície e um fluido adjacente (caso de um leito fluidizado). Uma distinção deve ser feita entre convecção forçada (onde um fluido é deslocado com a ajuda de promotores externos, tais como ventiladores ou bombas) e convecção natural ou livre (onde o fluido aquecido, ou resfriado, próximo à superfície do sólido causa a circulação devido à diferença de densidades) (WELTY, WICKS e WILSON, 1984).

GELPERIN e EINSTEIN (1971) colocam que a transferência de calor em um leito fluidizado é influenciada por:

- ✓ Propriedades termo-físicas das partículas sólidas e do fluido;
- ✓ Dimensões do leito fluidizado e da superfície de transferência de calor;
- ✓ Configuração e arranjo da superfície de transferência de calor;
- ✓ Outros fatores:
 - Aletas em um leito fluidizado;
 - Isolamento térmico do leito fluidizado;
 - Ação mecânica: a vibração mecânica da superfície de transferência de calor, em baixas ou altas frequências, aumenta o coeficiente de transferência de calor em valores baixos da velocidade do ar, devido à maior reposição de sólidos na superfície de transferência de calor. A vibração tem pouca influência na faixa próxima a h_{max} , porque a superfície de transferência de calor é sujeita a pouca ação mecânica do próprio leito fluidizado.
 - Desenho da placa distribuidora.

A equação para a transferência de calor por convecção foi primeiramente expressa por Newton em 1701, e é referida como a Lei de Resfriamento (ou de Aquecimento) de Newton (WELTY, WICKS e WILSON, 1984).

O coeficiente de transferência de calor convectivo (h) é na realidade uma função complexa do escoamento do fluido, das propriedades térmicas do meio fluido e da geometria do sistema, além da sua dependência em relação à temperatura.

A transferência de calor entre o gás de fluidização e o leito de sólidos é avaliada através de vários métodos, podendo ocorrer em regime permanente ou transiente.

Um método típico do regime permanente para se encontrar o coeficiente de transferência de calor gás partícula, h_{gp} é realizado fazendo o gás quente entrar em um leito mantido frio através da remoção do calor nas paredes, ou pela substituição contínua dos sólidos quentes por sólidos frios. Através das temperaturas do leito adjacente à entrada do gás ou dos gradientes de temperatura nos leitos que contêm aquecedores ou refrigeradores, podem-se encontrar (por balanço de energia) os valores de h_{gp} .

No método de regime transiente, a temperatura do gás quente de entrada é variada de uma maneira conhecida, a temperatura do gás da saída é monitorada com o tempo, e um balanço de calor em torno do leito nos fornece a temperatura dos sólidos em qualquer instante, a partir do qual o h é encontrado. Aqui, a maioria dos trabalhos usa a aproximação de que há uma completa mistura de gás através do leito, mas devido à estrutura heterogênea dos leitos fluidizados, esta suposição não parece realística. Poucos estudos, que não fizeram esta suposição, assumem um regime pistonado (*plug flow*) do gás no leito (KUNII e LEVENSPIEL, 1991).

Definem-se dois tipos de coeficiente de transferência de calor:

- ✓ **h_L = coeficiente que engloba todo o leito:** considerando um ar frio entrando e fluidizando um leito de partículas quentes. O coeficiente de transferência de calor medido nessa situação representa o coeficiente do leito como um todo. Mas esse coeficiente é dependente do modelo em padrão do fluxo de ar e das partículas do leito. Todos os pesquisadores usam o modelo de que os sólidos são bem misturados no leito e isto parece ser uma boa aproximação. Em relação ao gás, os pesquisadores usam o modelo de *mixed flow* (que não é uma escolha muito usual) ou de *plug flow*;

- ✓ **h_p = coeficiente de uma partícula isolada:** introduzindo uma partícula isolada quente a uma temperatura T_p em um leito fluidizado frio a T_L , então a taxa de resfriamento dessa partícula quente fornecerá o coeficiente de transferência de calor de uma partícula isolada.

Grande número de trabalhos de transmissão de calor por convecção tem-se acumulado na literatura, desde que Newton (1701) publicou seus experimentos. As idéias propostas por Newton conduziram à formulação da chamada Lei de Newton de Resfriamento ou de Aquecimento e na definição do coeficiente convectivo de transferência de calor h :

$$q = h \cdot \Delta T \quad (51)$$

Onde q é o fluxo de calor convectivo através de uma diferença de temperatura ΔT entre o corpo quente e o meio de resfriamento.

Três números adimensionais são muito importantes no estudo da transferência de calor por convecção: Número de Prandtl, Número de Nusselt e Número de Reynolds.

Freqüentemente, para transferência de calor em baixas vazões do ar, é assumido que a condução ocorre através da película de gás que envolve a partícula, considerando uma partícula esférica isolada à temperatura T_s sendo resfriada por um meio a uma temperatura T_g . Em regime permanente obtém-se, aplicando a Primeira Lei de Fourier:

$$q = -k_g \cdot \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_{r=R_0} = -\frac{k_g \cdot (T_g - T_s)}{-r_0} = \frac{2 \cdot k_g}{d_p} \cdot (T_s - T_g) \quad (52)$$

O número de Nusselt baseado no diâmetro da partícula d_p é então:

$$Nu_p = \frac{h \cdot d_p}{k_g} = \frac{q}{(T_g - T_s)} \cdot \frac{d_p}{k_g} = 2 \quad (53)$$

Contudo, o número de Nusselt para um agregado de partículas em um leito fluidizado ou fixo pode ser menor que 2, e, algumas vezes, de magnitude muito menor.

Assim, a transferência de calor convectiva entre partículas agregadas, descrita por KEEY (1992), em que a dimensão característica de um agregado de partículas não é descrita por seu diâmetro individual e sim pelo raio hidráulico dos canais existentes através da massa de partículas, pode ser escrita como:

$$r_H = \frac{\text{área seccional para o fluxo}}{\text{superfície molhada}} = \frac{\text{volume de poros}}{\text{superfície molhada}} = \frac{\varepsilon}{S_p(1-\varepsilon)/V_p} \quad (54)$$

O comprimento característico é definido como seis vezes o raio hidráulico:

$$L = 6 \cdot r_H = \frac{d_p \cdot \varepsilon}{1 - \varepsilon} \quad (55)$$

A velocidade característica do escoamento sem perturbação:

$$u_\infty = \frac{\dot{V}_G}{\varepsilon \cdot S} \quad (56)$$

Com estas definições, o número de Prandtl e o número de Reynolds para partícula podem ser assim definidos:

$$Nu_p = \frac{h \cdot d_p}{k_g} \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \quad (57)$$

$$Re_p = \frac{u_\infty L}{\nu} = \frac{(\rho_g \cdot \dot{V}_G) \cdot d_p}{\mu \cdot S \cdot (1 - \varepsilon)} = \frac{\dot{G}_S \cdot d_p}{\mu \cdot (1 - \varepsilon)} \quad (58)$$

Utilizando esta definição do número de Reynolds para partícula, WHITAKER (1972) encontrou a seguinte correlação para transferência de calor em um arranjo randômico de esferas, cilindros e colunas de recheios comerciais:

$$Nu_p = (0,5 Re_p^{1/2} + 0,2 Re_p^{2/3}) Pr^{1/3} \quad (59)$$

Mas essa equação só é satisfatória para descrever a convecção quando o ar flui uniformemente em um leito homogêneo de material. Assim, KUNII e SUZUKI (1967) na Figura 3.4-26, sugeriram que um leito pode ser composto de agregados de partículas, separados por canais principais, através dos quais o fluido escoar.

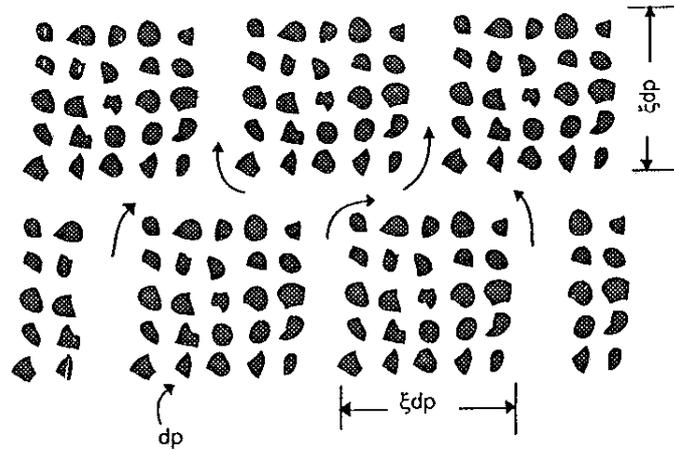


Figura 3.4-26: Leito de partículas (KUNII e SUZUKI, 1967).

A área superficial s_v contida em um bloco unitário de comprimento ξd_p , por unidade de área seccional é dado por:

$$S_{\text{sup}} = \xi d_p s \quad (60)$$

Onde: s = área das partículas por unidade de volume do leito:

$$s = \frac{6(1-\varepsilon)}{\phi_s d_p} \quad (61)$$

Para uma porosidade ε e uma esfericidade ϕ_s . O total do calor trocado entre as partículas a uma Temperatura T_s e o fluido em um único canal através do leito torna-se:

$$q = c_p \rho u_\infty (T_1 - T_0) = h S_v (T_1 - T_s) \quad (62)$$

Rearranjando a equação para o coeficiente de transferência de calor:

$$h = \frac{c_p \rho u_\infty \phi_s (T_1 - T_0)}{6(1-\varepsilon)\xi (T_1 - T_s)} \quad (63)$$

Se há equilíbrio térmico local, a razão de temperaturas é 1 e a equação se reduz a:

$$Nu_p = \frac{h d_p}{k_g} = \frac{c_p \phi_s}{6(1-\varepsilon)\xi} \left[\frac{u_\infty \rho d_p}{\mu} \right] \frac{c_p \mu}{k_g} = \frac{c_p \phi_s}{6(1-\varepsilon)\xi} Re_p Pr \quad (64)$$

KUNII e LEVENSPIEL (1969) notaram que o número de Nusselt de convecção para leitos de sólidos pode ser aproximado pela expressão (para $Re > 100$):

$$Nu_p = 2 + 1,8 Re_p^{1/2} Pr^{1/3} \quad (65)$$

Para valores de Reynolds, menores que 500, a seguinte equação representa uma melhor aproximação:

$$Nu_p = 0,1 Re_p Pr \quad (66)$$

Em processos transientes, nos quais a temperatura em um dado ponto varia com o tempo, a transferência de energia é diretamente relacionada com o gradiente de temperatura envolvendo um estado não estacionário de fluxo de energia (WELTY, WICKS e WILSON, 1969).

O modelo mais simples de processos de dependência de tempo é encontrado quando um corpo de condutividade térmica relativamente alta é submetido a uma variação brusca de temperatura de suas redondezas. Se a condutividade térmica é alta, a resistência interna para a transferência de energia pode ser assumida como desprezível.

Considerando um objeto, inicialmente a uma temperatura uniforme T_0 , sujeito a um ambiente com uma temperatura T_∞ , onde $T_\infty > T_0$, a taxa de energia ganha do ambiente para um tempo $t > 0$ é dada por:

$$q = h \cdot S \cdot (T_\infty - T) \quad (67)$$

Desde que não haja resistência interna, esta temperatura será uniforme através do corpo. O acúmulo de energia dentro do corpo é expresso como:

$$q = \rho \cdot c_p \cdot V \cdot \frac{dT}{dt} \quad (68)$$

Estas duas equações podem ser igualadas para resultar na equação diferencial geral para Transiente Newtoniano:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{h \cdot S \cdot (T_\infty - T)}{\rho \cdot c_p \cdot V} \quad (69)$$

Resolvendo esta equação para $T = T_0$ em $t = 0$:

$$T^* = \frac{T - T_\infty}{T_0 - T_\infty} = \text{Exp}\left(\frac{-h \cdot S \cdot t}{\rho \cdot c_p \cdot V}\right) \quad (70)$$

Para relacionar as resistências térmicas, o **número de Biot** pode ser definido:

$$Bi = \frac{h \cdot r_p}{k} \quad (71)$$

Que é a razão entre resistência interna condutiva para a transferência de calor e a resistência externa convectiva para a transferência de calor. Um valor grande de Bi indica que a resistência interna controla o processo e um valor pequeno indica que a resistência externa controla o processo (WELTY, WICKS e WILSON, 1984). Para valores de Biot menores que 0,1 pode-se assumir que a resistência interna é desprezível.

3.4.6 Transferência de Calor em Leitos Vibrados

Em leitos vibrados não fluidizados, com um aquecedor submerso, foi observado experimentalmente que o coeficiente de transferência de calor superfície partícula (h_{sp}) pode ser aumentado em pelo menos 10 vezes comparado com um leito fixo. Além disso, o h_{sp} aumenta com o aumento da amplitude (a uma frequência constante) e vice-versa. Outra observação mostrou que quanto maior a condutividade térmica, maior o h_{sp} . Uma diminuição do tamanho das partículas também aumenta o h_{sp} , com um aumento da amplitude e mantendo uma frequência constante.

No leito vibrado não existem bolhas e o único movimento das partículas é uma baixa circulação das partículas para baixo das paredes do vaso. O coeficiente de transferência de calor superfície-partícula pode ser calculado pela fórmula de Mickley (1955, apud: GUTMAN, 1976 b):

$$h_{sp} = \left(\frac{k_p \cdot \rho_p \cdot c_{ps}}{\pi \cdot \hat{t}}\right)^{1/2} \quad (72)$$

Se a transferência de calor convectiva fora da superfície é pequena, talvez a principal influência da ação vibracional é sobre a transferência de calor por condução através da subcamada do gás, que separa a superfície do aquecedor do material granular. Desde que o

aquecedor é fixo (relativo ao leito), a agitação das partículas dentro do leito vibrando resultará no movimento das partículas para cima e para baixo sobre a superfície do aquecedor. Este movimento das partículas pode ser pensado como de uma redução da subcamada secundária do gás, conduzindo a uma redução em sua espessura eficaz e reduzindo assim a resistência à transferência de calor (GUTMAN, 1976 b).

Assim, GUTMAN (1976 b), utilizando o esquema da Figura 3.4-27, desenvolveu o modelo apresentado na Figura 3.4-28:

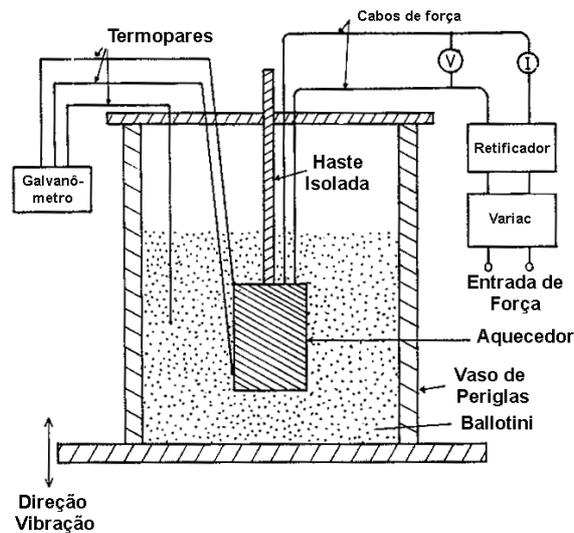
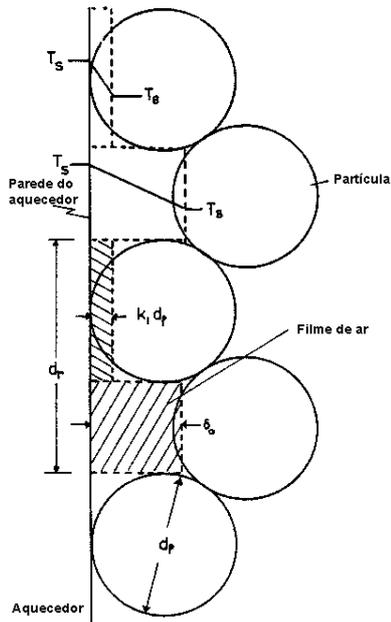
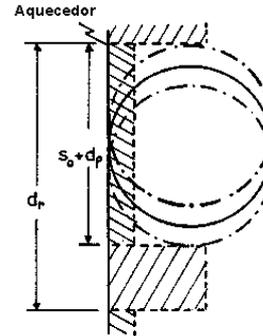


Figura 3.4-27: Esquema experimental proposto por GUTMAN. 1976 b.



(a) Leito estático de partículas.



(b) Vaso submetido a vibrações verticais

Fonte: GUTMAN, 1976 b

Figura 3.4-28: Esquema da transferência de calor de uma superfície vertical aquecida para um leito vibrado.

Em um leito estacionário, a espessura média da película de gás pode ser calculada como:

$$\bar{\delta}_{st} = \frac{(k_1 d_p) d_p^2 + \delta_0 (d_r^2 - d_p^2)}{d_r^2} \quad (73)$$

Durante a vibração a área da camada efetiva de ar de espessura $k_1 d_p$ é agora estendida sobre a área projetada $(d_p (s_0 + d_p))$. Então a espessura da película é agora:

$$\bar{\delta}_{vib} = \frac{k_1 d_p (d_p + s_0) d_p + \delta_0 [d_r - d_p (d_p + s_0)]}{d_r^2} \quad (74)$$

Assumindo que toda a resistência para a transferência de calor seja desta subcamada, isto é, que a temperatura seja uniforme no leito, então, o coeficiente médio de transferência de calor é:

$$\bar{h}_c = \frac{k_g}{\delta} \tag{75}$$

Combinando essas equações:

$$\bar{h}_{vib} = \frac{\bar{h}_{st}}{1 - k_2 s_o} \tag{76}$$

Onde:

$$k_2 = \frac{d_p \left(1 - \frac{k_1 d_p \bar{h}_{st}}{k_g} \right)}{d_r^2 - d_p^2} \tag{77}$$

As equações mostram que o coeficiente de transferência de calor para um leito vibrado é somente função da altura do pico da projeção, s_o , que pode ser predito teoricamente pela teoria de gás incompressível.

Valores para o coeficiente de transferência de calor em um leito vibrado de esferas de vidro (*glass ballotini*), com $H = 80\text{mm}$; $d_p = 0,675\text{-}0,935\text{mm}$; $d_L = 150\text{mm}$, estão mostrados na Figura 3.4-29.

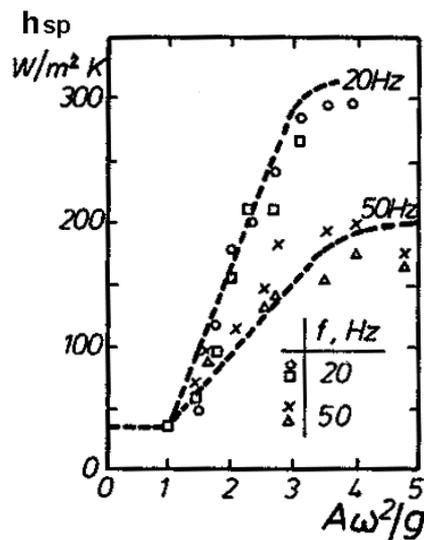
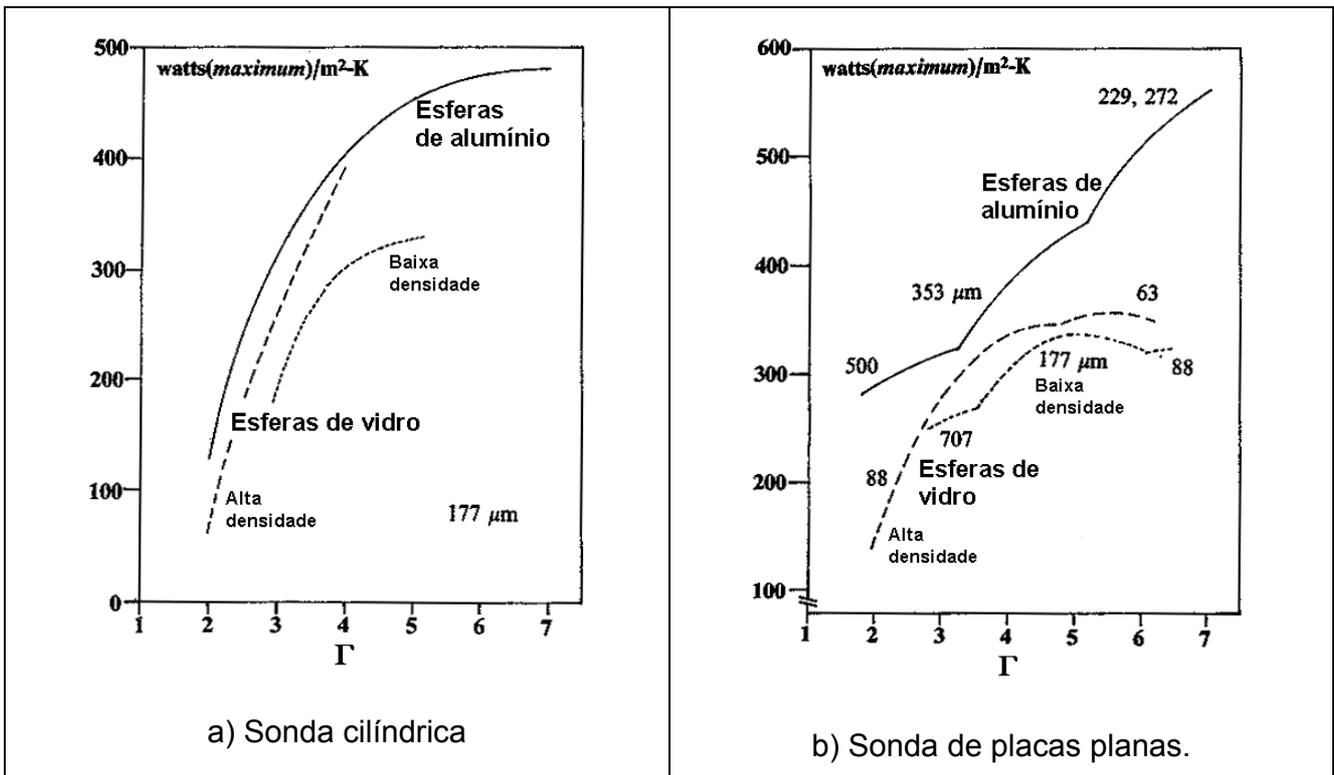


Figura 3.4-29: Transferência de calor de um placa vertical para um leito vibrado.

THOMAS et al. (1998) estudaram a transferência de calor em um leito vibrado raso (30mm) para partículas esféricas inertes com uma sonda quente cilíndrica (simulando tubos de trocadores de calor horizontais) e uma sonda quente de placas planas (simulando superfícies quentes verticais em contato com o leito).

Os resultados máximos do coeficiente de transferência de calor para a sonda cilíndrica e para a sonda de placa plana estão mostrados na Figura 3.4-30, a seguir. Para os três sólidos, o diâmetro de 177 μ m apresentou os maiores resultados.



Fonte: THOMAS et al., 1998

Figura 3.4-30: Coeficientes de transferência de calor máximos.

Em geral, superfícies planas acarretam coeficientes de transferência de calor maiores, mas a transferência de calor é altamente sensível ao padrão e ao vigor da circulação de partículas. Assim é difícil de se desenvolver uma simples e completa teoria para se explicar a transferência de calor em leitos vibrados. Além disso, não se pode esquecer da condução através da película de gás, conforme previsto por GUTMAN (1976 b).

HSIAU e PAN (1998) estudaram o efeito da aceleração vibracional em um leito de esferas de vidro, sujeito a uma vibração vertical. Encontraram cinco tipos de movimento: monte, coerente, expansão, onda e arco.

O movimento de arco foi muito bem estudado pelo primeiro autor em outro artigo: HSIAU, WU e CHEN (1998).

Já JANSSEN et al. (1998) desenvolveram um modelo para o movimento de um leito de pós, sujeito à vibração e à aeração através de uma placa porosa de suporte. Desenvolveram um novo método experimental, baseado no registro do movimento de um disco poroso inserido no leito, para realizar medidas diretas do movimento do pó no leito.

3.4.7 Transferência de Calor em Leitos Vibro-Fluidizados

3.4.7.1 Transferência de calor superfície – leito de partículas (h_{sp})

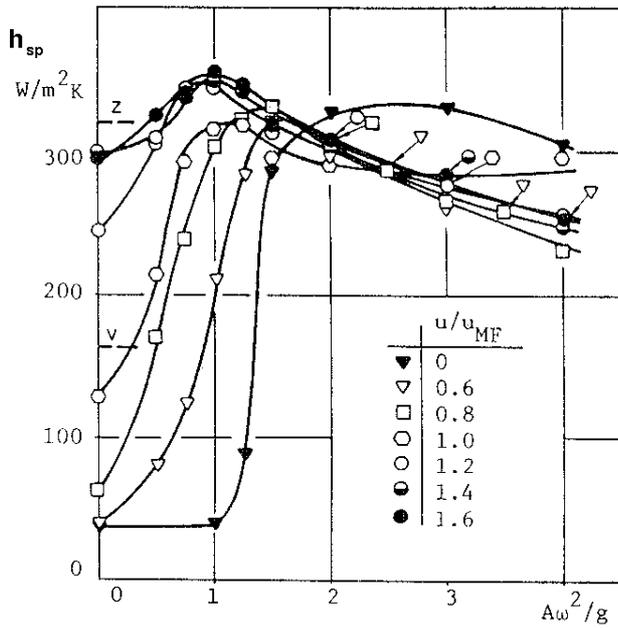
Se há restrições no fluxo de gás e assim o gás não é capaz de atingir uma desejada temperatura, um aquecimento adicional se faz necessário, geralmente na forma de tubos aquecidos no interior do leito. Para o projeto de tais trocadores de calor, o coeficiente de transferência de calor entre a superfície do tubo e o leito de partículas precisa ser determinado (GUTMAN, 1976 b).

PAKOWSKI e MUJUMDAR (1982) estudaram a transferência de calor de um cilindro horizontal aquecido para um leito vibro-fluidizado de partículas de esferas de vidro, umedecidas com glicerina. Encontraram a seguinte correlação para partículas secas:

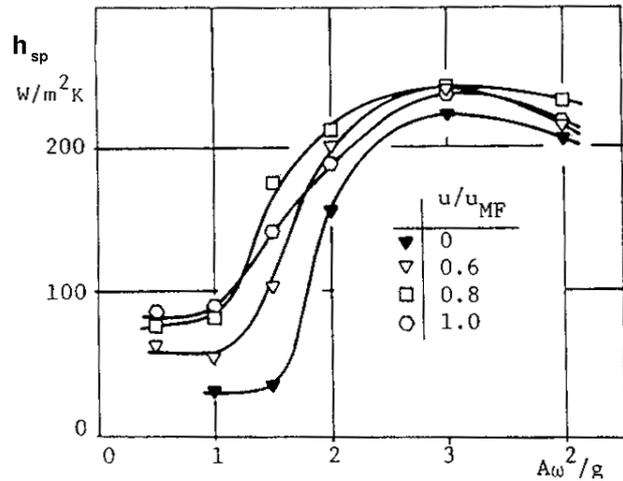
$$h_{sp} = C_1 \left(C_2 \frac{u}{u_{mf}} \right)^{C_3 - C_4 \frac{A\omega^2}{g}} \quad (78)$$

Onde: $C_1 = 2,64$; $C_2 = 0,67$; $C_3 = 2,63$; $C_4 = 1,95$ para $d_p = 0,454\text{mm}$ e $u_{mf} = 0,215\text{m/s}$. E $C_1 = 2,56$; $C_2 = 0,55$; $C_3 = 1,35$; $C_4 = 0,98$ para $d_p = 0,667\text{mm}$ e $u_{mf} = 0,360\text{m/s}$.

Os resultados estão mostrados na Figura 3.4-31.



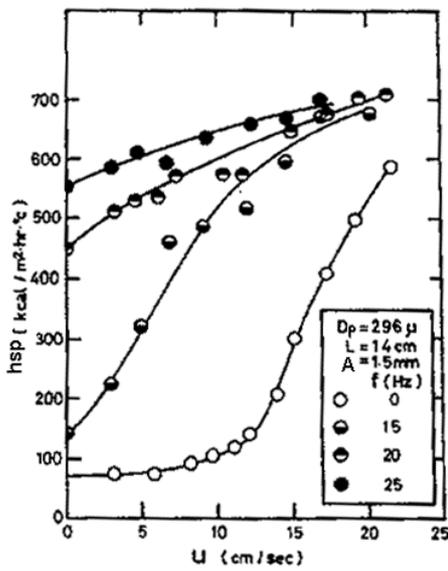
a) Partículas secas ($d_p = 0,454\text{mm}$)



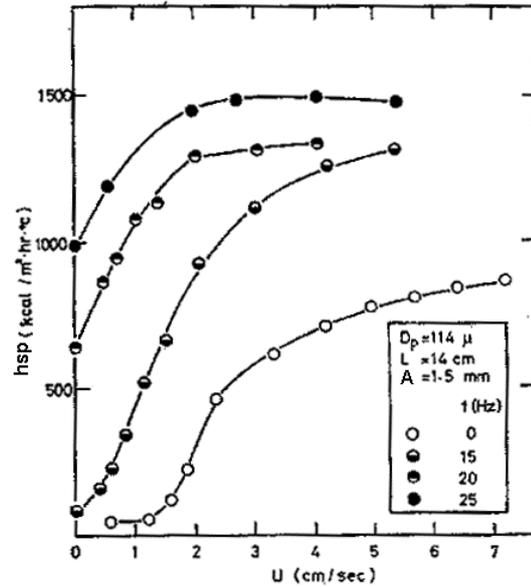
b) Partículas úmidas ($d_p = 0,454\text{mm}$)

Figura 3.4-31: Transferência de calor superfície partícula.

Para o caso de leitos vibro-fluidizados, o fluxo de ar ajuda a expandir o leito e a sua estrutura é aumentada e um regime pistonado é observado. Na Figura 3.4-32 tem-se a comparação de leitos vibrados e não vibrados ($f = 0\text{Hz}$) para partículas de areia (Figura 3.4-32-a: $d_p = 296$ e Figura 3.4-32-b: $d_p = 114\mu\text{m}$; $H = 140\text{mm}$; $d_L = 122\text{mm}$; $A = 1,5\text{mm}$) com aquecedor imerso no meio do leito (YAMAZAKI, KANAGAWA e JIMBO, 1974).



a) $d_p = 296\mu\text{m}$



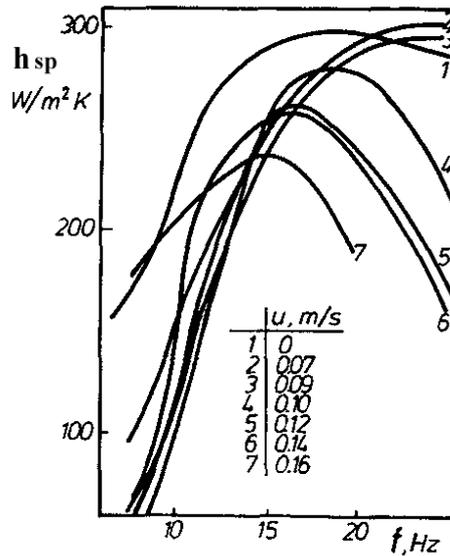
b) $d_p = 114\mu\text{m}$

Fonte: YAMAZAKI, KANAGAWA e JIMBO (1974)

Figura 3.4-32: Influência da velocidade do ar e da frequência de vibração no coeficiente de transferência de calor superfície-partícula para um aquecedor instalado no leito.

A transferência de calor em um leito vibratório é muito maior do que em um leito estacionário. Para partículas pequenas, o coeficiente de transferência de calor não varia significativamente para altas velocidades do ar.

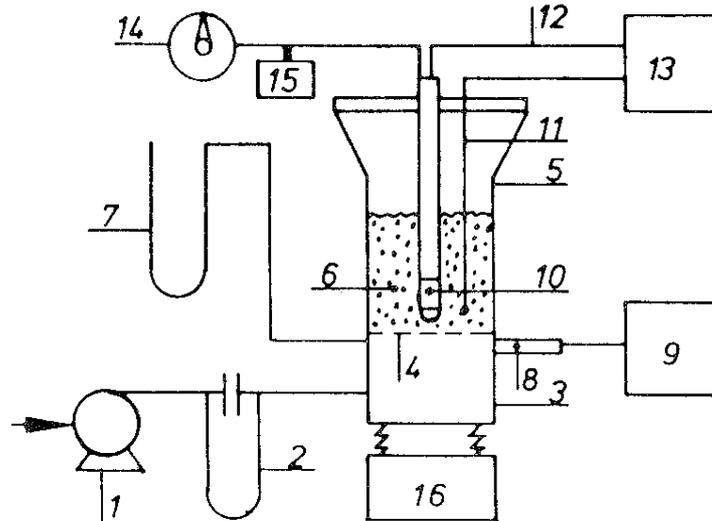
Para o caso de um aquecedor, instalado em um suporte externo, o aumento da velocidade do ar faz com que o movimento relativo do aquecedor cesse e o valor de h_{sp} diminua, conforme indicado na Figura 3.4-33, para esferas de carbonato de cálcio de $d_p = 0,328\text{mm}$; $\rho_p = 2600\text{kg/m}^3$; $A = 2,1\text{mm}$; $H = 55\text{mm}$; $d_L = 350\text{mm}$.



Fonte: STRUMIŁŁO e PAKOWSKI (1980)

Figura 3.4-33: Influência da velocidade do ar no coeficiente de transferência de calor superfície-partícula para um aquecedor instalado em um suporte externo.

RINGER e MUJUMDAR (1982) também estudaram a transferência de calor entre uma superfície imersa e um leito vibro-fluidizado. O uso da técnica de leito vibro-fluidizado é interessante quando a taxa do fluxo de ar é limitada por requerimentos de processo e uma área adicional de transferência de calor é necessária para completar a desejada mudança de temperatura. Determinou-se o coeficiente de transferência de calor (h_{sp}) entre uma superfície vertical imersa em um leito vibro-fluidizado (Figura 3.4-34).



Fonte: RINGER e MUJUNDAR (1980)

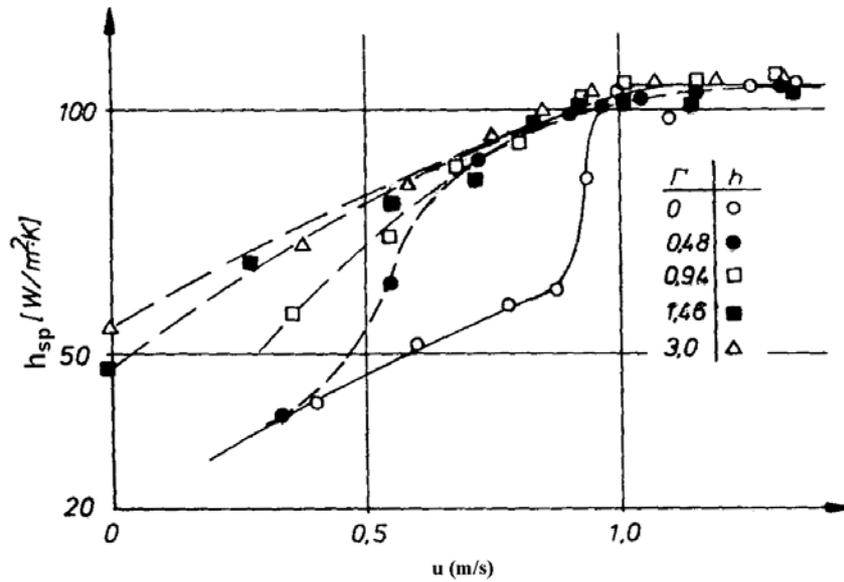
Figura 3.4-34: Placa aquecedora imersa em um leito vibro-fluidizado.

Onde: 1 = ventilador; 2 = medidor de orifício; 3 = *plenun*; 4 = placa perfurada; 5 = câmara de fluidização; 6 = leito vibro-fluidizado; 7 = manômetro para a perda de carga; 8 = transdutor de pressão; 9 = gravador da flutuação de pressão; 10 = cilindro aquecido imerso; 11, 12 = termopares; 13 = *data logger*; 14 = transformador; 15 = wattímetro; 16 = mecanismo vibratório.

Baseados em uma série de suposições, os autores, desenvolveram o seguinte modelo para transferência de calor superfície - partícula em um leito vibro-fluidizado:

$$\frac{h_{sp,LVF}}{h_{sp,LF,max}} = 0,8 \frac{t_{ft}}{t_p} + \frac{\Delta P_{LVF}}{\Delta P_{mf}} \left(1 - 0,8 \frac{t_{ft}}{t_p} \right) \quad (79)$$

O tempo de suspensão (t_{ft}) e o tempo do passo (t_p) podem ser calculados utilizando modelos encontrados na literatura. Os resultados estão mostrados na Figura 3.4-35, RINGER e MUJUNDAR (1982):



Fonte: RINGER e MUJUNDAR (1980)

Figura 3.4-35: Influência da velocidade superficial e do valor da trajetória na transferência de calor partícula – superfície.

Utilizando o esquema mostrado na Figura 3.4-36, MALHOTRA e MUJUMDAR (1987) também estudaram a transferência de calor superfície-partícula de um leito de partículas de vidro de $d_p = 0,325\text{mm}$ e $A = 4,25\text{mm}$, mostrado na Figura 3.4-37.

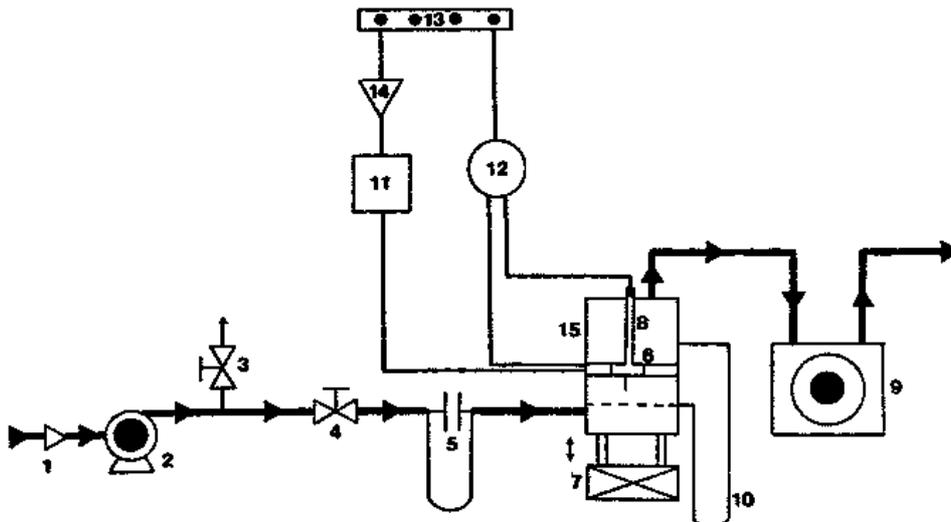


Figura 3.4-36: Desenho esquemático do experimento.

Onde: 1 = filtro de ar; 2 = ventilador; 3 = *by pass*; 4 = válvula; 5 = medidor de orifícios; 6 = aquecedor; 7 = mecanismo de vibração; 8 = termopares do leito; 9 = medidor de fluxo de ar seco; 10 = manômetro em "U"; 11 = wattímetro; 12 = termômetro digital; 13 = fonte de energia; 14 = regulador de voltagem; 15 = LVF.

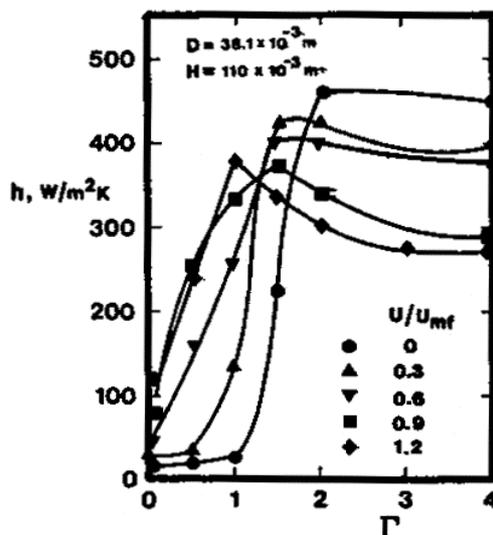


Figura 3.4-37: Efeito da aceleração vibracional no coeficiente de transferência de calor.

Para prever a transferência de calor, os autores propuseram as seguintes correlações, onde levam em conta as aberturas existentes entre o leito de partículas e o recipiente vibrátil:

$$h_{sp} = \frac{h_e \theta_m (\pi - 1)}{180\pi} + \left(1 - \frac{\theta_m}{180}\right) h'_e + \left(1 - \frac{\theta_m}{180\pi}\right) h_g + \frac{\theta_m h_v}{180\pi} \quad (80)$$

Onde h_e = coeficiente de transferência de calor na região afetada pelas aberturas de ar; h'_e = coeficiente de transferência de calor na região não afetada pelas aberturas de ar, h_v = coeficiente de transferência de calor das aberturas de ar. θ_m é a máxima extensão da cobertura das aberturas de ar livres de partículas ao redor do cilindro imerso em grãos

O primeiro termo, do lado direito da equação, é a transferência de calor convectiva superfície-partícula na região afetada pelas aberturas de ar entre o leito de partículas e o recipiente vibrátil; o segundo termo é a transferência de calor convectiva superfície-partícula na região não afetada pelas aberturas de ar entre o leito de partículas e o recipiente vibrátil; o terceiro termo é a transferência de calor convectiva gás-partícula na região onde o contato

partícula-superfície existe; o último termo é a transferência de calor na abertura livre de partículas.

Utilizando a definição de dissipação de energia de três diferentes corpos (cilindro, esfera e tubo de seção quadrada) sujeitos à vibração para um fluido (água), TAKAHASHI e ENDOH (1990) determinaram o coeficiente de transferência de calor. Concluíram que a dissipação de energia pode ser correlacionada com a transferência de calor e que a vibração tem influência na transferência de calor somente para determinados valores da razão entre a dissipação de energia com e sem vibração.

MONTEDO e FREIRE (1991) estudaram a transferência de calor de um cilindro horizontal submerso em um leito vibro-fluidizado aerado de esferas de vidro, $d_p = 1,1 \times 10^{-3} \text{m}$ (Figura 3.4-38). Concluíram que o tamanho da partícula e a vibração imposta ao leito têm pouca influência no coeficiente de transferência de calor e que nenhuma alteração significativa foi obtida na configuração com o aquecedor fixo no leito sobre a configuração com o aquecedor vibrando.

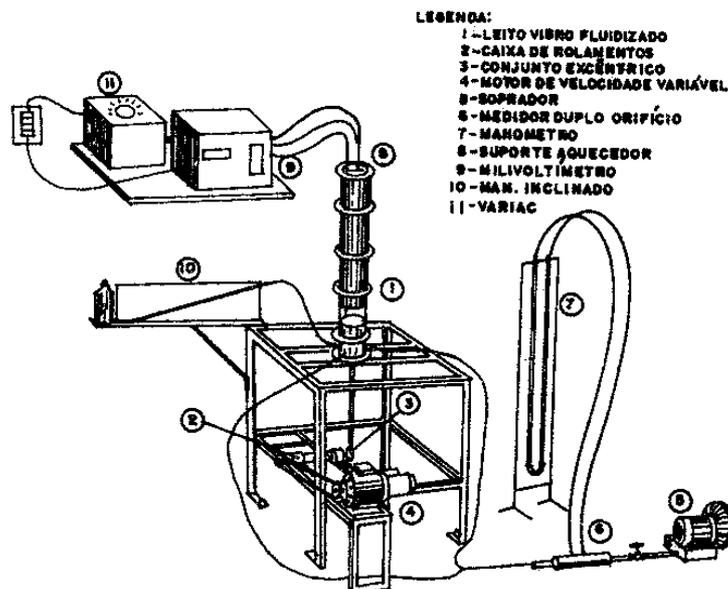


Figura 3.4-38: Esquema do sistema experimental proposto por MONTEDO e FREIRE (1991).

Os mesmos autores, em outro artigo (MONTEDO e FREIRE, 1992), propuseram uma outra correlação estudando a influência da geometria e da mobilidade de um aquecedor submerso em um leito vibro-fluidizado no coeficiente de transferência de calor. Para tanto utilizaram um novo conceito de Reynolds, designado por Re_{pa} , que incorpora tanto os efeitos

dinâmicos gerados pela passagem do gás através do leito, quanto os efeitos dinâmicos gerados pela vibração. A faixa de valores utilizada para Re_{pa} foi de 3 a 80. A equação proposta está indicada a seguir, onde $a = 2,0$ para um corpo submerso em forma de cilindro e $a = 2,4$ para um corpo submerso em forma de esfera:

$$\text{Log}(Nu) = a \frac{[\text{Log}(Re_{pa}) \cdot \text{Log}(Pr)]^2}{1 + [\text{Log}(Re_{pa}) \cdot \text{Log}(Pr)]^2} \quad (81)$$

$$Re_{pa} = \frac{(u_g + A \cdot \omega) \cdot d_p \cdot \rho_g}{\mu_g} \quad (82)$$

Concluíram que o coeficiente de transferência de calor é maior para a configuração fixa do que para a móvel (resultado contrário do apresentado por STRUMIŁŁO e PAKOWSKI, 1980), e é maior para a esfera (Figura 3.4-39 a) do que para o cilindro (Figura 3.4-39 b).

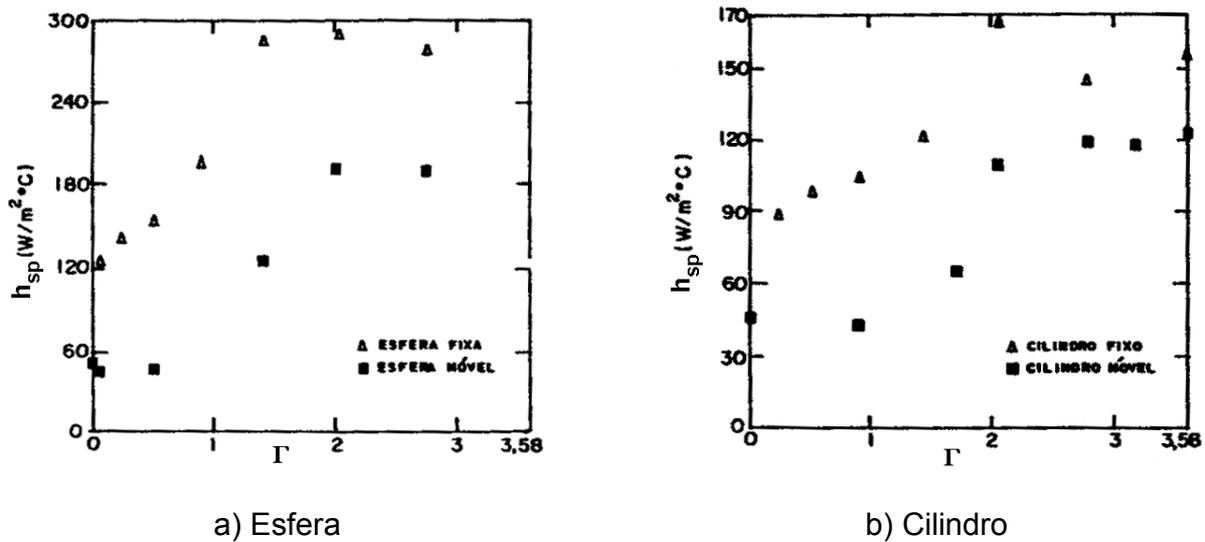


Figura 3.4-39: Transferência de calor superfície-partícula de um leito de esferas de vidro.

Utilizando alumina e areia molecular (27 a 1400 μ m) ECCLES e MUJUMDAR (1992 a) estudaram a transferência de calor em um secador vibro-fluidizado vertical, do mesmo esquema proposto por RINGER e MUJUNDAR (1980). Concluíram que o coeficiente de transferência de calor é máximo quando o sistema se encontra na frequência de ressonância. Para partículas pequenas, a frequência de vibração, ao invés do parâmetro vibracional, é o melhor parâmetro para se caracterizar a transferência de calor.

Em outro artigo, os mesmos autores (ECCLES e MUJUMDAR, 1992 b), apresentaram a seguinte correlação para o coeficiente de transferência de calor, baseado na tese de doutorado do primeiro autor, orientado pelo segundo (ECCLES, 1990):

$$h_{sp} = \frac{N f_3 f_4}{\sqrt{\left(1 - \left(\frac{f}{f_{re}}\right)^2\right) + c_x^2 \left(\frac{f}{f_{re}}\right)^2}} \quad (83)$$

Onde:

$$f_3 = \left(\frac{H}{d_p}\right)^{-0,5} \left(\frac{A}{d_p}\right)^{0,2} \left(\frac{d_L}{d_p}\right)^{0,4} \quad (84)$$

$$f_4 = (k_p \rho_p c_p f)^{1/2} \quad (85)$$

Outro estudo, realizado por CAMARGO, GARIM e FREIRE (1998), utilizando leito vibro-fluidizado de seção quadrangular e esferas de vidro, provou que para um dado valor do parâmetro vibracional, maiores valores de velocidade do ar resultam em maiores valores de transferência de calor. A vibração imposta aumentou sensivelmente o coeficiente global de transferência de calor, quando comparados com leitos fluidizados convencionais.

DU e TURTON (1997) desenvolveram uma ponta de prova para avaliar a transferência de calor entre partículas próximas à fluidização e uma superfície vibratória aquecida. Concluíram que o movimento cíclico entre as partículas e a superfície provoca uma grande variação nos coeficientes de transferência de calor, devido à mudança na porosidade, próxima à superfície aquecida.

3.4.7.2 Transferência de calor gás – partícula (h_{gp})

É um método típico de transferência de calor para um leito vibro-fluidizado. E, na maioria dos trabalhos, é estudado junto com a secagem (PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO, 1984).

O fenômeno que pode influenciar a transferência de calor em um leito vibro-fluidizado pode ser dividido em quatro grupos:

- ✓ Perturbações na camada limite das partículas ou de aglomerados;
- ✓ Recirculação de gás: *back mixing* (efeito negativo na transferência de calor);
- ✓ Aumento da área de transferência de calor;
- ✓ Uniformização da temperatura do leito de mistura.

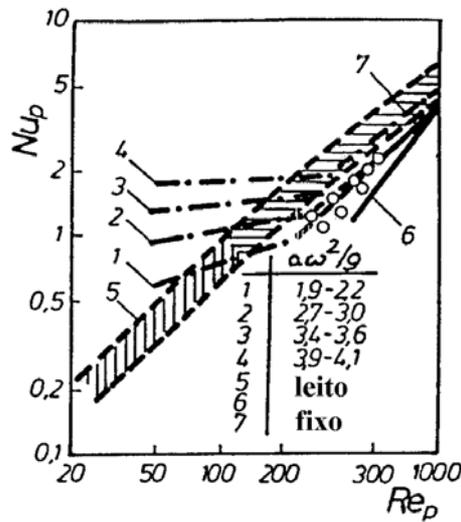
A extensão dessas contribuições depende da faixa de aceleração vibracional e da velocidade do gás, além das propriedades do leito (PARK, BROD e PÉCORA, 2001).

KEEY (1992) afirma que a vibração de leitos estáticos de partículas aquecidas aumenta a taxa de transferência de calor através da perturbação da superfície do leito expondo mais superfície efetiva para o fluxo de gás. A transferência de calor é influenciada pelo parâmetro $A\omega^2/g$.

Choc (1975, apud: STRUMIŁŁO e PAKOWSKI, 1980) propôs a seguinte equação para a transferência de calor gás – partícula em um leito vibro-fluidizado de naftalina:

$$\frac{h_{gp,LVF}}{h_{gp,st}} = 14,0 \cdot \left(\frac{A \cdot \omega}{u} \right)^{0,65} \quad (86)$$

Observou-se que a transferência de calor de um leito de esferas de naftalina foi aumentada quando $A\omega^2/g > 1$, desde que a velocidade do ar está abaixo do valor da velocidade incipiente de fluidização. Uma vez que o leito está fluidizado, a vibração parece ter pouca influência. Alguns dados estão reproduzidos na Figura 3.4-40 (Choc, 1975: apud: PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO 1984).



Fonte: PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO (1984)

Figura 3.4-40: Transferência de calor gás – partícula em função do número de Reynolds e da frequência de vibração.

Na Tabela 4 estão reportadas algumas correlações empíricas para a transferência de calor gás-partícula em um leito vibro-fluidizado, e na Figura 3.4-40 os testes destas correlações (PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO, 1984).

Tabela 4: Correlações para a transferência de calor em um leito vibro-fluidizado.

Autor	Correlação	Partículas	Eq.
Chlenov e Mikhailov (1972) ¹	$Nu_p = 1,16 Re_p \left(\frac{H}{A}\right)^{-0,8} \left(\frac{f \cdot u}{g}\right)^{0,96}$	Partículas de carvão (dp = 1-5mm).	(87)
Sbrodov (1967) ¹	$Nu_p = 0,142 Re_p \left(\frac{A \cdot \omega^2}{g}\right)^{0,04}$	Grãos de diferentes cereais	(88)
Vyletok e Mushtayev (1977) ¹	$h_{gp} = 10,4 \frac{u}{1-\varepsilon} \left(\frac{A \cdot \omega}{g}\right)^{0,1}$	Partículas de plástico poliamido	(89)
Kavetskii et al. (1977) ¹	$Nu_p = 0,00136 \frac{Re_p}{\varepsilon} Ar^{0,2} Pr^{0,32}$	Polímeros para $A\omega^2/g \approx 2,4$	(90)
Pakowski (1981) ¹	$Nu_p = 0,827 \cdot Re_p^{1,04} \cdot \left(\frac{d_p}{H}\right)^{1,17} \cdot \left(\frac{A \cdot \omega^2}{g}\right)^{0,483}$	Carbonato de cálcio	(91)

¹ PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO (1984)

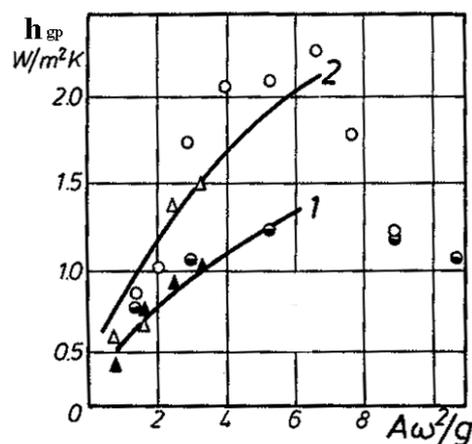
SANZ, FITO e REQUENI (1977) utilizando a definição de densidade de carga do leito (d_c), encontraram a seguinte equação empírica para a transferência de calor em um leito vibro-fluidizado de farelo de arroz:

$$h_{gp} s = 14,11 \times 10^3 d_c^{-0,8} Re^{0,97} \quad (92)$$

Com esta equação pode-se encontrar a velocidade média de secagem no período de taxa constante, e, conseqüentemente, o tempo de secagem para então realizar o projeto completo do equipamento.

$$h_{gp} s = \left(\frac{dX}{dt} \right)_{cte} \frac{\rho_s \lambda_{int}}{(T - T_{int})_{ml}} \quad (93)$$

Outros testes, entretanto, mostraram uma influência da vibração em um leito fluidizado, particularmente se as partículas são muito finas. Acima de um número de $A\omega^2/g$ igual a 6, o coeficiente de transferência de calor parece diminuir com o aumento da intensidade vibracional, conforme mostrado na Figura 3.4-41, Pakowski 1981, apud: PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO (1984). Além disso, observam-se nas equações empíricas da Tabela 4, que o número de Nusselt para um leito vibrado é menor do que para um leito fluidizado, em um dado número de Reynolds, por razões que são obscuras, mas provavelmente relacionadas às diferenças dos movimentos do sistema gás-partícula em números similares de Reynolds (KEEY, 1992).



Fonte: PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO (1984)

Figura 3.4-41: Transferência de calor gás-partícula para acelerações vibracionais diferentes (1 – $d_p = 0,328\text{mm}$ e $u = 0,185\text{m/s}$; 2 – $d_p = 0,508\text{mm}$ e $u = 0,202\text{m/s}$)

Os pesquisadores não têm um consenso em suas correlações publicadas, sobre o valor da influência da intensidade vibracional adimensional Aw^2/g . Entretanto, todos sugerem que o coeficiente de transferência de calor seja diretamente proporcional à velocidade do gás (KEEY, 1992).

BORDE, DUKHOVNY e ELPERIN (1997) obtiveram as seguintes correlações experimentais para o coeficiente de transferência de calor para areia, com diferentes granulometrias:

$$h_{gp} = 0,15 \frac{k}{d_p} \text{Re}^{0,35} \text{Ar}^{0,25} \quad \mathbf{u_{mf} \leq u \leq u_{opt}} \quad (94)$$

$$h_{gp} = 0,051 \frac{k}{d_p} \text{Re}^{0,12} \text{Ar}^{0,25} \quad \mathbf{u_{opt} \leq u \leq u_{arr}} \quad (95)$$

Onde:

$$u_{opt} = 0,547 \sqrt{\text{Ar}} \frac{v_g}{d_p} \quad (96)$$

ALVAREZ e REYES (1999) testaram uma equação similar à equação sugerida por Pakowski (1981) apud: PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO (1984), mas não indicaram os coeficientes. A partir daí, BROD, PÉCORA e PARK (2001) realizaram uma regressão não linear, com os valores experimentais dos autores e chegaram à seguinte equação com um valor de coeficiente de correlação de 0,95, para a secagem de milho triturado:

$$Nu_p = 70,48 \cdot \text{Re}_p^{0,47} \cdot \left(\frac{d_p \cdot \phi}{H} \right)^{2,21} \cdot \left(\frac{A \cdot \omega^2}{g} \right)^{-1,19} \quad (97)$$

Outro recente artigo publicado na área de transferência de calor em um leito vibro-fluidizado é o de PAN et al. (2000 e 2001), em que se estudou a secagem de leite de soja com recheio de inertes, em um leito vibro fluidizado. Os autores obtiveram a seguinte correlação para o coeficiente de transferência de calor:

$$h_{gp} \cdot V = 0,54 \cdot \dot{V}^{0,64} \cdot T_{ent}^{-0,4} \cdot u^{0,69} \cdot H^{0,32} \quad (98)$$

Essa correlação é válida para um fluxo de entrada de líquido de 10 a 35ml/min, temperatura de entrada de 80 a 140°C, velocidade superficial superior a 5,0m/s e altura do leito estático de 60 a 100mm.

A eficiência térmica também foi determinada como a razão do calor utilizado para a secagem pelo calor fornecido pelo aquecedor:

$$\eta = \frac{(T_{ent} - T_{sai})}{(T_{ent} - T_0)} 100 \quad (99)$$

Os resultados estão mostrados a seguir:

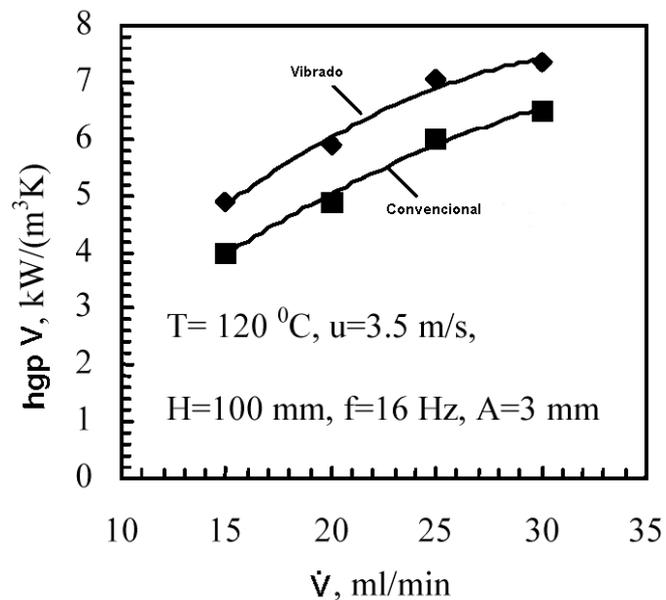


Figura 3.4-42: Transferência de calor gás-partícula em LVF e convencionais.

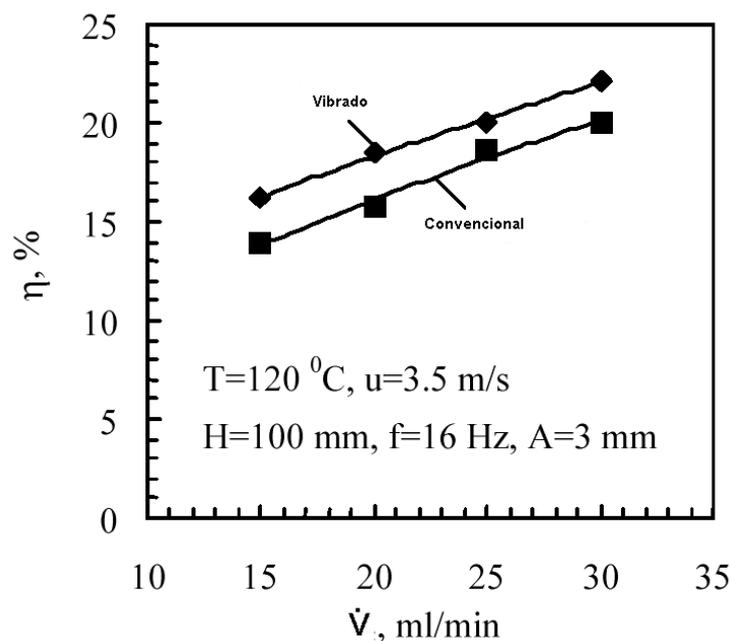


Figura 3.4-43: Eficiência térmica em LVF e convencionais.

A vibração mecânica melhora a fluidização e a secagem, principalmente no tocante a uma melhora na estrutura do leito (sem *channeling* e zonas estagnantes), e a uma redução da espessura do limite da camada de concentração de material na superfície.

3.4.8 Transferência de Massa em Leitos Vibro-Fluidizados

A transferência de massa em LVF tem sido muito menos estudada do que a transferência de calor. Somente poucas observações foram realizadas e pouca informação é disponível na influência da vibração na transferência de massa (STRUMIŁŁO e PAKOWSKI, 1980; PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO, 1984; FINZER e KIECKBUSCH, 1992). A Figura 3.4-44 ilustra a variação da concentração de naftaleno no ar de saída de um leito de partículas de naftaleno de $d_p = 2,6\text{mm}$ e $u = 0,13\text{cm/s}$ (Bretsznajder e Jaszczak, 1959; apud: PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO, 1984).

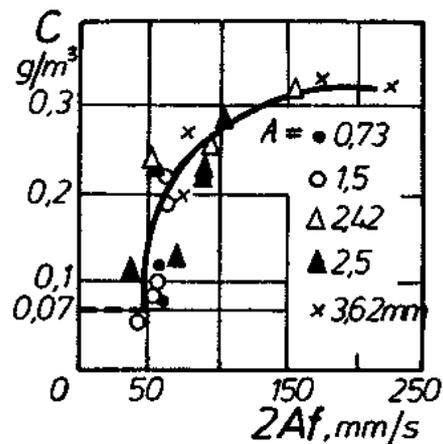


Figura 3.4-44: Concentração de gás no ar de saída de um LVF.

Wong, Ko e Yip (1978: apud: FINZER e KIECKBUSCH, 1992) estudaram a transferência de massa usando cilindros de naftaleno vibrados, imersos em uma corrente de ar. Concluíram que, para baixos números de Reynolds, o aumento da aceleração vibracional aumenta a transferência de massa, enquanto, ao operar com altos números de Reynolds ocorre o inverso.

Utilizando a analogia de Colburn de transferência de massa e calor, Choc (1967, apud: PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO, 1984) determinou a seguinte equação:

$$\frac{h_{vib}}{h} = \frac{(k_y)_{vib}}{k_y} = 14,0 \left(\frac{A f}{u} \right)^{0,65} \quad (100)$$

Já Mushtayev, Chevilenko e Korotkov (1974, apud: PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO, 1984) avaliaram o processo de secagem de partículas de um determinado tipo de partículas de PVC, resultando na seguinte expressão para a transferência de massa:

$$k_y = 5,03 \times 10^{-5} \frac{d_L u^{0,4}}{(1 - \varepsilon)^{0,4} v_g^{0,4} d_m^{0,6}} \frac{A \omega^2}{g} \quad (101)$$

Utilizando um SVF de seção transversal de 0,4m de largura por 0,10 de comprimento e 0,3m de altura, GARIM e FREIRE (1993) estudaram a transferência de massa de um sistema ar-naftaleno ($d_p = 0,025m$) neste equipamento (Figura 3.4-45).

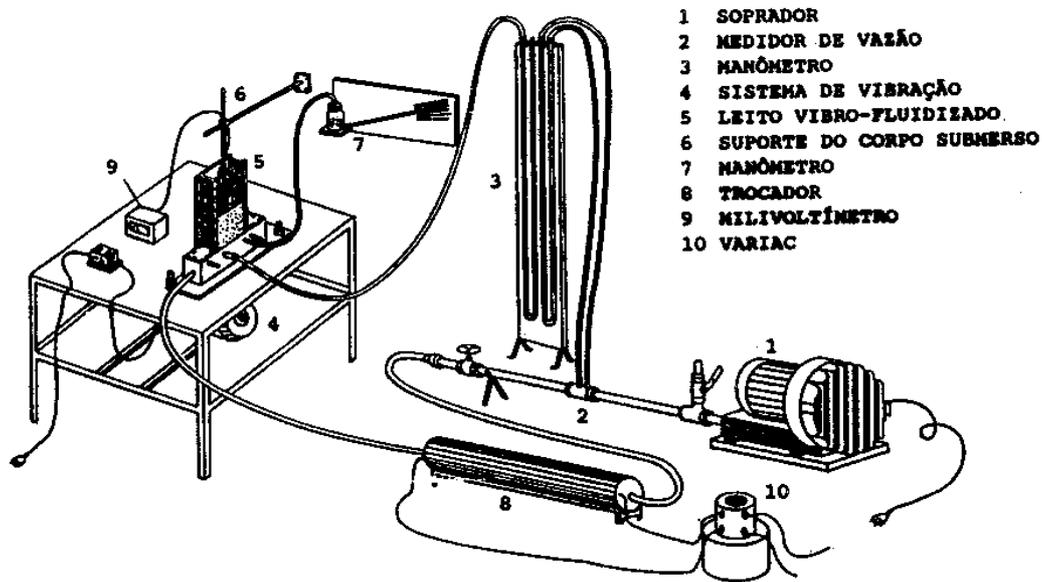


Figura 3.4-45: Esquema do sistema experimental proposto por GARIM e FREIRE (1993).

As variáveis independentes envolvidas foram: velocidade superficial do ar, amplitude e frequência de vibração (sozinhas e juntas no adimensional de vibração, Γ); e o coeficiente de transferência de massa como variável-resposta. As condições experimentais foram estabelecidas mediante um planejamento fatorial, que possibilitou a obtenção de um modelo estatístico quadrático que representou os dados experimentais com um coeficiente de correlação de 0,888, utilizando a amplitude e a frequência de vibração e de 0,801 utilizando o adimensional de vibração:

$$k_y \rho = -1,79 + 0,95 A + 1,82 \times 10^{-3} f + 10,75 u - 1,54 A u + 2,78 \times 10^{-2} A^2 \quad (102)$$

$$k_y \rho = 2,01 + 4,15 \Gamma - 4,58 \Gamma u - 1,38 \Gamma^2 + 7,65 u^2 \quad (103)$$

Observou-se que, para baixas velocidades, o Γ tem uma influência mais significativa no aumento do coeficiente. Quando a velocidade aumenta, o coeficiente de transferência de massa tende a crescer, mas a influência do parâmetro vibracional é menor, devido, acredita-se, à formação de bolhas no leito, favorecendo a desuniformidade da distribuição do ar (Figura 3.4-46 a).

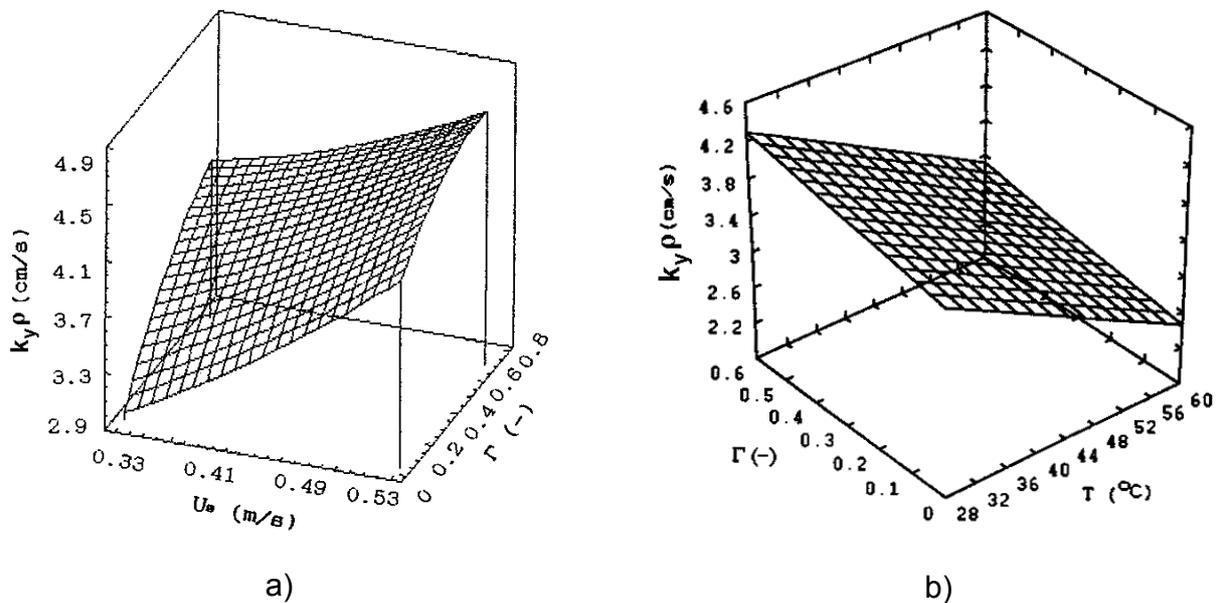


Figura 3.4-46: Superfícies de resposta para a transferência de massa em um LVF.

Estes mesmos autores, em outro trabalho (GARIM e FREIRE, 1994), trabalharam com a atrição do mesmo sistema (Figura 3.4-45), determinando o coeficiente de transferência de massa a várias temperaturas em condições fluidodinâmicas semelhantes (Figura 3.4-46 b). Concluíram que o aumento do coeficiente com o decréscimo da temperatura indica a influência da atrição no coeficiente, conforme indicado na equação 104:

$$k_y \rho = 3,67 + 0,77 \Gamma - 0,04 \Gamma + 7,38 u^2 \quad (104)$$

CANELLAS NETO e FREIRE (1999) estudaram a transferência de massa em um leito vibro-fluidizado utilizando a técnica de sublimação do naftaleno, representando os resultados através do número de Sherwood para o diâmetro da partícula. Concluíram que os parâmetros vibracionais, a velocidade incipiente e o atrito entre as partículas esféricas de vidro utilizadas e o molde de naftaleno influenciam nos valores do coeficiente de transferência de massa. Encontraram um ponto que incrementa em 50% a transferência de massa em relação a um leito fixo, demonstrando que o leito vibro-fluidizado pode exercer uma significativa melhora no processo. Estes autores também estudaram a movimentação do leito devido a desestabilizações propositalmente em um dos lados do leito, pela mudança da

rigidez de uma das molas. Observa-se, pela Figura 3.4-47, esta influência na movimentação das partículas e, conseqüentemente, também, na transferência de massa:

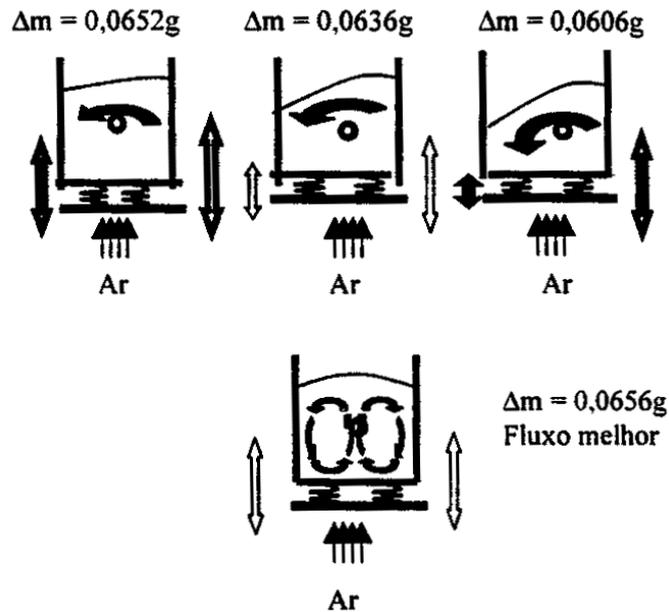


Figura 3.4-47: Influência da movimentação do leito na transferência de massa.

BORDE, DUKHNOVNY e ELPERIN (1997) utilizaram as seguintes equações para prever a transferência de massa:

$$Sh = \frac{k_y d_p}{\rho D} = \frac{2 + 0,6 Re^{0,5} Sc^{0,333}}{(1 + Sp)^{0,7}} \quad (105)$$

E a massa de água evaporada durante a secagem:

$$m_{ev,1} = k_y t_1 \quad (106)$$

$$m_{ev,2} = m_{cr} \left[1 - \frac{m_{cr}}{m_{cr} - k_y t_2} \right]^{\frac{1}{cf-1}} \quad (107)$$

SANZ, FITO e REQUENI (1977), seguindo a mesma metodologia da transferência de calor, propuseram a seguinte equação empírica para a transferência de massa em um leito vibro-fluidizado de farelo de arroz:

$$k_y s = 14,43 d_c^{-0,8} Re^{0,94} \quad (108)$$

E a equação para a velocidade média de secagem no período de taxa constante, assume a seguinte forma:

$$k_y s = \frac{dX}{dt}_{cte} \frac{\rho_s}{(X_{int} - X)_{ml}} \quad (109)$$

Os autores relacionaram a transferência de calor com a transferência de massa, utilizando a relação de Lewis:

$$\frac{h_{gp} s}{k_y s} = 0,97 \quad (110)$$

Valor bem próximo do proposto por Lewis para o sistema ar-água = 0,945.

3.4.9 Secagem em Leitos Vibro-Fluidizados

GUPTA e MUJUMDAR (1980 a) relataram que os LVF encontram sua maior aplicação na secagem de materiais pastosos, granulares e pós, como: sal comum, acetato de polyvinil, pastas antibióticas, concentrados de molibdênio, grânulos farmacêuticos, minério de ferro, cafeína, cascalho, raspas de madeira, casseinato de sódio, ácido hidróxido de benzóico, óxido de alumínio, nitrato de sódio, bicarbonato de sódio, óxido de cálcio etc. A presença de um ponto ótimo nos parâmetros de vibração que proporciona uma elevada taxa de secagem é a mais marcante característica de LVF. Assim, a procura desse ponto é objeto de estudo da maioria das pesquisas.

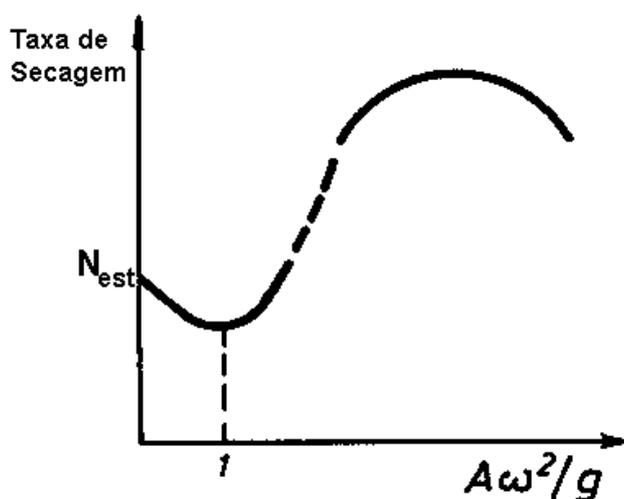
MUJUMDAR (1991) cita que, em geral, as tendências em tecnologia de secagem continuarão a estar no sentido de:

- ✓ Aumento da eficiência energética;
- ✓ Aumento da taxa de secagem, conduzindo a um secador mais compacto;
- ✓ Melhor controle para aumentar a qualidade e otimizar a capacidade;
- ✓ Reduzir emissões ao ambiente e perigos de explosões e incêndios;
- ✓ Flexibilidade, para que possa ser utilizado para vários materiais;

- ✓ Potencialidade para vários processos, por exemplo, combinar secagem com aglomeração, aquecimento/resfriamento, mistura, classificação etc;
- ✓ Desenvolvimento de projetos especiais de secadores, para dar características físicas especiais aos produtos provenientes, por exemplo, de cerâmicas supercondutoras;
- ✓ Desenvolvimento de secadores que evitem a manipulação desnecessária do produto combinando operações.

MUJUMDAR (1991) explica que uma clara tendência, atualmente, é a combinação de dois diferentes tipos de secadores quando as características de secagem do material permitem tal combinação. No passado, somente um tipo de secador era selecionado. Por exemplo, a combinação de um secador *flash* (ideal para remover a umidade superficial de sólidos particulados em alguns segundos) seguido por um pequeno secador de leito fluidizado, com um maior tempo de residência para remover o conteúdo de umidade interno. O segundo secador poderia ser um secador de leito vibrátil ou um leito fluidizado com aquecimento indireto, dependendo das características do produto. O autor também espera que os sistemas de secagem incluam, cada vez mais, dois ou mais tipos do secador se as características de cinética de secagem e do produto justificarem. Tais sistemas são inerentemente mais flexíveis e podem ser justificados no âmbito da flexibilidade em processar e em manufaturar. O dimensionamento, projeto e a otimização do sistema, entretanto, será mais complexo.

Um aumento da taxa de secagem pode ocorrer quando se agita um leito de secagem sob ação vibracional, dependendo das condições de operação, de parâmetros geométricos e das características físicas do leito. A influência da vibração sobre a taxa de secagem depende da faixa de velocidade do ar (u_g). Para $u_g < u_{mf}$, a influência é maior do que quando $u_g > u_{mf}$. Para $A\omega^2/g \gg 1$, o aumento de u_g acima de u_{mf} , pode reduzir a taxa de secagem. Mantendo a velocidade do ar constante, a influência de $A\omega^2/g$, sobre a taxa de secagem pode ser representada na Figura 3.4-48 (PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO, 1984):

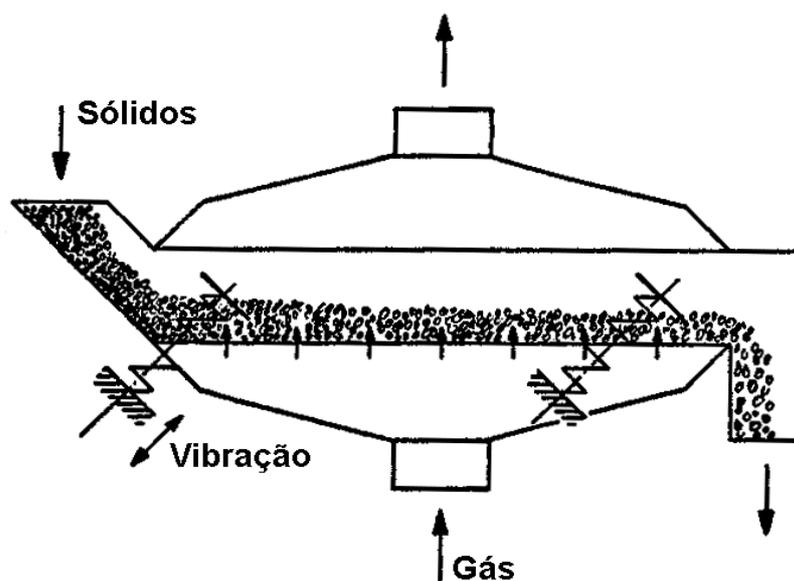


Fonte: PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMILŁO (1984)

Figura 3.4-48: Dependência hipotética da taxa de secagem com a aceleração vibracional.

Quando ocorre aumento da taxa de secagem, a mistura das partículas é mais intensa e ocorre desagregação de aglomerados (ERDÉSZ e MUJUMDAR, 1989). Os processos de transferência de calor e massa ocorrem em maior intensidade quando a operação é realizada em regime de ressonância (ERDÉSZ, 1990).

Embora exista um grande número de configurações de SVF, a configuração mais popular é mostrada na Figura 3.4-49 (RINGER e MUJUMDAR, 1983-84). O fundo do secador é perfurado e o vetor da vibração é ligeiramente inclinado para promover o transporte dos sólidos. A utilização de molas adequadas possibilita a redução do consumo de energia; além disso, a redução da vazão de ar (devido à vibração) reduz também o investimento inicial do sistema.



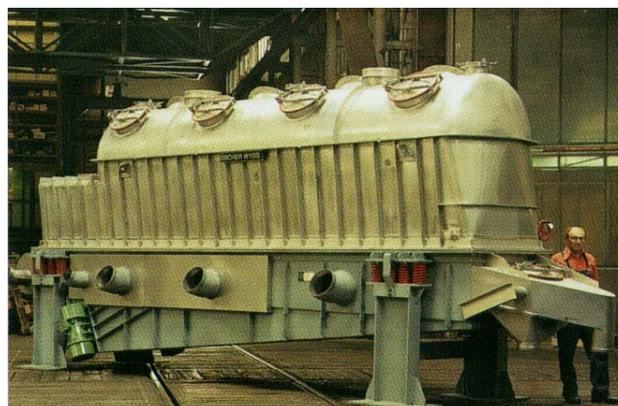
Fonte: RINGER e MUJUMDAR (1983-84)

Figura 3.4-49: Esquema de um típico SVF.

Outros exemplos de secadores vibro-fluidizados industriais típicos estão mostrados na Figura 3.4-50 (VATECH, 199?) e Figura 3.4-51 (DAESUNG, 2002)



a) SVF com contra peso.



b) SVF simples.

Figura 3.4-50: Secadores vibro-fluidizados industriais.



Figura 3.4-51: Secadores vibro-fluidizados industriais.

E um sistema de secagem completo se encontra na Figura 3.4-52 (DAESUNG, 2002):

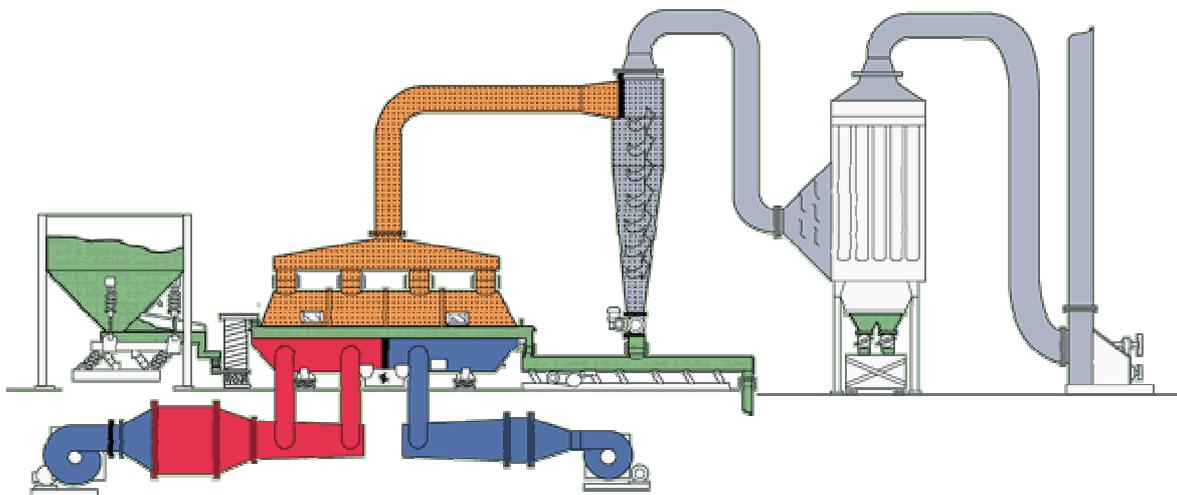


Figura 3.4-52: Sistema de secagem vibro-fluidizada com resfriamento.

Conforme pode ser observado, o sistema apresenta duas secções de aquecimento e duas de resfriamento, no mesmo equipamento. É composto também, por um ciclone e um filtro de manga, e um alimentador vibratório.

HASATANI, ITAYA e MIURA (1991) apresentando as vantagens de um leito fluidizado comum (estrutura simples, facilidade de operações em escala contínua, aumento da transferência de calor e massa entre as partículas e o ar quente etc.), juntamente com as desvantagens (aumento do consumo de energia devido ao aumento do fluxo de ar e a dificuldade de fluidizar partículas aglomeradas), sugerem um secador vibro-fluidizado que supere estas desvantagens desde que o secador não só seja usado para fluidizar partículas a baixas velocidades do ar, mas também para quebrar os aglomerados.

O uso de vibração em secadores apresenta outras vantagens sobre os leitos de jorro ou fluidizados convencionais:

- ✓ O ar pode escoar a velocidades muito baixas que, por si só, não poderiam movimentar o leito, ocorrendo o efeito redutor da vibração sobre a velocidade mínima de fluidização (KUDRA, 1992; FINZER e KIECKBUSCH, 1992);
- ✓ Menor perda de carga e facilidade de se atingir o regime *plug-flow* (DONG et al., 1991);
- ✓ A movimentação do leito devido à vibração reduz a resistência para a transferência de calor e massa, resultando em um aumento da umidade removida durante o período de taxa constante (STRUMIŁŁO e PAKOWSKI, 1980);
- ✓ A vibração possibilita uma melhor distribuição do conteúdo de umidade das partículas no leito e a utilização de temperaturas menores do ar devido ao aumento da transferência de calor e massa (HASATANI, ITAYA E MIURA, 1991);
- ✓ A distribuição do tempo de residência das partículas é mais uniforme e a degradação térmica em regiões estagnadas pode ser evitada, além de resultar em tempos de secagem menores (STRUMIŁŁO e PAKOWSKI, 1980);
- ✓ Através da regulação da amplitude e da frequência, consegue-se um fácil controle do tempo de residência (HAN, MAI e GU, 1991);
- ✓ A vibração ajuda a manter melhores condições de secagem no período de secagem à taxa decrescente (STRUMIŁŁO e PAKOWSKI, 1980);
- ✓ O movimento do material através do secador é mais suave, o que reduz o atrito entre as partículas, sendo portanto muito adequado ao tratamento de materiais frágeis (DANIELSEN e HOVMAND, 1980; SHILTON e NIRANJAN, 1993);

- ✓ O secador serve, ao mesmo tempo de transportador dos sólidos (DANIELSEN e HOVMAND, 1980);
- ✓ Apesar da vibração, ocorre um menor consumo de potência total (DANIELSEN e HOVMAND, 1980), e, devido às menores massas vibratórias, as forças inerciais são reduzidas, ocorrendo uma economia de energia elétrica (MUJUMDAR e ERDÉSZ, 1988);
- ✓ O uso da vibração também é uma solução para o caso em que o material possui uma distribuição que abrange toda a largura do leito, o leito é feito de um material corrosivo ou existem caminhos preferenciais (*by-passed*) no leito de secagem (BAHU, 1994);
- ✓ A fluidização pode ser alcançada para materiais coesos, aderentes e pastas, nos quais a simples fluidização seria difícil de atingir (MUJUMDAR e ERDÉSZ, 1988).

Zaitsev et al. (1977, apud: GUPTA e MUJUMDAR, 1980 a) reportaram um aumento de 1,5 a 2,5 vezes na taxa de secagem de um LVF comparado com leitos fluidizados convencionais. Já Osiniski, Sazhin e Chuvpilo (1969, apud: GUPTA e MUJUMDAR, 1980 a) encontraram um aumento de até 6 vezes na taxa de secagem. Observações similares também são reportadas por Zelepug et al. (1975, apud: GUPTA e MUJUMDAR, 1980 a), que propuseram a seguinte equação para a taxa de secagem de cascalho:

$$\frac{dX}{dt} = \left(0,8 \frac{A\omega^2}{g} - 2,3 \right) (0,02T_g - 6,16)(1,0 - 8,9H)(1,9u - 0,65) \quad (111)$$

DANIELSEN e HOVMAND (1980) afirmaram que os leitos vibro-fluidizados foram originalmente desenvolvidos para instantanizar e resfriar produtos atomizados de leite. Mas tornou-se claro que a sua utilização não se restringiria a só isso. Um leito vibro-fluidizado é mostrado na Figura 3.4-53.

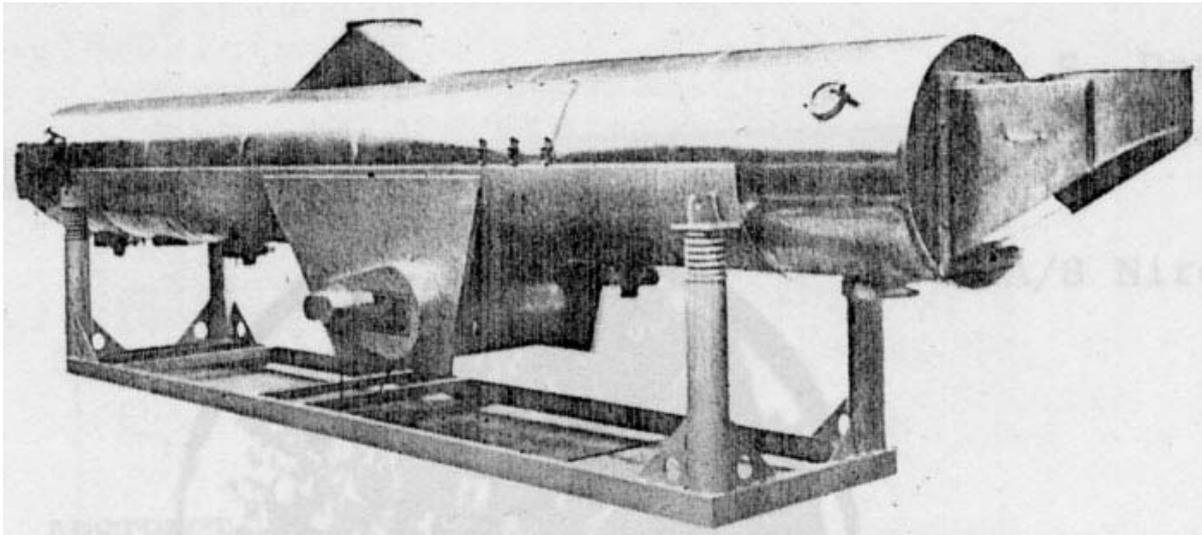


Figura 3.4-53: Secador vibro-fluidizado.

O mesmo esquema de um secador vibro-fluidizado é também apresentado por HOVMAND (1987) na Figura 3.4-54:

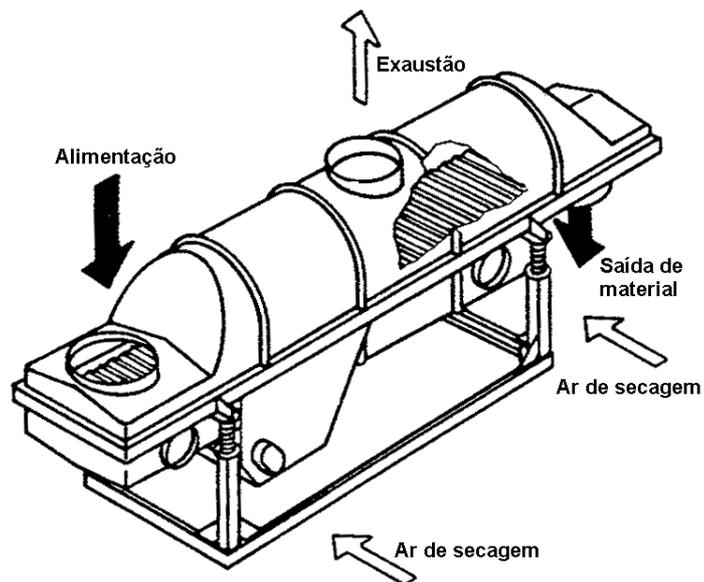
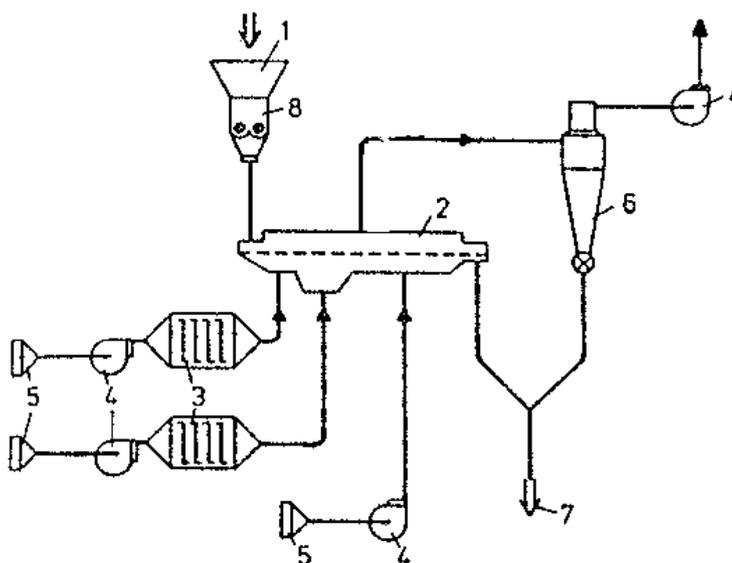


Figura 3.4-54: Secador vibro-fluidizado.

Na Figura 3.4-55, uma representação esquemática de uma instalação adequada para o processamento de materiais formados por partículas com ampla distribuição de tamanhos ou, então que possuam resistência mecânica baixa, possibilitando a seleção de ar com velocidade pequena e um bom controle do tempo de residência das partículas (DANIELSEN e HOVMAND, 1980):



Fonte: DANIELSEN e HOVMAND (1980)

Figura 3.4-55: Instalação de secagem para partículas com ampla distribuição de tamanhos.

Onde: 1 = alimentador; 2 = leito vibro-fluidizado; 3 = aquecedor; 4 = ventilador; 5 = filtro de ar; 6 = ciclone; 7 = saída do produto; 8 = granulador.

Os leitos vibratórios são utilizados como eficientes granuladores-secadores, geralmente após um *spray-dryer* para que o produto tenha características de instantaneidade ao ser reconstituído (HOVMAND, 1987). Os leitos vibro-fluidizados são também utilizados em plantas industriais de aglomeração para a secagem de materiais úmidos que deixam o aglomerador (Figura 3.4-56 e 3.4-57):

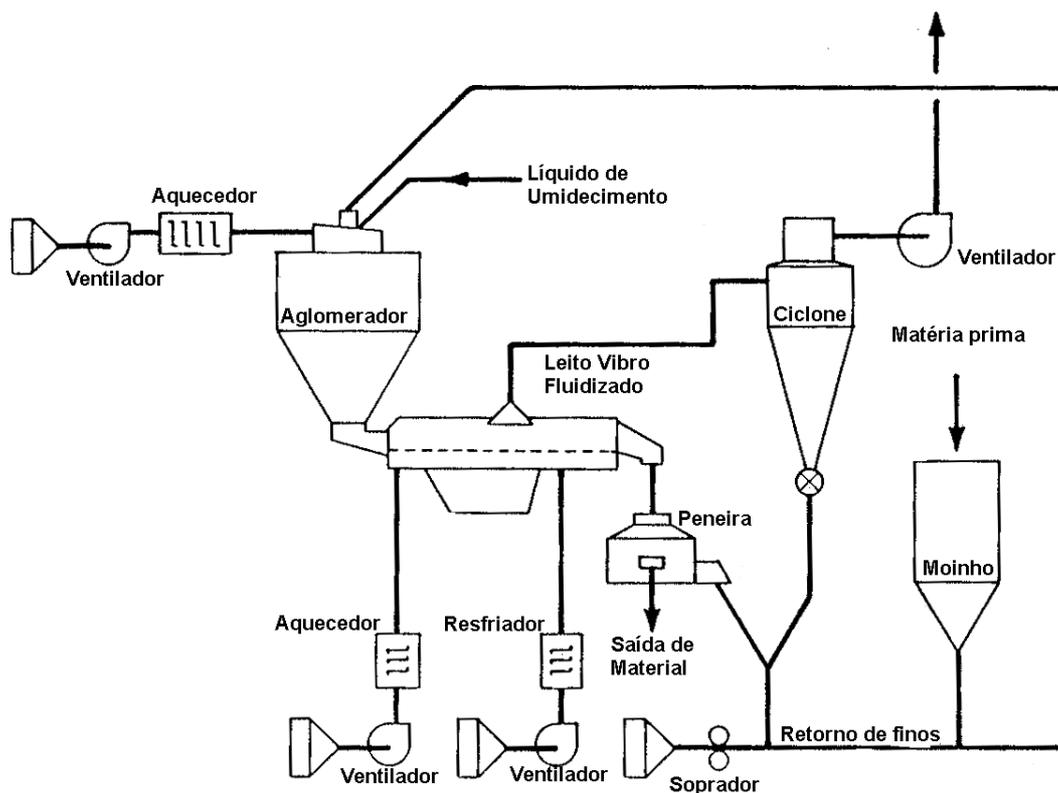
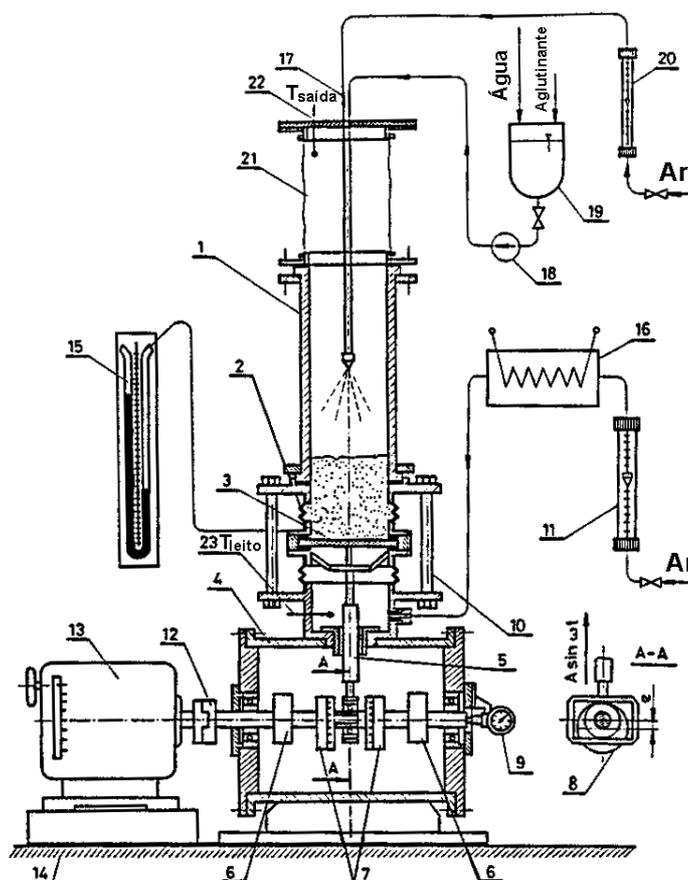


Figura 3.4-56: Planta de aglomeração com um leito vibro-fluidizado.

ERDÉSZ e ORMÓS (1986) também estudaram a granulação em um LVF (Figura 3.4-57) de partículas sólidas. Os parâmetros analisados foram os seguintes: diâmetro médio das partículas, distribuição de tamanhos, quantidade de produto fracionado e rigidez dos grânulos.



Fonte: ERDÉSZ e ORMÓS (1986)

Figura 3.4-57: Esquema de um LVF granulador.

Onde: 1 = corpo do LVF; 2 = anéis de vedação; 3 = tela direcionadora do ar; 4 = mecanismo de secagem; 5 = barra de tração; 6 = contrapesos; 7 = excêntricos; 8 = união; 9 = tacômetro; 10 = barra de sustentação; 11 = rotâmetro; 12 = embreagem; 13 = motor elétrico; 14 = estrutura; 15 = manômetro; 16 = pré aquecedor; 17 = agulha do spray; 18 = válvula; 19 = tanque do líquido; 20 = rotâmetro; 21 = filtro de ar; 22 = termômetro (ar de saída); 23 = termômetro (ar de entrada).

Os autores também apresentaram alguns projetos típicos onde os SVF são empregados.

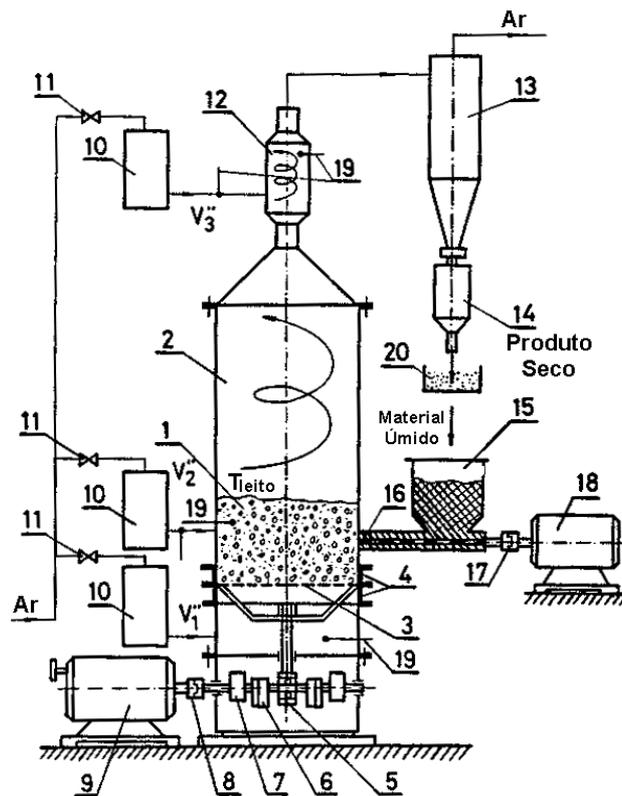
Gupta, Leung e Mujumdar (1980, apud: HOVMAND, 1987) concluíram que a vibração não muda consideravelmente o conteúdo crítico de umidade das partículas, e o mecanismo de secagem no período de taxa decrescente também não é muito afetado. No período de secagem à taxa constante, a vibração aumenta a taxa de secagem para valores de $A\omega^2/g > 1$.

JINESCU e BALABAN (1982) estudaram a cinética de secagem do polímero estirênico em um leito vibro-fluidizado vertical. Baseado em um experimento fatorial, obtiveram a seguinte correlação empírica para a taxa de secagem e concluíram que o LVF permitiu a secagem desse polímero com altos conteúdos de umidade:

$$\frac{dX}{dt} = 0,341X_0^{0,0325} T^{0,01} \mu^{0,0285} \left(\frac{H}{d_L}\right)^{-0,022} \left(\frac{A\omega^2}{g}\right)^{0,0225} d_{m,v}^{0,0235} \rho^{0,0285} \quad (112)$$

MUJUMDAR e ERDÉSZ (1988) descreveram três métodos típicos de secagem em SVF, em escala industrial:

1. Secagem e resfriamento de produtos em leitos contínuos com ar pré-aquecido: Figura 3.4-12;
2. Secagem de materiais termo-sensíveis em secadores vibro-fluidizados de contato (ou radiativos): Figura 3.4-65.
3. Secagem de materiais pastosos em SVF de coluna, utilizando um leito inerte: Figura 3.4-58.



Fonte: MUJUMDAR e ERDÉSZ (1988)

Figura 3.4-58: Esquema de um LVF para partículas pastosas.

Onde: 1 = LVF; 2 = câmara de secagem; 3 = leito direcionador de ar; 4 = anéis de vedação; 5 = mecanismo de união; 6 = excêntricos; 7 = contra peso; 8 = união; 9 = motor comutador trifásico; 10 = pré-aquecedores; 11 = válvulas globo; 12 = câmara de pós-secagem circulante; 13 = ciclones; 14 = tanque de armazenamento; 15 = tanque de abastecimento; 16 = alimentador de rosca; 17 = união; 18 = motor elétrico; 19 = termômetros; 20 = tanque.

BORDE, DUKHOVNY e ELPERIN (1997) propuseram o esquema da Figura 3.4-59 para a secagem de materiais termolábeis:

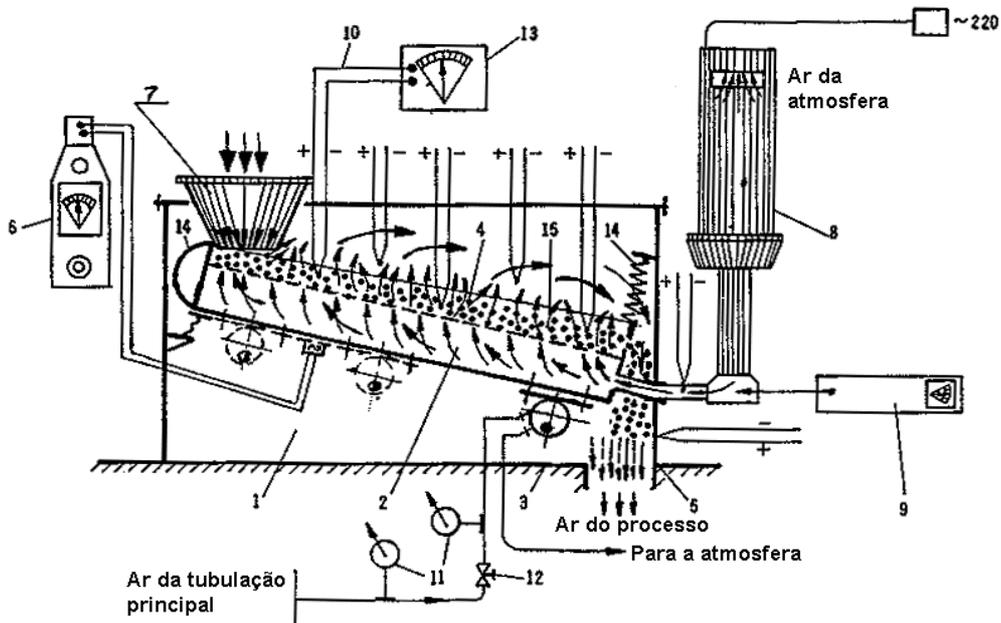


Figura 3.4-59: Esquema de um SVF para a secagem de materiais termolábeis.

Onde: 1 = câmara de secagem; 2 = placa perfurada; 3 = vibrador pneumático; 4 = grânulos úmidos; 5 = grânulos secos; 6 = medidor do nível de ruído; 7 = alimentador; 8 = aquecedor do ar; 9 = rotâmetro; 10 = termopares; 11 = manômetro; 12 = válvula; 13 = medidor de temperatura; 14 = molas; 15 = sensor.

Concluíram que a intensidade vibracional é o parâmetro mais importante na taxa de secagem. Como pode ser observado na Figura 3.4-60 um aumento na Γ de 3 para 7, reduz o tempo de secagem em 45%.

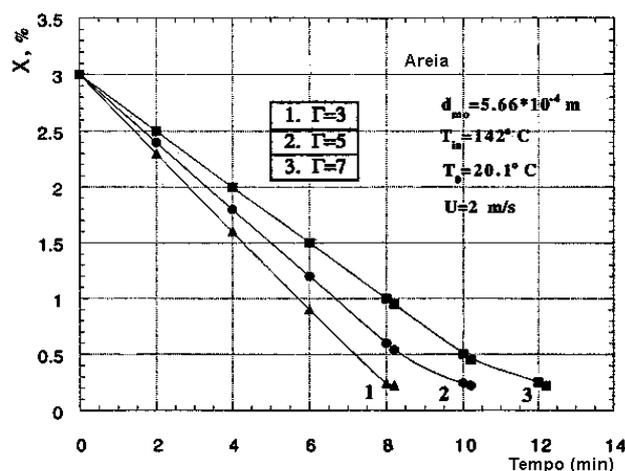


Figura 3.4-60: Efeito da aceleração vibracional na taxa de secagem.

Já SZALAY et al. (1995) utilizando duas configurações de secadores vibro-fluidizados, conforme Figura 3.4-61, uma horizontal (tipo canal) e outra vertical (tipo espiral), propuseram um algoritmo para o projeto de equipamentos vibráteis para processamento de produtos. Para tanto, foi necessário sincronizar o tempo de residência das partículas na área de processamento com a duração da secagem. O tempo de secagem depende das propriedades físicas do material processado, dos parâmetros térmicos do leito e dos parâmetros operacionais. O tempo de residência depende das propriedades mecânicas das partículas, da intensidade de transporte e dos parâmetros geométricos do equipamento. Assim, para a otimização do processo, tem que se controlar o principal parâmetro que governa o processamento destes equipamentos: a intensidade da vibração.

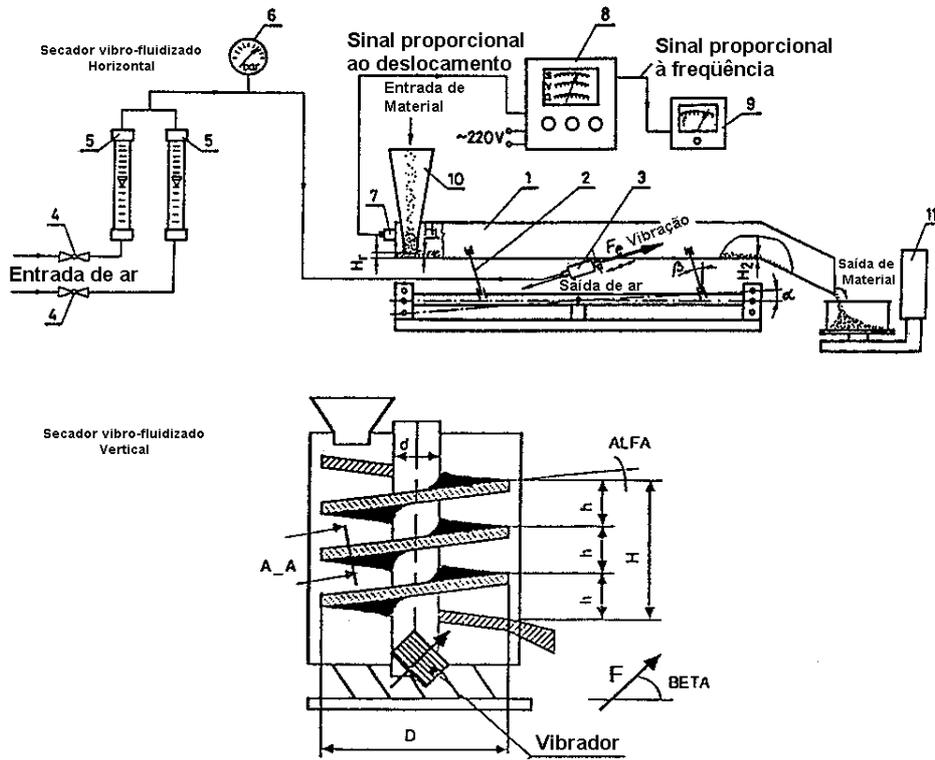
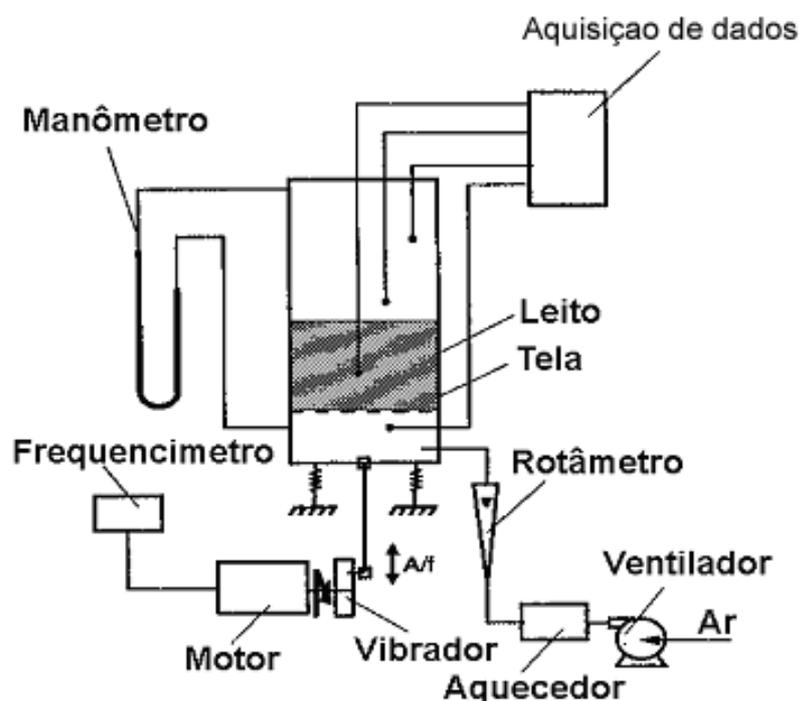


Figura 3.4-61: Esquemas de secadores vibro-fluidizados.

DONG et al. (1991), utilizando sílica gel, ácido cítrico e milho, comprovaram o efeito redutor da vibração na taxa de secagem durante o período de secagem à taxa decrescente. Na amplitude ótima dos parâmetros de vibração, o conteúdo de umidade crítica decresceu significativamente quando comparado à secagem em leitos fluidizados convencionais. O secador utilizado está indicado na Figura 3.4-62:



Fonte: DONG et al. (1991).

Figura 3.4-62: Esquema de montagem do secador vibro-fluidizado.

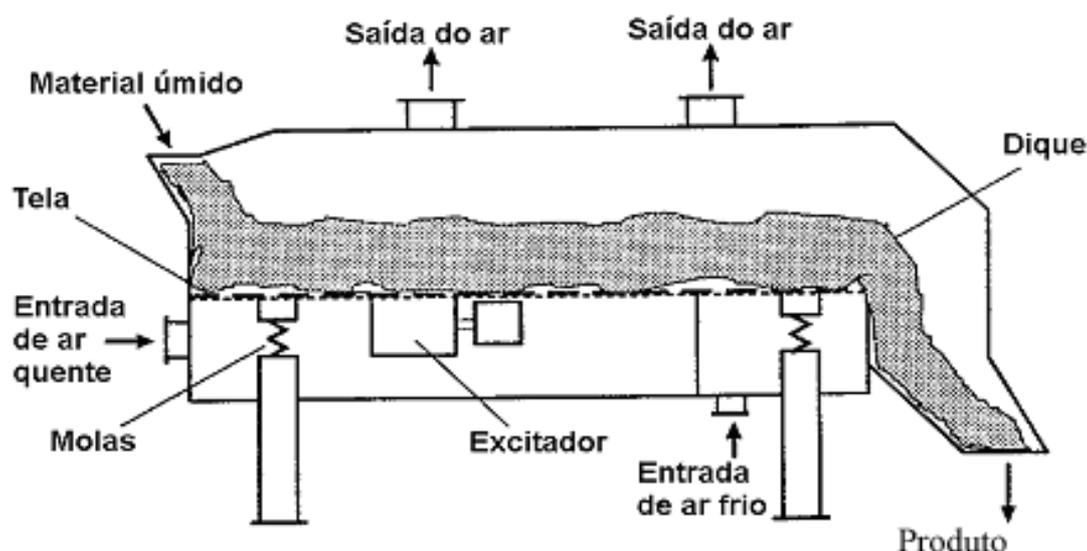
A razão para o decréscimo do conteúdo crítico de umidade é devida à vibração provocar a quebra do aglomerado de partículas o que traz uma melhor fluidização e um aumento da área superficial para a secagem. Outro motivo se baseia no fato de que a vibração pode destruir parcialmente a capilaridade da água entre os poros e a matriz sólida, enquanto a viscosidade da água efetiva é reduzida devido à vibração.

Utilizando o mesmo equipamento, PAN et al. (1991) estudaram o comportamento da secagem em um LVF de materiais aglomerados e pegajosos (sal refinado e ácido cítrico umedecido). Comprovaram a viabilidade do processo e que o LVF não só aumenta a taxa de secagem como também reduz o conteúdo crítico de umidade. A variável de maior importância foi a intensidade da vibração.

Neste mesmo secador, os autores (PAN et al., 1995) secaram uma suspensão de bactérias fotossintéticas em um leito contínuo e em batelada de partículas porosas inertes. Estas bactérias são importantes na decomposição de compostos orgânicos contribuindo

assim, para o controle da poluição ambiental. Infelizmente, estas bactérias *in natura* não podem ser armazenadas por um período longo de tempo, necessitando, portanto, de um processo de estocagem que garanta a eficiência das mesmas. O método utilizado, em princípio, foi a secagem a vácuo e a liofilizada, mas que tinha o inconveniente do alto custo. Assim, a secagem vibro-fluidizada foi utilizada e mostrou-se eficiente na secagem de materiais biológicos líquidos absorvidos em partículas porosas inertes.

Em outro trabalho, PAN et al. (1997 b) compararam a secagem de Moyu (planta herbácea chinesa) no SVF anterior (laboratorial), em um SVF horizontal (Figura 3.4-63) em escala industrial e em um secador de bandejas. A extrapolação dos dados laboratoriais para uma escala industrial foi comprovada e um secador de três estágios foi sugerido.



Fonte: PAN et al. (1997 b)

Figura 3.4-63: Secador de leite vibro-fluidizado contínuo.

PAN et al. (1997 a) mostraram que o secador vibro-fluidizado (SVF) vem se tornando uma técnica bastante competitiva, pois além de oferecer uma operação contínua sob pressão atmosférica, tempos de secagem menores e menor consumo de energia, mantém ou melhora o sabor e os nutrientes dos alimentos em comparação à secagem liofilizada (que tem a desvantagem do alto custo). Os autores utilizaram o secador da Figura 3.4-63 e cenouras cortadas em cubos para verificar o efeito da adição de um estágio de repouso (*tempering period*). Comprovaram o efeito redutor do *tempering* no tempo total de secagem e

no consumo de energia total, além do SVF (secador vibro-fluidizado) oferecer um tempo de secagem muito menor comparado a um secador de bandejas. Já PAN et al. (1999) testaram o uso do estágio de repouso na cinética de degradação do β -caroteno em cenouras cortadas em cubos. Desenvolveram um modelo matemático que prevê esta degradação e concluíram que o uso do estágio de repouso diminui a degradação do β -caroteno, assim como reduz o tempo de secagem.

Este estágio de repouso também foi testado por PAN, ZHAO E HU (1999) na secagem de fatias de abobrinha, objetivando encontrar condições ótimas de secagem e a redução da degradação do β -caroteno. Concluíram que a secagem intermitente, com um estágio de repouso, reduz a degradação do β -caroteno, aumenta a capacidade de reidratação, diminui o tempo de secagem e reduz o consumo de energia no processo de secagem.

HASATANI, ARAI e HORI (1985) propuseram um modelo matemático e o resolveram numericamente para a taxa de secagem de partículas granulares em um leito fluidizado inclinado vertical de três estágios (Figura 3.4-64). Concluíram que a vibração aumentou a taxa de secagem e o seu efeito pode ser considerado como equivalente a um aumento na velocidade do ar.

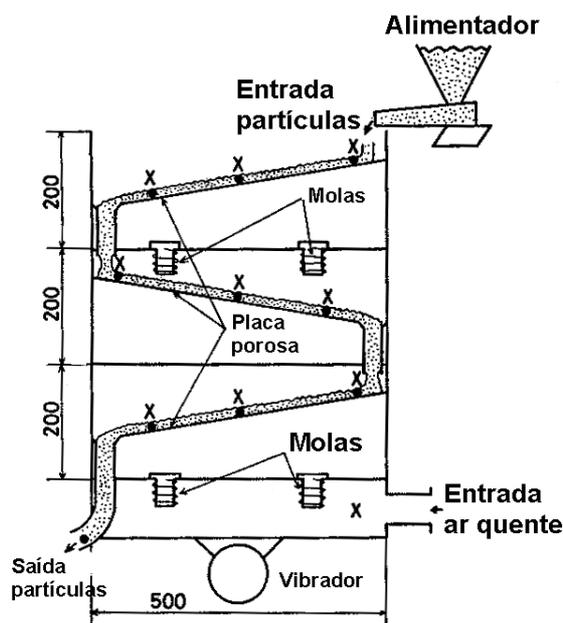


Figura 3.4-64: Secador vibro-fluidizado vertical de três estágios.

O coeficiente de transferência de calor entre as partículas e o ar de aquecimento (h_{gp}) foi calculado pela seguinte equação empírica:

$$Nu_p = 0,008 (Re'_p)^{1,53} \quad 1 < Re'_p < 100 \quad (113)$$

Onde:

$$Re'_p = \frac{d_p \rho_p (u_g + u_s)}{\mu_g} \quad (114)$$

O coeficiente de transferência de massa (k_y) foi estimado com base na relação de Lewis entre transferência de calor e massa. O valor da velocidade linear das partículas foi calculado segundo a equação empírica abaixo descrita:

$$\frac{u_s}{u_g} = 2,75 \times 10^{-3} \left(\frac{d_p^2 u_g \rho_s}{\dot{m}} \right)^{-0,8} \left(\frac{(u_g - u_{g,mf}) d_p \rho_g}{\mu_g} \right)^{0,575} \quad (115)$$

Um novo parâmetro característico, referido com uma velocidade aparente do ar, u_g^* , foi introduzido e correlacionado da seguinte forma:

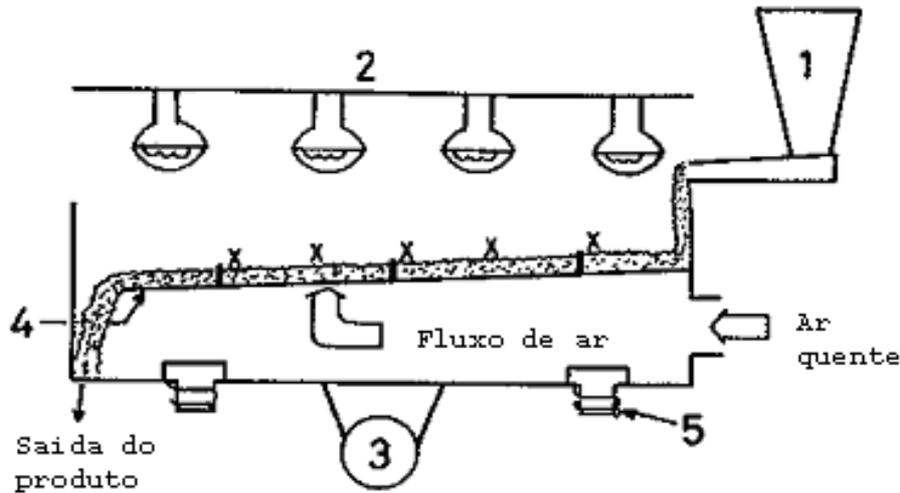
$$\frac{u_g + u_g^*}{u_g} = 1,0 \quad \Gamma < 3,5$$

$$\frac{u_g + u_g^*}{u_g} = 0,285 \Gamma \quad 3,5 < \Gamma < 15$$

Onde:

$$\Gamma = \left(\frac{d_p^2 u_g \rho_s}{\dot{m}} \right)^{0,3} \left(\frac{\rho_g u_g^2}{(\rho_s - \rho_g) d_p g} \right)^{-0,4} \left(\frac{A \omega^2}{2 g \sin \varphi} \right)^{0,42} \quad (116)$$

HASATANI, ITAYA e MIURA (1991) sugeriram um secador vibro-fluidizado inclinado para uma melhor mistura das partículas na direção do comprimento do secador, além de oferecer as vantagens conhecidas de um secador vibro-fluidizado (estrutura simples, fácil operação contínua, transferência de calor e massa entre as partículas aumentada, redução da velocidade de fluidização, não formação de aglomerados e homogeneidade da umidade do produto). Uma fonte de energia radiativa foi utilizada como fonte extra de energia térmica e foi comprovado o aumento da taxa de secagem com este tipo de aparato (Figura 3.4-65).



Fonte: HASATANI, ITAYA e MIURA (1991)

Figura 3.4-65: Secador vibro-fluidizado (SVF) com energia radiativa e convectiva.

Onde: 1 = Alimentador vibratório, 2 = Lâmpadas infravermelhas (100V – 125W), 3 = vibrador (58,7Hz), 4 = placa perfurada (5% de abertura), 5 = molas.

Os autores utilizaram a conservação de massa e calor para determinar a taxa de secagem:

$$u_p (c_p + c_{p_{H_2O}} X) \frac{dT_p}{dy} = h_p S m_p \Delta T_m + \lambda u_p \frac{dX}{dy} + q_r \frac{u_p L}{\dot{m}} \quad (117)$$

$$-u_p \frac{dX}{dy} = k_y S m_p \delta \Delta X_m \quad (118)$$

Onde:

$$\delta = \begin{cases} 1,0 & X_{cr} \leq X \\ (X - X_{eq}) / (X_{cr} - X_{eq}) & X_{eq} \leq X \leq X_{cr} \end{cases}$$

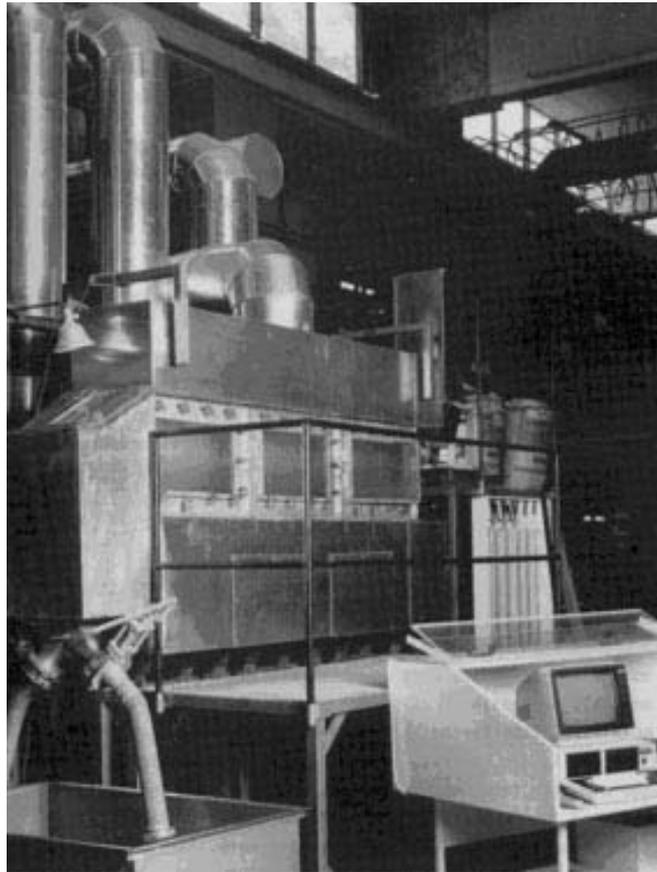
Utilizando um secador vibro-fluidizado vertical à batelada, CARDOSO e KIECKLBUSH (1998) estudaram a secagem de fatias de banana pré-tratadas a altas temperaturas (130 e 150°C) por um curto tempo (13 e 8min). Obtiveram banana desidratada crocante, de menor densidade e com uma cor mais duradoura, comparada com o secador estático. A vibração teve maior influência na expansão do leito, não obtendo influências significativas nos outros

parâmetros. As condições operacionais ótimas foram: temperatura de 150°C, velocidade do ar de 1,0m/s, tempo de exposição de 8min e freqüência de vibração de 10,1Hz.

FITO, SANZ e ARANDA (1977) utilizando as equações propostas para determinar o tempo de secagem para o período constante em um secador vibro-fluidizado de farelo de arroz (SANZ, FITO e REQUENI, 1977) determinaram o tempo total de secagem considerando também o período decrescente:

$$t_{total} = \frac{X_0 - X_{cr}}{\left(\frac{dX}{dt}\right)_{cte}} + \frac{546,4 \left(\frac{d_c}{\dot{m}_g}\right)}{T} \frac{X_{cr} - X_{eq}}{X_{final} - X_{eq}} \quad (119)$$

NILSSON e WIMMERSTEDT (1987) utilizaram um SVF horizontal de diâmetro 0,1m (Figura 3.4-66) para desenvolver dois modelos de fluxo longitudinal baseados nas isotermas de sorção, cinética de secagem e nos dados de transporte do material. Quatro diferentes materiais foram utilizados nos experimentos: areia e penta-eritrol (não-higroscópicos), sódio formato (higroscópico) e apatita. O secador foi vibrado e os níveis de vibração foram encontrados para aumentar a mistura de sólidos e para reduzir o fenômeno de *channelling* no leito úmido. Os autores concluíram que ambos os modelos de fluxo de sólidos (dispersão e *plug flow* puro) se ajustaram muito bem aos dados experimentais, com a predição praticamente igual do comprimento do leito suficiente para atingir a umidade de saída do produto.

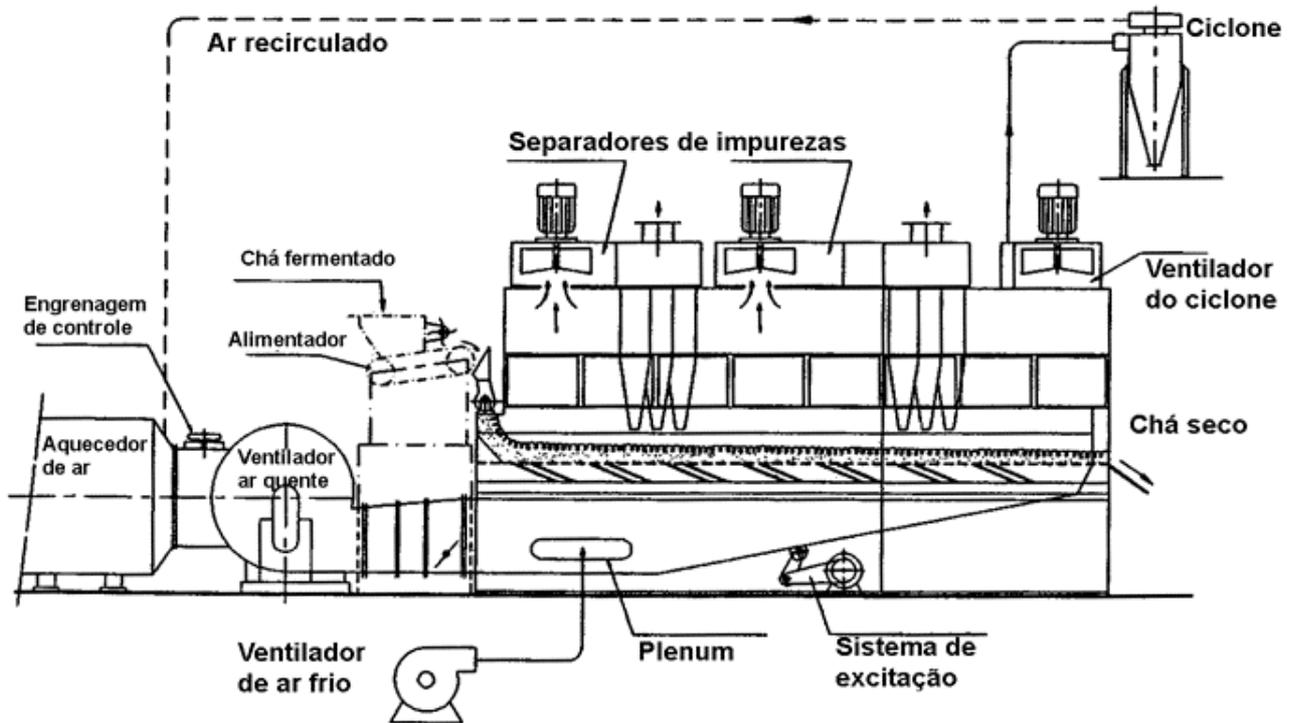


Fonte: NILSSON e WIMMERSTEDT (1987)

Figura 3.4-66: Secador vibro-fluidizado em escala piloto.

Os valores do coeficiente de dispersão variaram de 0,0005 a 0,002m²/s para uma amplitude fixa de 2mm e para uma vazão de sólidos de 0,049 a 0,16kg/s.

SHAH e GOYEL (1995) desenvolveram um SVF para a secagem de chá. Além do desenvolvimento de um novo tipo de secador para a indústria de chá, os princípios de secagem em leito vibro-fluidizado foram utilizados para aumentar a qualidade do produto e aumentar a eficiência térmica do processo. O desenvolvimento de sistemas de limpeza de impurezas também foi estudado, já que a qualidade do chá está diretamente ligada a sua pureza (Figura 3.4-67).



Fonte: SHAH e GOYEL (1995)

Figura 3.4-67: Sistema de secagem e limpeza de chá.

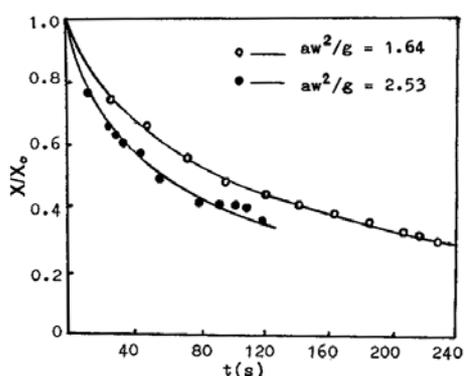
Em relação ao uso de secadores de bandejas vibradas, têm-se alguns trabalhos sobre o assunto:

1. MENEZES, FINZER e LIMAVERDE (1995) desenvolveram o secador de bandejas vibradas, com um enfoque no projeto e confecção do sistema de vibração, calculando a mola mais adequada para o equipamento. Além disso, realizaram alguns testes para determinar a distribuição do tempo de residência de grãos de café dentro do secador. Concluíram que, aumentando o adimensional de vibração, a zona de não escoamento diminui;
2. MENEZES et al. (1996 a) estudaram a secagem de café no secador de bandejas vibradas sem reaquecimento interno do ar de secagem (operação não isotérmica) e com reaquecimento interno do ar de secagem (operação isotérmica).
3. Os mesmo autores em outro artigo (MENEZES et al., 1996 b), estudaram a dinâmica do leito utilizando os modelos de escoamento de Dispersão de Taylor e de

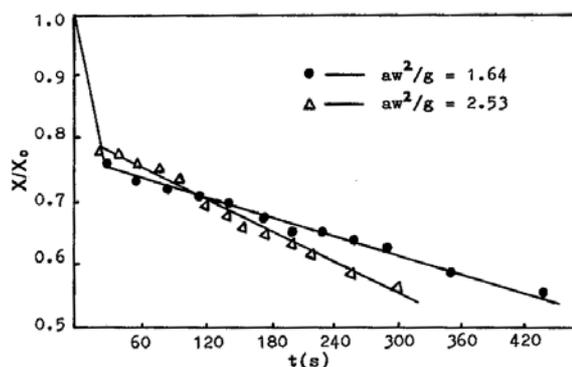
Dispersão Livre, originalmente desenvolvidos para os estudos do escoamento de gases e líquidos;

4. BANZATTO et al. (1999), utilizando um secador de bandejas vibradas para café, concluíram que a vibração ajuda no escoamento do leite, devido a uma maior contração dos frutos e da diminuição da pegajosidade.

HAN, MAI e GU (1991) comprovaram o efeito significativo da intensidade da vibração na taxa de secagem (Figura 3.4-68). A velocidade do ar apresentou pouca influência na taxa de secagem. Um aumento na altura do leito acarretou uma diminuição da taxa de secagem e um aumento da temperatura do ar resultou em um aumento na taxa de secagem.



a) Trigo – corrida A e B



b) Byn – corrida I e J

Figura 3.4-68: Efeito da vibração na taxa de secagem

Um secador vibro-fluidizado para a secagem de carvão úmido está mostrado na Figura 3.4-69 (ROMANKOV, 1971).

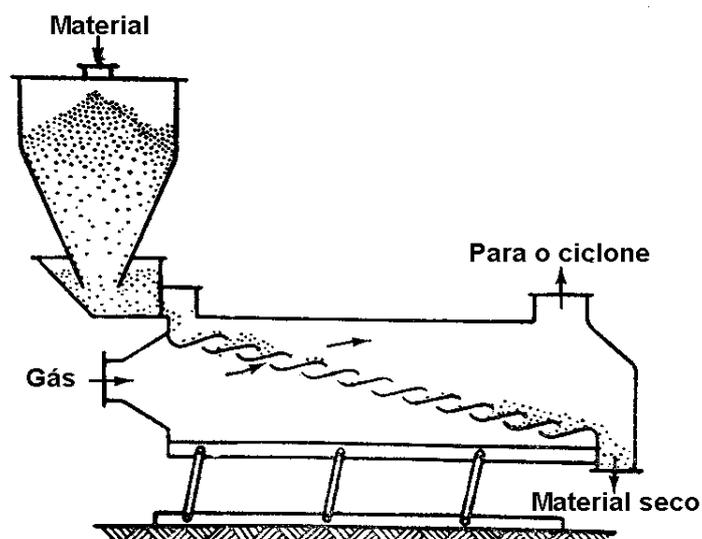


Figura 3.4-69: Secador vibro-fluidizado para carvão.

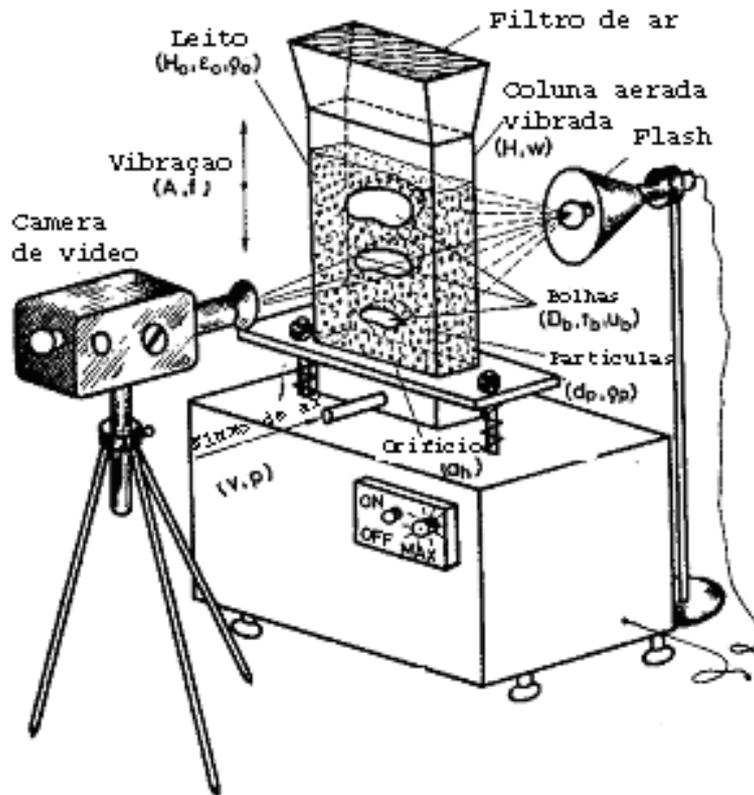
O quadro 7, mostra a comparação entre um secador a tambor e um secador vibro-fluidizado vertical para a secagem de carvão (Filippov, 1966, apud: ROMANKOV, 1971).

Quadro 7: Comparação entre um secador a tambor e um secador vibro-fluidizado.

Característica	Secador	
	Tambor	Vibro-fluidizado
Tempo de secagem (min)	20	4,00
Consumo de energia elétrica (kWh/ton)	2,21	1,77
Remoção de umidade por m ² (kg/h)	0,61	2,66
Consumo de calor específico (kcal/kg H ₂ O)	1500	850

Em relação a bolhas, ROWE (1971) afirmou que a vibração pode reduzir a velocidade das bolhas consideravelmente, assim como a fração sombra das bolhas. Isto é, infelizmente, uma limitação experimental. A vibração também age como um redutor de atrito estático nas paredes do leito fluidizado. Já ECCLES e MUJUMDAR (1997) colocaram que o principal efeito sobre a formação de bolhas é o ponto de ressonância, onde as bolhas alcançam um diâmetro máximo ao mesmo tempo em que a velocidade diminui e a frequência é mínima. Assim o uso da vibração resulta em uma estabilização das bolhas e é um parâmetro de melhor controle do que a vazão de ar. ERDÉSZ (1990) também afirmou que a presença de

bolhas influencia significativamente a eficiência na transferência de calor e massa, e que a sua formação pode ser controlada pelos parâmetros vibracionais (amplitude e frequência). O estudo foi realizado utilizando o aparato mostrado na Figura 3.4-70.



Fonte: ERDÉSZ, 1990

Figura 3.4-70: Montagem para a observação de bolhas no leito.

Em sua dissertação de mestrado FINZER (1984) estudou o comportamento de secagem em batelada de fatias de cebola, em um leito vibro-fluidizado. O autor obteve várias conclusões, comparadas com o leito estático:

- ✓ A vibração reduz o tempo de secagem;
- ✓ Mesmo com a utilização da vibração adicional o consumo de energia foi menor;
- ✓ A cebola seca no leito vibro-fluidizado apresentou maior taxa de reidratação;
- ✓ Não existiu diferença significativa na análise sensorial da cebola seca no SVF.

O seu trabalho foi também publicado no artigo de FINZER e KIECKBUSH (1986). Este mesmo secador também foi utilizado por NOVY e KIECKBUSH (1987) para a secagem de leite desnatado reconstituído em um leito de material inerte de alta densidade. Foram testados os efeitos da temperatura do ar, concentração do produto e o tamanho das esferas, sendo que este último é o parâmetro que apresentou maior influência na taxa de obtenção do pó.

DELLA TONIA JR., FREIRE e TOBINAGA (1989) também desenvolveram um SVF constituído de um tubo cilíndrico de vidro onde a vibração é imposta somente à placa distribuidora de ar. Foram realizados ensaios fluidodinâmicos preliminares e os resultados reproduziram os resultados de literatura.

Na Iugoslávia, STAKIĆ (1995) com sua tese de doutorado estudou a secagem de materiais pulverulentos e finos através da simulação numérica de um modelo matemático de transferência simultânea de calor e massa em regime não-permanente entre a fase gás-partículas.

MORENO, RÍOS e CALBUCURA (2000) estudaram a secagem de serragem em um SVF vertical. A temperatura de secagem se mostrou como o parâmetro de maior influência na cinética de secagem. Além disso, foi comprovada a eficiência da secagem vibro-fluidizada para valores de umidade da serragem maiores que 2kg/kg, com uma boa mobilidade do leito e uma qualidade próxima de 90%.

SOPONRONNARIT et al. (2000) desenvolveram, testaram e otimizaram um secador vibro-fluidizado horizontal na secagem de arroz com casca (arroz *paddy*). O equipamento tem capacidade para 2,5-5,0t/h com os seguintes parâmetros operacionais: vazão de ar: 1,7m³/s, velocidade do ar no leito: 1,4m/s, temperatura de secagem: 125-140°C, tempo de residência: aproximadamente 1min, altura do leito: 11,5cm, fração de ar reciclado: 0,85 e adimensional de vibração: 1 (frequência: 7,3Hz e amplitude: 5mm). A fonte de energia térmica é proveniente da combustão de óleo diesel em uma câmara. Com estas condições o conteúdo de umidade do produto reduziu de 28 para 23% bs com uma vazão de sólidos de 4821kg/h.

O consumo de potência elétrica total foi de 9645W dividida entre os vários equipamentos elétricos que compunham o sistema. Os resultados mostraram um consumo de energia primária de 723MJ/h, dos quais 88MJ/h foram de energia elétrica e 635MJ/h de

energia térmica. A taxa de secagem foi de 118kg_{H₂O}/h resultando em um 6,15MJ/kg de água evaporada. Foi observada, assim, uma redução de 55% do consumo total de energia elétrica utilizando o SVF em relação aos leitos fluidizados sem vibração.

Em relação à análise de custo, com um valor do custo de fabricação do equipamento de US\$ 11.250,00, vida útil de 10 anos, taxa de juros anual de 18% e valor residual (*salvage value*) de 10% do custo fixo, os resultados foram os seguintes:

1. Considerando um tempo de operação do equipamento de 12 horas por dia, o custo total específico da secagem foi de US\$ 1,48/ton de arroz *paddy*;
2. Com 24 horas por dia de operação o custo total específico da secagem foi de US\$ 1,23/ton de arroz *paddy*.

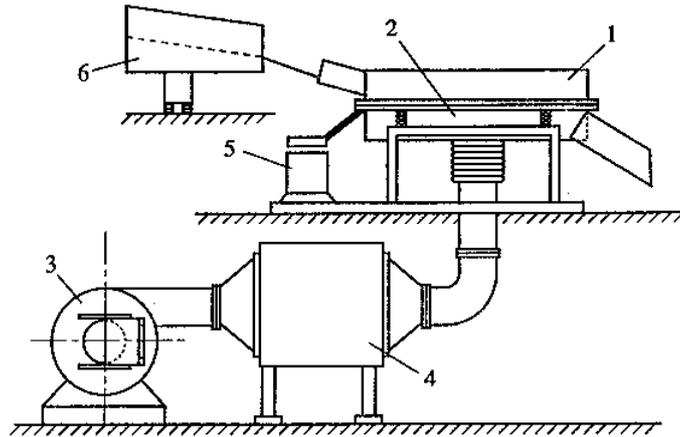
MARELLA, PATEL e SHAH (1997) afirmaram que a combinação de agitação mecânica, centrífuga e vibração com a fluidização para garantir melhorias no produto e economia de energia, tem se tornado uma prática comum. A pesquisa em secagem, em leitos fluidizados, é baseada em tentativa e erro, e poucos modelos matemáticos estão disponíveis na literatura. Assim, os autores propuseram um modelo matemático de remoção de umidade em um secador vibro-fluidizado com os diferentes parâmetros que afetam esta remoção. A caseína foi utilizada como material de estudo e a razão de umidade foi expressa como:

$$\frac{X_m}{X_o} = f\left(\frac{ET}{S_b}, V_L, \omega, d_p, m_{p,m}, m_{p,ms}, m_{p,0}, \lambda, t\right) \quad (120)$$

O modelo mostrou uma correlação muito boa e pode ser utilizado para o projeto de sistemas de leitos fluidizados para a secagem da caseína.

RAMESH e SRINIVASA RAO (1996) estudaram a secagem de arroz cozido em um SVF. A escolha deste tipo de secador foi baseada na alta taxa de transferência de calor e massa e do menor tempo de residência. Sendo o produto adesivo, é essencial o uso de agentes de agitação e movimentação durante a secagem do arroz cozido, assim o SVF (Figura 3.4-71) foi utilizado por combinar o movimento vibratório com o íntimo contato da partícula com o gás. Neste estudo, a equação de Page foi utilizada para representar a secagem em camada delgada e mostrou-se adequada para explicar a secagem no SVF. Os

autores concluíram que os resultados, segundo a equação de Page, foram similares aos obtidos em camada delgada e o tempo de secagem pode ser facilmente determinado uma vez determinados os parâmetros de secagem da equação de Page e conhecendo o conteúdo de água inicial e final (desejado) do produto a uma dada temperatura.



Fonte: RAMESH e SRINIVASA RAO (1996).

Figura 3.4-71: Secador vibro-fluidizado.

Onde: 1 = câmara de secagem, 2 = plenum, 3 = ventilador, 4 = unidade de aquecimento elétrico, 5 = unidade de vibração eletromecânica, 6 = alimentador vibratório.

Utilizando este mesmo secador, os autores também estudaram a aplicação de Redes Artificiais Neurais (RAN) para investigar a secagem do arroz cozido (RAMESH, KUMAR e SRINIVASA RAO, 1996). As RANs estão sendo utilizadas atualmente para resolver uma grande variedade de problemas em ciência e engenharia, dentre eles a resolução de problemas de secagem de produtos alimentares. Em oposição às técnicas de modelagem (transferência simultânea de calor e massa, modelos cinéticos, modelos difusionais, modelos de fase e análises de regressão) a RAN pode suportar mais de duas variáveis para prever dois ou mais parâmetros de saída. Como conclusão, a RAN mostrou ser uma ferramenta em potencial para desenvolver um modelo de determinação de parâmetros de processos, especialmente quando os modelos existentes não podem suportar mais do que duas variáveis.

KAMIŃSKI, STAWCZYK e TOMCZAK (1997) também utilizaram da técnica de RAN para descrever a cinética de secagem de ervilhas em um SVF vertical, de diâmetro de 200mm e altura de 900mm. Os autores propuseram as funções de base radial (*radial basis functions*) como funções de transição nas RANs. Uma boa concordância entre os dados experimentais e os resultados obtidos pela RAN foi conseguida.

DUTTA e DULLEA (1991) verificaram a utilização de vibração externa em um leito fluidizado de um pó fino inorgânico coesivo de densidade 3900kg/m^3 . Comprovaram o aumento na qualidade da fluidização aumentando a expansão do leito, aumentando a perda de carga e diminuindo as perdas por elutriação.

JINESCU e BALABAN (1982) utilizaram um leito vibro-fluidizado vertical para o estudo da cinética de secagem de poliestireno com alto conteúdo de umidade. Uma equação empírica para a taxa de secagem foi obtida para o poliestireno em termos dos seguintes fatores: diâmetro volumétrico das partículas, umidade livre inicial, índice de fluidização, razão entre a altura e o diâmetro da coluna, razão entre a aceleração vibracional e a gravitacional, temperatura do agente de fluidização e natureza das partículas.

ZHU et al. (1999) estudaram a secagem de sementes de couve da China em um secador vibro-fluidizado, com radiação infravermelha. Para tanto, determinaram a distribuição de temperatura no leito de secagem através de um equipamento de visão infravermelha que possibilita uma análise térmica do que está acontecendo no leito. Além disso, também foram realizados experimentos para se determinar a saúde fisiológica das sementes (germinação). Chegaram à conclusão, de que a técnica é válida e que, utilizando um LVF, a temperatura crítica de secagem (temperatura na qual as sementes começam a sofrer danos) pode ser aumentada de 45°C para 48°C .

Utilizando partículas de resina *ion exchange*, SUZUKI et al. (1980 a) estudaram as características de secagem no período de taxa constante em um secador vibro-fluidizado vertical (Figura 3.4-72), em termos da taxa de circulação das partículas.

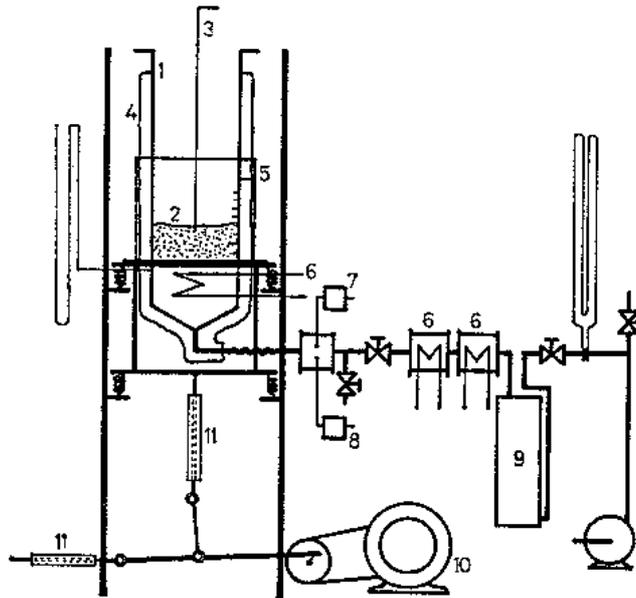


Figura 3.4-72: Desenho esquemático do equipamento.

Onde: 1 = cilindro de teste, 2 = amostra, 3 = coletor de amostra, 4 = isolamento térmico, 5 = placa transparente, 6 = aquecedor, 7 = controlador de temperatura de bulbo seco, 8 = controlador de temperatura de bulbo úmido, 9 = controlador de umidade, 10 = motor e engrenagem, 11 = guia de metal.

Para os estudos, os autores assumiram uma mistura de partículas não completa e dividiram o leito de secagem em várias seções, onde, em cada uma, a taxa de circulação das partículas foi adotada como parâmetro para o cálculo da taxa de secagem e o conteúdo de umidade. Concluíram que a influência da vibração na uniformidade do conteúdo de umidade é significativa apenas para velocidade do ar menores que u_{mf} , além de também apresentar uma dependência da intensidade vibracional e da altura do leito. Curvas de secagem estão mostradas na Figura 3.4-73, onde a velocidade superficial do ar foi de $0,71u_{mf}$, $H = 4\text{cm}$, $A = 0,5\text{mm}$, os marcadores cheios são para 4 seções do leito, enquanto os marcadores vazados são para uma seção.

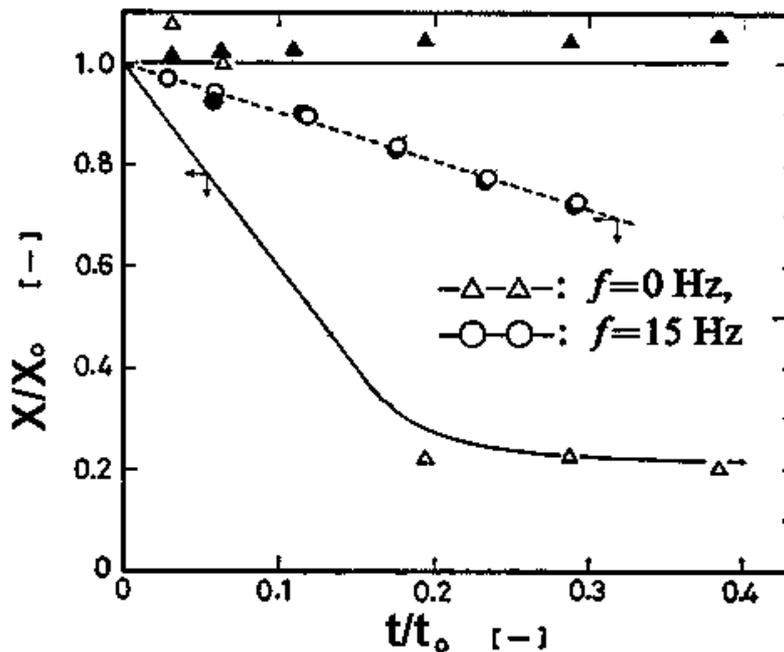


Figura 3.4-73: Curvas de secagem.

Os mesmo autores em outro artigo (SUZUKI et al., 1980 b) estudaram as características de secagem no período de secagem decrescente de partículas de resina Ion exchange (Amberlite IR-120 B). Afirmaram que, usualmente, é assumido que grande parte do processo de secagem de partículas pequenas pode ser analisada somente no período constante, devido ao baixo conteúdo crítico de umidade. Mas, em materiais com alto conteúdo crítico de umidade, o período de secagem à taxa decrescente tem que ser levado em conta. No artigo, os autores dividiram o período em dois estágios e analisaram o processo de secagem utilizando o modelo do artigo anterior. A distribuição do conteúdo de umidade no leito depende da taxa de circulação de partículas no primeiro período decrescente de secagem, e foi similar ao valor da taxa constante. Contudo, para o segundo período decrescente este valor diminuiu abruptamente.

Estes resultados mostram que o leito pode ser seco com conteúdo uniforme de umidade em uma apropriada intensidade de vibração mesmo quando a velocidade do ar é menor do que a mínima de fluidização. Mas a maioria dos pós e dos sólidos granulares tem a tendência de se aglomerar quando eles são úmidos ou reumidificados. Assim, os autores do artigo anterior estudaram a uniformidade do conteúdo de umidade em um leito de materiais

aglomerativos, em termos da taxa de circulação de partículas (SUZUKI et al., 1980 c). Concluíram que, mesmo para um estado muito agregativo, as partículas tiveram uma boa circulação e mistura e o processo de secagem pôde ser realizado com um conteúdo de umidade uniforme no leito, em apropriadas condições de vibração.

3.4.10 Outras Aplicações

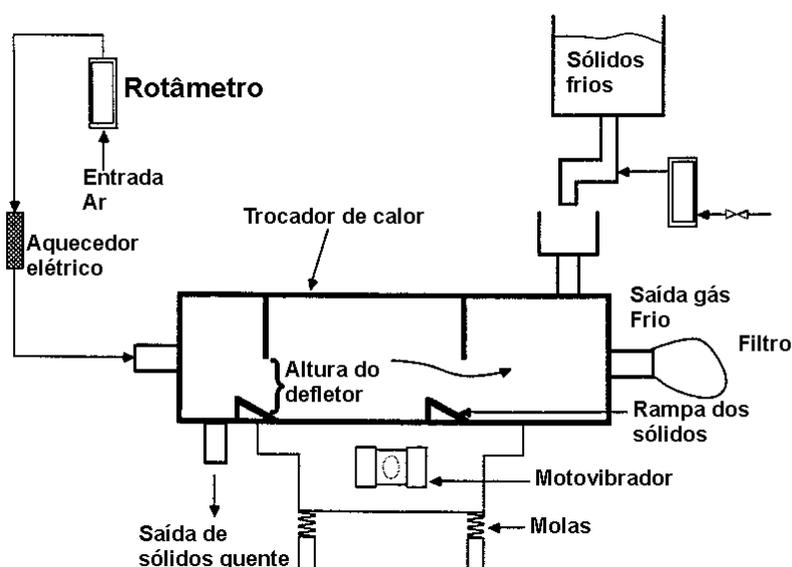
Para minimizar a deterioração da qualidade na secagem térmica de bioprodutos, STRUMIŁŁO, ZBICIŃSKI e LIU (1995) estudaram a utilização de materiais porosos como veículo (farelo de trigo, colza moída e farinha) misturados com o bioproduto e depois extrusados para verificar a qualidade de materiais termo-sensíveis. Entre os parâmetros analisados (concentração e tipo de material poroso, temperatura, vazão de ar e frequência de vibração), concluíram que a temperatura, o tipo e a concentração do material poroso são os fatores mais importantes na qualidade do produto final.

Os mesmo autores, no artigo de continuação do anterior, estudaram a influência da estrutura da partícula na manutenção da qualidade de bioprodutos (albumina) submetidos à secagem vibro-fluidizada (STRUMIŁŁO, ZBICIŃSKI e LIU, 1996). Desenvolveram equações para prever a temperatura e a umidade das partículas assim como a cinética de degradação da biomassa. Além disso, uma extensiva revisão de literatura sobre manutenção da qualidade de produtos submetidos à secagem térmica foi realizada. Para estes estudos, os autores mantiveram a amplitude, frequência, altura do leito e o fluxo de ar constantes, variando apenas a temperatura de secagem. Concluíram que uma estrutura mais porosa aumenta a difusão de umidade, e, conseqüentemente, a taxa de secagem e a manutenção da qualidade.

MALHOTRA (1992) apresentou uma revisão das oportunidades disponíveis na indústria de secagem de cerâmica. Concluiu que os processos tradicionais como secagem por atomização, secagem por tambores rotativos, etc., podem ser melhorados ou até mesmo substituídos por processos alternativos, como a secagem por liofilização, secagem por microondas, secagem por infravermelho e secagem vibro-fluidizada. O autor coloca que este último processo pode ser ideal no estágio de calcificação de secagem, além de possuir uma vantagem extra nos altos índices de transferência de calor e massa, e na habilidade de evitar

aglomeração de partículas finas. Os SVFs têm uma alta eficiência energética, requerem pouco espaço físico e podem ser usados em sistemas não-aerados, minimizando problemas de poluição ambiental e custos de produção.

As técnicas de vibro-fluidização também podem ser utilizadas para outros fins além da secagem. CHEAH et al. (1988) investigaram seu uso em um trocador de calor, devido a sua excelente característica de transferência condutiva de calor. O estudo baseou-se na avaliação de um processo de reaproveitamento da energia térmica de um gás quente de exaustão pelo contato direto deste gás com um leito vibro-fluidizado de sólidos em contra corrente (Figura 3.4-74). As variáveis estudadas neste trabalho foram: fluxo de gás, vazão de sólidos, altura e quantidade de defletores de gás e condições de vibração (ângulo de ataque, frequência e amplitude).



Fonte: CHEAH et al. (1988).

Figura 3.4-74: Trocador de calor vibro-fluidizado.

Para evitar acúmulo de sólidos dentro do trocador de calor, uma certa combinação de condições operacionais deve ser observada, especialmente relacionada à vazão de ar e de sólidos e à altura dos defletores.

THOMAS et al. (1987) propuseram uma técnica de medida que utiliza um circuito digital baseado em um *loop* de fase, travado para permitir visualizar, fotografar e medir o fenômeno de dependência de fase em sistemas cíclicos. Esta técnica elimina a necessidade de

métodos caros e tediosos de cinematografia ultra-rápida. A técnica permite dados quantitativos acurados em fenômenos de dependência de fase cíclicos que ocorrem com sistemas com a mesma frequência da força vibracional. Foi utilizado um leito vibro-fluidizado ou vibrátil nos quais a fluidização ocorre somente pela vibração. Os mecanismos exatos de circulação de sólidos, forma do leito, transferência de calor e outras características com um longo período de tempo constante, são afetados por fenômenos de dependência de fase. O sistema proposto permite observar o leito em qualquer ângulo de fase para assim entender completamente os mecanismos em um leito vibrátil, além de possuir uma alta resolução com muitos detalhes.

O estudo da reologia de pós fluidizados foi realizado por POTANIN (1992), considerando dois modelos de fluxo de material granular sob condições dinâmicas, isto é, quando a inércia da partícula é responsável pela transferência de momento do material. O primeiro modelo se resume a um caso particular do fenômeno da fluidização, no qual o fator de fluidização é a deformação (*rapid shear flow*). O segundo modelo é quando existe vibração no leito, onde foi considerada, para esse estudo, a teoria cinética de gases. Um novo modelo micro-reológico foi elaborado e validado com simulações computacionais e dados experimentais.

Um leito de um catalizador vibro-fluidizado foi utilizado por NAUMOV, BURT e KONYUKHOV (1997) para estudar a cinética da oxidação completa de etanol com oxigênio atmosférico. A amplitude de vibração foi mantida em 11mm e a frequência de vibração foi variada de 5 a 40Hz. Para uma frequência de 15Hz os autores concluíram que a taxa de reação era independente da frequência. Nenhuma outra referência à vibro-fluidização foi feita.

SHORIKOV et al. (1988) estudaram a mudança de estrutura dos poros dos produtos da pirólise de hidróxido de rutênio em um leito vibro-fluidizado. Concluíram que a vibração previne a aglutinação e permite a obtenção de hidróxido de rutênio ultra-disperso com uma desenvolvida estrutura de poros.

Utilizando um sistema de vibração que gera uma frequência de 5-5000Hz, uma aceleração máxima de 981m/s^2 e uma máxima amplitude de 2,4mm, WILDMAN e HUNTLEY (2000) estudaram a distribuição de temperatura em um leito vibro-fluidizado bi-dimensional. Este novo método utilizado se baseia no comportamento das médias quadradas do

deslocamento das partículas em tempos curtos, utilizando os dados de posição das partículas de uma seqüência de imagens de uma câmera de vídeo de alta velocidade no leito vibro-fluidizado. Estes dados permitem uma estimativa direta dos componentes vertical e horizontal da temperatura granular. Este método foi comparado com dois outros, um que se baseia no cálculo direto da velocidade média quadrada e outro, ajustando a distribuição de velocidade de Maxwell-Boltzmann. O novo método mostrou-se mais consistente.

Estes mesmos dois autores em outro artigo (WILDMAN, HUNTLEY e HANSEN, 1999) que, mesmo sendo anterior ao primeiro foi publicado depois, também estudaram a temperatura granular e o coeficiente de difusão de grãos através da localização acurada das partículas. Esta localização também foi determinada com fotografias ultra rápidas do leito de partículas e posterior determinação das suas posições. Os autores concluíram que o método utilizado apresentou resultados acurados para se determinar a temperatura granular de grãos de aço.

Os três autores do artigo anterior, estudaram em outro artigo (WILDMAN et al., 2000), o movimento tridimensional de partículas em um leito vibro-fluidizado de partículas granulares, através da técnica de *positron emission particle tracking*. Com uma resolução de ± 4 mm e 7ms, foi possível obter o perfil da temperatura granular com uma boa precisão, conforme descrito em WILDMAN, HUNTLEY e PARKER (2001). Esta mesma técnica foi usada para descrever o movimento bidimensional de partículas no artigo de WILDMAN e PARKER (2002).

Outros estudos destes autores também podem ser encontrados em WILDMAN et al. (2001) onde eles encontraram a solução numérica da equação diferencial que governa o movimento das partículas em um LVF, nomeada de equação de Smoluchowski. O mais recente trabalho desta equipe é o artigo que determina as funções autocorretoras das velocidades de grãos em um LVF (WILDMAN, HANSEN e PARKER, 2002).

Outros autores (SUNTHAR e KUMARAN, 1999) também estudaram o perfil de temperatura em um leito vibro-fluidizado denso, de material granular. A temperatura é determinada relacionando a fonte de energia devido à superfície de vibração e a energia dissipada devido às colisões inelásticas.

CHEN, LIN e PENG (1991) estudaram a eficiência de um LVF na prevenção da aglomeração de partículas durante a secagem. As variáveis operacionais (intensidade de

vibração, amplitude de vibração e a temperatura do ar de secagem) foram estudadas. O secador se mostrou eficiente na prevenção da aglomeração das partículas e que a amplitude e a frequência desempenham importante papel na aglomeração.

Um equipamento vibratório também foi utilizado para se evitar a formação de aglomerados no trabalho de SANTOS, SANTAMARÍA e MENÉNDEZ (1995). Além disso, todo o comportamento de um reator durante a ligação oxidativa do metano em um SVF foi estudado. A utilização de LVF possibilitou que a operação do processo, próximo à velocidade mínima de fluidização, aumentasse o rendimento de hidrocarbonetos.

Utilizando um LVF, DOLMANOV, ZELENINA e TAZIKOV (1976) carbonizaram titânio e conseguiram elevadas taxas de saturação. A medida da camada difusional foi realizada através de análise de raios X.

Já ZAVAROV, TYUPAKOV e BELYAUSH (1980), utilizaram partículas de grafite em um LVF. Concluíram que a transferência de calor em um LVF é eficiente e permite uma superfície limpa de oxidação e de dano mecânico, em comparação com os tratamentos térmicos em banhos salinos. O coeficiente de transferência de calor foi duas vezes maior no LVF, e não foi observado o fenômeno de *channeling* no leito.

Outro exemplo bastante interessante da utilização de LVF é a nitrificação de aços, descrita por BASKAKOV et al. (1989). As vantagens do LVF se concentram na intensa agitação de partículas sólidas alcançada pela vibração vertical e na redução de consumo de gás, em comparação com os leitos fluidizados tradicionais.

LEU, LI e CHEN (1997) estudaram o comportamento de partículas do grupo B de Geldart (areia de diâmetro médio de 194 μ m) em um leito fluidizado, vibrado por ondas sonoras (Figura 3.4-75). Um alto-falante foi utilizado como fonte da vibração no leito fluidizado. Os autores investigaram os efeitos das frequências sonoras, carregamento de partículas e da distância entre o leito e o alto-falante nas propriedades hidro-dinâmicas do leito. Os experimentos mostraram que há uma redução na velocidade mínima de fluidização com a adição de energia acústica, e que as flutuações de pressão tornaram-se menores sobre o efeito do som. Há também uma redução na velocidade das bolhas.

Em outro artigo (LEU e YEN, 1999), os autores estudaram a fluidização de vários tipos de partículas do Grupo B, com diâmetros variando de 100 a 600 μ m, no mesmo equipamento.

Verificaram a influência do tamanho, densidade e esfericidade das partículas na velocidade mínima de fluidização, perda de carga e na velocidade das bolhas. Concluíram que a velocidade mínima de fluidização diminuiu com o aumento da energia sonora imposta, assim como a velocidade das bolhas.

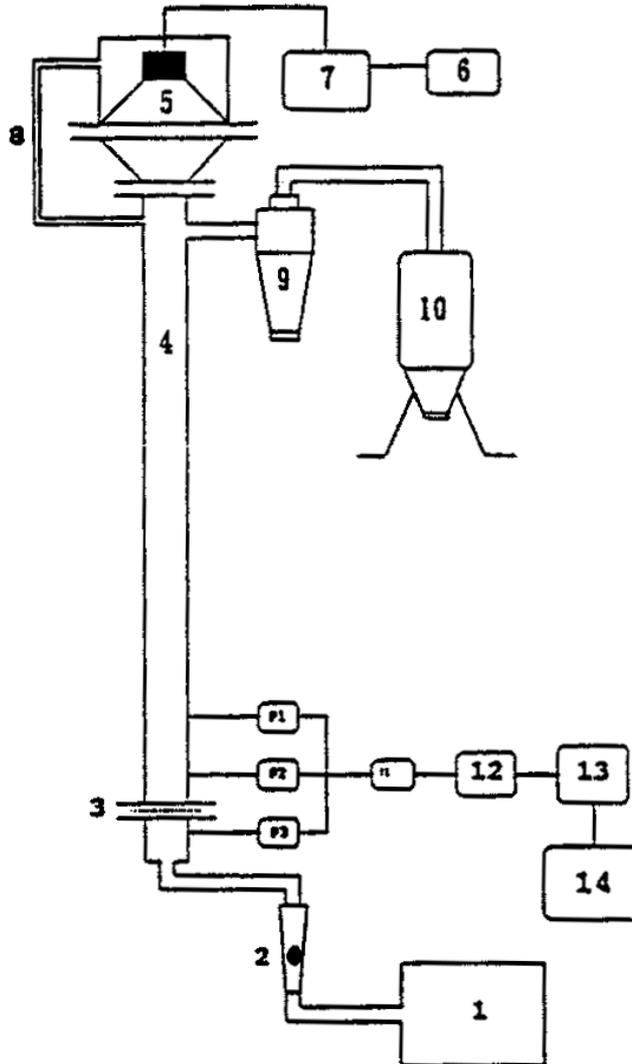


Figura 3.4-75: Montagem experimental.

Onde: 1 = ventilador, 2 = rotâmetro, 3 = distribuidor, 4 = leito, 5 = alto-falante, 6 = gerador de função, 7 = amplificador de alta potência, 8 = linha de equilíbrio de pressão, 9 = ciclone, 10 = filtro de sacos, 11 = transdutor de pressão, 12 = amplificador, 13 = sistema de aquisição de dados, 14 = computador, P1-P3 = tomadas de pressão.

MOROOKA, OKUBO e KUSAKABE (1990) revisaram novos processos para a fluidização de materiais particulados, especialmente no Japão. Para o caso de partículas ultrafinas, a fluidização pode ser realizada se pequenos aglomerados forem espontaneamente formados no leito. Além disso, a vibração mecânica no leito pode ser útil para garantir uma fluidização estável com partículas coesivas, que não são fluidizadas somente pelo gás. Para tanto, existe uma frequência de vibração específica para cada partícula e processo.

Tentando minimizar o efeito da coesividade em pós-lácteos, RENNIE et al. (1999) utilizaram um secador vibro-fluidizado para minimizar o efeito do *channeling* e possibilitar uma fluidização homogênea. Foram testados a influência da composição do pó, temperatura, conteúdo de umidade e tamanho da partícula. Nos testes da influência da umidade, o efeito da transição vítrea foi isolado com a utilização da técnica de leito vibro-fluidizado.

3.4.11 Tempo de Residência

As partículas devem ser retidas no secador por tempo suficiente para que a umidade seja removida a uma taxa determinada pelas condições do processo (KEEY, 1992). Além disso, é necessário que o conteúdo de umidade e a temperatura do produto final estejam dentro de uma pequena faixa de variação. Isto significa que a distribuição do tempo de residência (DTR) das partículas sólidas no leito deve ser tão uniforme quanto possível. A importância da uniformidade do DTR também é verificada em reatores (HAN, MAI e GU, 1991).

A aerodinâmica de um SVF pode ser caracterizada por um tempo de residência médio e por uma distribuição do tempo de residência do material particulado no leito, destacando, assim, a sua importância já que estes influem no conteúdo de água e na temperatura final do produto (HAN, MAI e GU, 1991).

O tempo de residência depende das propriedades mecânicas das partículas, na intensidade de transporte e nos parâmetros geométricos do equipamento (SZALAY et al., 1995).

Conhecendo o que está acontecendo dentro do secador em estudo, isto é, tendo em mãos um mapa completo da distribuição de velocidades do sólido, é possível prever o

comportamento do sólido dentro do secador. Embora bem elegante em princípio, essa forma de ataque é impraticável, devido às suas dificuldades experimentais (LEVENSPIEL, 1974).

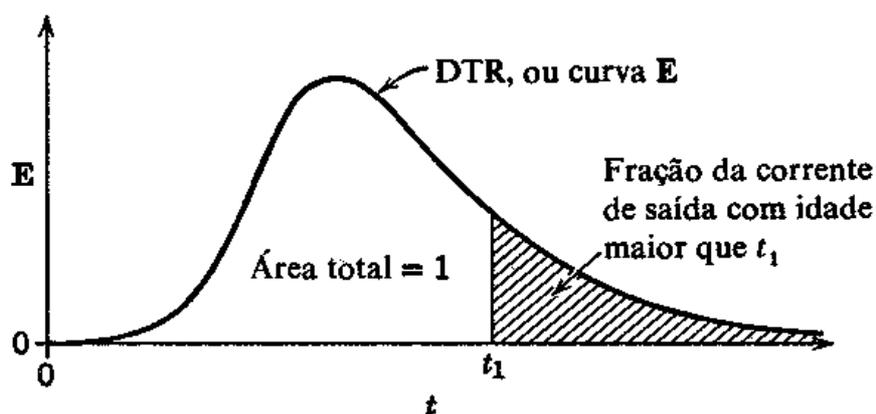
Em muitos casos não é necessário o conhecimento completo do escoamento do sólido, mas somente por quanto tempo as partículas individuais permanecem no leito, ou mais precisamente, qual a distribuição dos tempos de residência do sólido. Tal informação pode ser determinada por um método de investigação amplamente usado: o teste do estímulo e resposta.

Sólidos percorrendo caminhos diferentes no secador podem ter tempos diferentes para passarem através do leito. A distribuição desses tempos para o sólido que deixa o secador é chamada distribuição de idade de saída, *curva E*, ou a distribuição do tempo de residência (DTR) do sólido.

É conveniente representar a DTR de tal maneira que a área sob a curva seja unitária, isto é:

$$\int_0^{\infty} E dt = 1 \quad (121)$$

Este procedimento é chamado normalização da distribuição. A Figura 3.4-76 mostra a distribuição de forma normalizada:

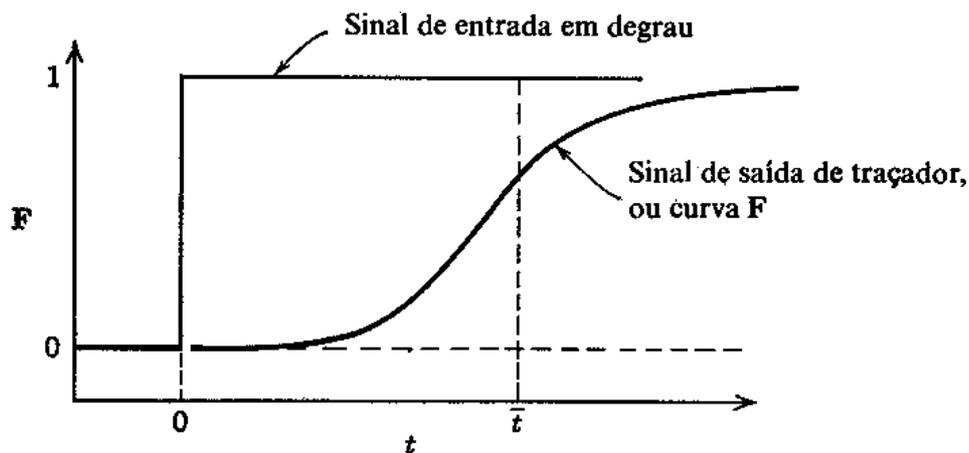


Fonte: LEVENSPIEL (1974)

Figura 3.4-76: Curva E de distribuição do tempo de residência (DTR).

Para determinar a curva, lança-se mão de técnicas experimentais conhecidas como técnicas de estímulo e resposta: perturba-se o sistema e verifica-se como ele responde ao estímulo. Uma análise da resposta dá a informação desejada sobre o sistema. No presente caso, o estímulo é uma entrada de traçador no escoamento de sólidos que entram no leito, enquanto a resposta é um registro de tempo do traçador que deixa o recipiente. Qualquer material que possa ser detectado e que não perturbe o escoamento pode ser usado como traçador. Qualquer tipo de sinal de entrada pode ser usado: casual, periódico, em degrau ou pulsante.

Fornecendo à entrada um sinal de traçador em degrau, e sendo a concentração inicial C_0 e a concentração em qualquer instante C , o registro da concentração do traçador na corrente de saída medida como C/C_0 em função do tempo é chamada de *curva F* (Figura 3.4-77):

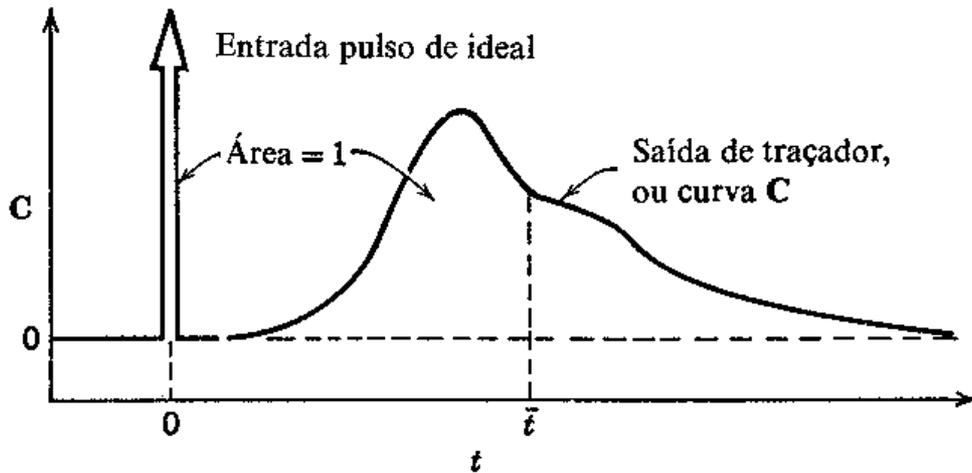


Fonte: LEVENSPIEL (1974)

Figura 3.4-77: Sinal típico de saída (curva F) como resposta a um sinal de entrada em degrau.

Essa curva nada mais é que a fração acumulada de sólidos que passou pelo secador a um dado tempo t (KEEY, 1972).

A curva normalizada da resposta da entrada de um sinal pulsante de um traçador em degrau é chamada de *curva C* e tem as seguintes propriedades (Figura 3.4-78):



Fonte: LEVENSPIEL (1974)

Figura 3.4-78: Sinal típico de saída (curva C) como resposta a um sinal de entrada de um pulso ideal.

Como essa curva C registra o DTR para um dado lote particular de sólidos que entra no secador ela também pode ser a DTR para qualquer outro lote (regime permanente), em particular, qualquer outro lote na corrente de saída, assim sendo:

$$C = E \quad (122)$$

A distribuição de idade de um material de saída é definida em termos da fração mássica apresentada no instante entre t e $t+dt$. Como F é a função acumulada para um tempo t , então (LEVENSPIEL, 1974):

$$F(t) = \int_0^t E(t) dt \quad (123)$$

Ou ainda diferenciando:

$$E(t) = \frac{dF(t)}{dt} \quad (124)$$

Finalmente, o tempo de residência médio (\bar{t}) é definido como sendo:

$$(\text{Tempo de residência médio}) = \frac{(\text{Fluxo de massa do material})}{(\text{Fração do material retido})}$$

Ou:

$$\bar{t} = \int_0^{\infty} tE(t)dt \cong \sum t_i E_i \Delta t \quad (125)$$

O tempo de residência dá uma medida do total do material retido no secador e o adimensional de tempo $\theta = t/\bar{t}$ é um índice para comparar o trânsito de partículas individuais.

Quando se dispõe de dados discretizados, o valor médio da distribuição de uma curva C versus t, é dado por:

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} tCdt}{\int_0^{\infty} Cdt} \cong \frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (126)$$

A variância dá uma idéia da dispersão da distribuição, e pode ser definida como:

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 Cdt}{\int_0^{\infty} Cdt} = \frac{\int_0^{\infty} t^2 Cdt}{\int_0^{\infty} Cdt} - \bar{t}^2 \cong \frac{\sum (t_i - \bar{t})^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} = \frac{\sum t_i^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} - \bar{t}^2 \quad (127)$$

E em uma curva E versus t:

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 E dt = \int_0^{\infty} t^2 E dt - \bar{t}^2 \cong \sum t_i^2 E_i \Delta t_i - \bar{t}^2 \quad (128)$$

As formas das curvas E, C e F podem ser observadas na Figura 3.4-79:

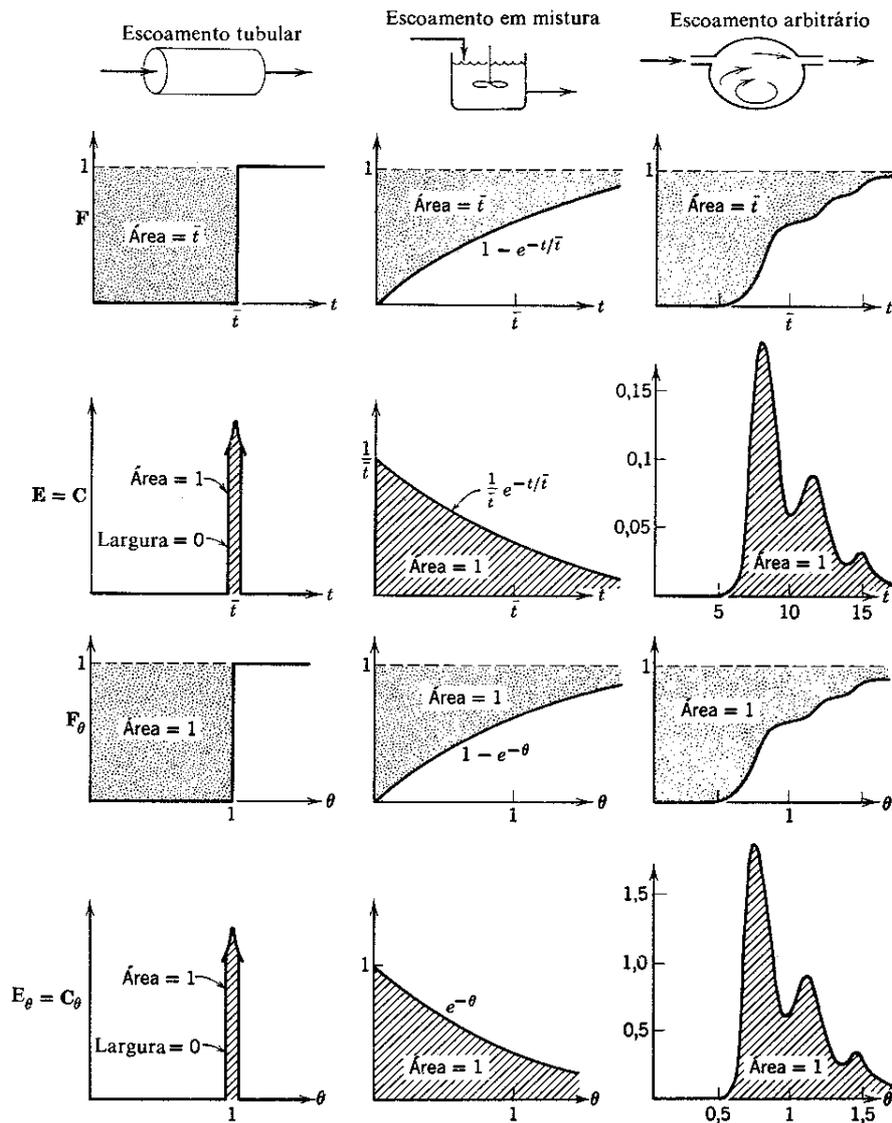


Figura 3.4-79: Propriedades das curvas E , C e F para vários escoamentos.

3.4.11.1 Tempo de Residência em Secadores Vibro-Fluidizados (SVF)

A determinação do tempo de residência médio e a distribuição do tempo de residência em função das variáveis operacionais em SVFs são de extrema importância para o projeto destes equipamentos (SATIJA e ZUCHER, 1986).

Expressões para a velocidade de transporte de partículas em leitos vibratórios (relacionada ao tempo de residência das partículas), foram desenvolvidas por Gaberson (1972) e Paz e Morris (1973) (apud: SATIJA e ZUCHER, 1986). Estes autores consideraram

o movimento do leito como sinusoidal com frequência e amplitude constante, mas não consideram o fluxo de ar. Já Reay (1978, apud: SATIJA e ZUCHER, 1986), mediu o tempo de residência em secadores com fluxo pistonado (*plug flow*), sem vibração e correlacionou a difusividade das partículas com o tempo de residência. Mas como as difusividades em SVF possuem magnitudes muito maiores do que em secadores *plug flow*, estas correlações não podem ser diretamente aplicadas (SATIJA e ZUCHER, 1986; e HAN, MAI e GU, 1991).

Kavetskii (1975, apud: HAN, MAI e GU, 1991), propôs a seguinte relação, estudando a mistura axial em um SVF:

$$D_{ef} = 0,21 \frac{A\omega^2}{g} \quad (129)$$

Como se observa, existe uma considerável influência da vibração na difusividade.

Na operação de SVF contínuos, devido à mistura axial de partículas, o fluxo de sólidos não pode ser considerado como regime pistonado (*plug flow*) até um certo nível. O número de dispersão das partículas (inverso do número adimensional de Péclet) é usado para quantificar esse desvio:

$$\frac{D}{uL} \equiv \frac{D\bar{t}}{L^2} \quad (130)$$

Quando $D/uL = 0$, a dispersão é desprezível, o escoamento é tubular e o regime é *plug flow*; para valores baixos de $D/uL = 0,002$, a quantidade de dispersão é pequena; para valores de $D/uL = 0,025$ a dispersão é intermediária; para valores de $D/uL = 0,2$ a dispersão é grande, e para $D/uL \rightarrow \infty$, o escoamento é em mistura e o regime é disperso (SATIJA e ZUCHER, 1986; HAN, MAI e GU, 1991; e LEVENSPIEL, 1974). As Figuras 3.4-79 e 3.4-80 ilustram estes valores:

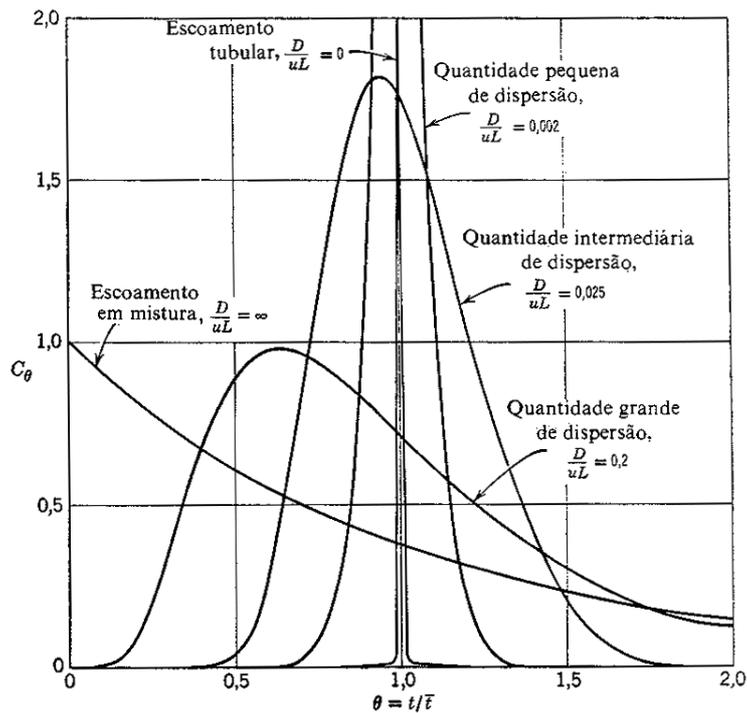


Figura 3.4-80: Curvas C para várias extensões de agitação.

SATIJA e ZUCHER (1986), aplicando o modelo de *plug flow* com mistura lateral das partículas, resolveram a equação de transferência de massa. Se partículas marcadas são introduzidas na alimentação no tempo $t = 0$, e sua concentração é medida subsequente a um ponto distante x do alimentador, a taxa de mudança na concentração das partículas marcadas, pode ser representada por:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - u \frac{\partial C}{\partial x} \tag{131}$$

As condições iniciais podem ser dadas por:

$$t = 0 \rightarrow \begin{cases} x = 0 & C = C_1 \\ x > 0 & C = 0 \end{cases} \tag{132}$$

Com condições de contorno iguais a:

$$\begin{aligned}
 x = 0 & \rightarrow \left\{ D \frac{\partial C}{\partial x} - uC \right\}_{x=0^+} = 0 \\
 x = L & \rightarrow \left\{ D \frac{\partial C}{\partial x} - uC \right\}_{x=L^-} = uC \Big|_{x=L^+}
 \end{aligned}
 \tag{133}$$

Introduzindo agora os seguintes adimensionais: $C_0 = C/C_1$; $\theta = t/\bar{t}$ e $x^* = x/L$; e sabendo que $u = L/\bar{t}$, a equação 131 pode ser assim rearranjada:

$$\frac{\partial C_0}{\partial \theta} = \left(\frac{D}{uL} \right) \frac{\partial^2 C_0}{\partial x^{*2}} - \frac{\partial C_0}{\partial x^*}
 \tag{134}$$

$$\theta = 0 \rightarrow \begin{cases} x^* = 0 & C_0 = 1 \\ x^* > 0 & C_0 = 0 \end{cases}
 \tag{135}$$

$$x^* = 0 \rightarrow \left\{ \left(\frac{D}{uL} \right) \frac{\partial C_0}{\partial x^*} - C_0 \right\}_{x^*=0^+} = 0
 \tag{136}$$

$$x^* = 1 \rightarrow \left\{ \left(\frac{D}{uL} \right) \frac{\partial C_0}{\partial x^*} - C_0 \right\}_{x^*=1^-} = C_0 \Big|_{x^*=1^+}$$

Para baixos valores do número de dispersão (D/uL), assume-se regime *plug flow*, e a equação 134 pode ser resolvida:

$$C_0 = \frac{1}{2 \left(\frac{\pi D}{uL} \right)^{1/2}} \exp \left[- \frac{(1-\theta)^2}{4 \left(\frac{D}{uL} \right)} \right]
 \tag{137}$$

Para altos valores do número de dispersão (D/uL), a equação 134 tem que ser numericamente resolvida. Este número pode ser assim correlacionado com a variância do tempo de residência:

$$\frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2 \left(\frac{D}{uL} \right) - 2 \left(\frac{D}{uL} \right)^2 \left[1 - \exp \left(- \frac{uL}{D} \right) \right]
 \tag{138}$$

Já ČERMÁK et al. (1989) utilizaram o Número de Péclet ($uL/D =$ inverso do número de dispersão) para relacionar o movimento das partículas em um LVF, que pode ser esquematizado como sendo a superposição de um movimento convectivo com um movimento randômico (difuso) das partículas. Quando $Pe = 0$ ($D \rightarrow \infty$) a mistura pode ser considerada como de um reator ideal com distribuição exponencial do tempo de retenção das partículas, e quando $Pe = \infty$ ($D \rightarrow 0$) o fluxo é pistonado com tempo de retenção das partículas constante. Para o caso de uma vazão de sólidos de 0,069kg/s, frequência de vibração de 23Hz, amplitude de 1,7mm, velocidade do ar de 1,3m/s o coeficiente de difusão calculado foi de $5,9 \times 10^{-4} \text{m}^2/\text{s}$. Estes valores provaram que o movimento das partículas no LVF foi aproximadamente de um regime pistonado.

NILSSON e WIMMERSTEDT (1987) propuseram a seguinte equação para o cálculo do coeficiente de dispersão para um leito de sólidos secos e em fluxo livre:

$$D = \frac{1,49 [0,01 (H - 0,05) + 0,00165 \rho_g (u_0 - u_{mf})] u^{0,23}}{u_{mf}^{1/3}} \quad (139)$$

SATIJA e ZUCKER (1986) determinaram a distribuição do tempo de residência em um SVF horizontal de $0,93\text{m}^2$ ($3,05 \times 0,305\text{m}$) com aletas. Foi estudado o espaçamento das aletas, velocidade do ar e amplitude de vibração, com grânulos de densidade $1,12\text{g}/\text{cm}^3$ e diâmetro de $720\mu\text{m}$. A técnica utilizada também foi o estímulo e resposta com alguns grânulos pintados de tinta colorida. A concentração do traçador foi medida dissolvendo a tinta em um solvente e medindo a sua concentração em um colorímetro. As condições experimentais e os resultados estão mostrados no Quadro 8 (para todos os experimentos a altura da aleta foi mantida a 5,3cm):

Quadro 8: Condições operacionais para o tempo de residência

Corrida	Vazão de sólidos (kg/h)	Velocidade do ar (cm/s)	Amplitude de vibração (cm)	Espaçamento entre aletas (cm)	\bar{t} (min)	D (cm ² /s)
A	54,5	1,46	0,635	61,0	12,4	26,2
B	54,5	1,46	0,478	61,0	22,9	7,0
C	54,5	1,96	0,478	61,0	22,7	4,0
E	81,8	1,31	0,478	30,5	18,8	5,3
F	54,5	1,31	0,478	30,5	25,1	8,5
G	54,5	1,31	0,635	30,5	19,7	12,5

Conforme pode ser observado, a amplitude foi o parâmetro de maior significância no tempo de residência, assim como no coeficiente de difusão. Para amplitudes de vibração elevadas o tempo de residência pode ser diminuído reduzindo o espaçamento entre as aletas. Os autores utilizaram a distribuição da altura dos grânulos ao longo do comprimento do leito para explicar o baixo tempo de residência em altas amplitudes de vibração: para baixas amplitudes de vibração (0,318cm), a altura do leito é aproximadamente igual à altura da aleta (5cm) assim essa amplitude não é alta o suficiente para carregar os grânulos suavemente; em amplitudes elevadas (0,478 e 0,635cm) a altura dos grânulos é tal que eles pulam por cima das aletas diminuindo, assim, o tempo de residência.

MENEZES et al. (1996 b) encontraram as seguintes curvas de distribuição do tempo de residência em um secador de bandejas vibradas de café (Figuras 3.4-81 e 3.4-82):

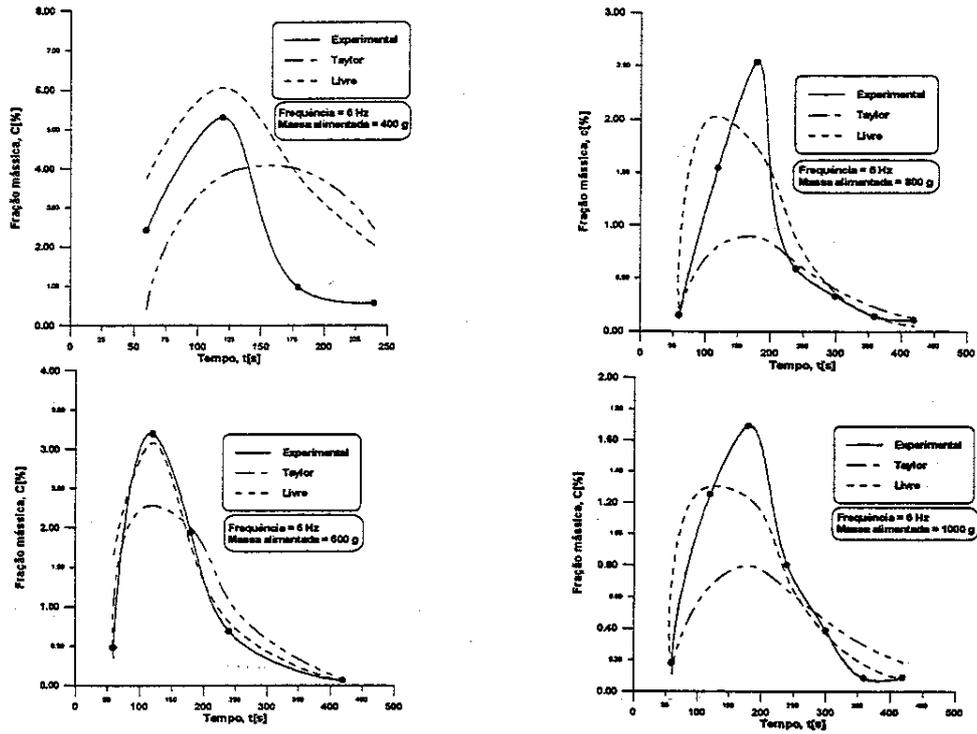


Figura 3.4-81: Concentração das partículas marcadas na descarga do secador ($\Gamma = 0,22$).

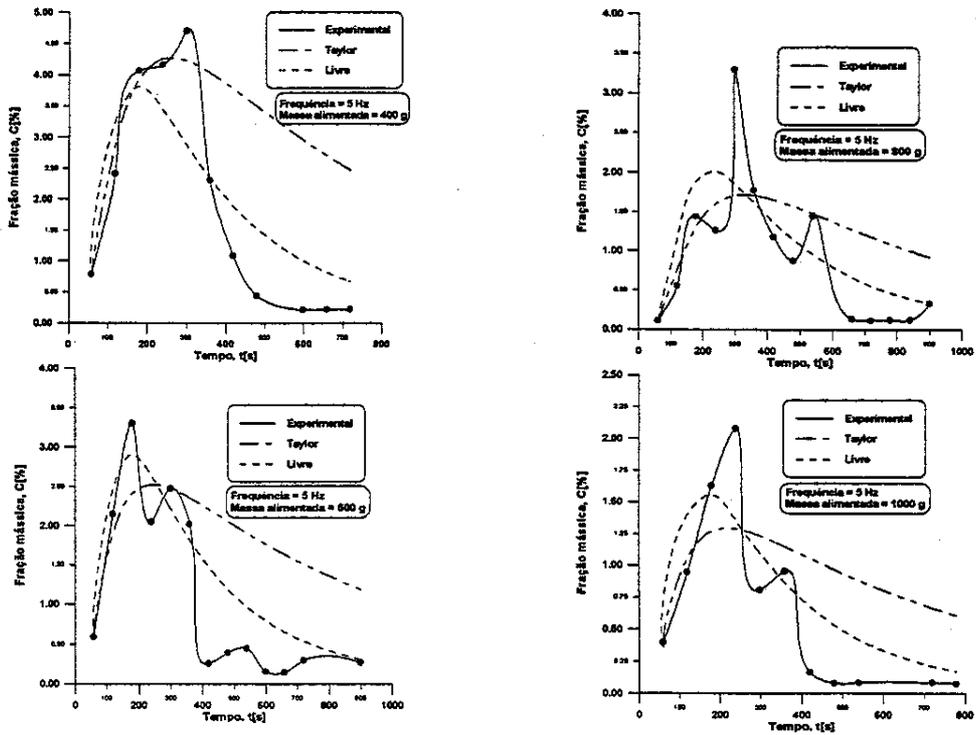
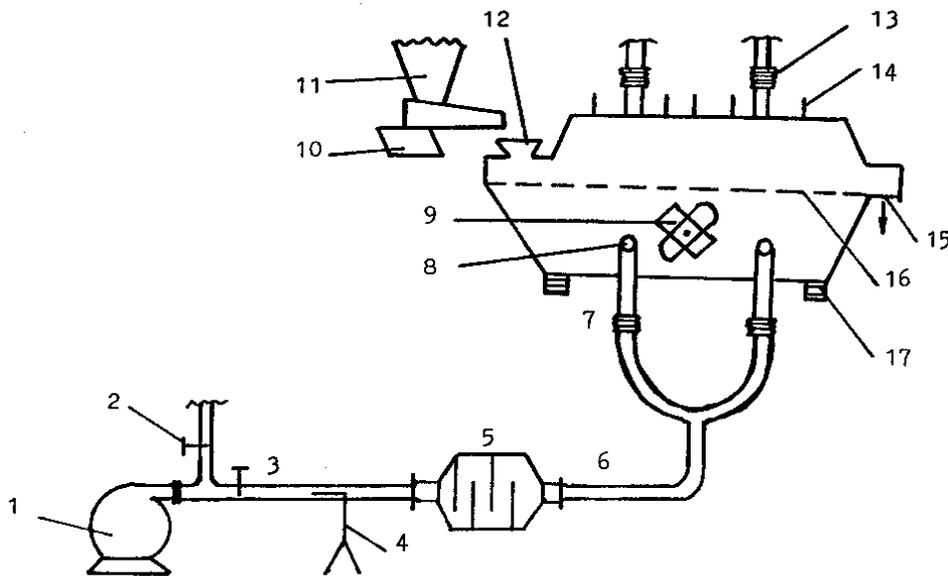


Figura 3.4-82: Concentração das partículas marcadas na descarga do secador ($\Gamma = 0,15$).

Conforme observado, o regime pode ser classificado como grande quantidade de dispersão.

HAN, MAI e GU (1991) verificaram o efeito da intensidade da vibração, do fluxo de ar, da vazão de sólidos, altura do leito e do tamanho das partículas no tempo de residência de trigo e *byn* (pó farmacêutico) em um SVF (Figura 3.4-83) de 1,5m de comprimento por 0,24m de largura.



Fonte: HAN, MAY e GU (1991)

Figura 3.4-83: Secador vibro-fluidizado.

Onde: 1 = ventilador; 2 = *by pass*; 3 = válvula de controle; 4 = tubo de Pitot; 5 = aquecedor; 6 = termômetro; 7 = conexão flexível; 8 = entrada de ar quente; 9 = motor vibratório; 10 = alimentador vibratório; 11 = moega; 12 = entrada do produto úmido; 13 = ar de exaustão; 14 = tubo de amostra; 15 = saída de produto; 16 = placa distribuidora; 17 = molas.

As condições experimentais e os resultados encontrados para o trigo e *byn* estão mostrados no Quadro 9:

Quadro 9: Condições operacionais para o tempo de residência do trigo e do byn.

Produto	Corrida	Vazão de sólidos (kg/h)	Taxa de fluxo mássico do ar (kg/m ² h)	Aw ² /g	\bar{t} (s)	D/uLx10 ³	D (cm ² /s)
TRIGO	A	57,6	1637,8	1,64	146,6	1,28	0,20
	B	57,6	1637,8	2,53	101,0	2,93	0,65
	C	78,3	1637,8	1,64	130,7	1,67	0,29
	D	78,3	1637,8	2,08	106,8	3,69	0,78
	E	78,3	1637,8	2,53	96,6	4,63	1,07
	F	78,3	889,1	2,53	82,9	3,08	0,84
	G	78,3	2222,8	2,53	90,4	3,75	0,93
	H	136,8	1037,8	2,53	74,2	1,16	0,35
BYN	I	40,7	1544,3	1,64	122,6	4,86	
	J	40,7	1544,3	2,53	56,7	5,32	
	K	40,7	609,8	2,53	59,3	2,51	
	L	95,4	1544,3	2,53	68,3	4,04	
	M	25,2	1407,3	2,53	53,9	6,61	
	N	25,2	1407,3	2,53	57,8	3,35	

As curvas da distribuição do tempo de residência estão mostradas na Figura 3.4-84.

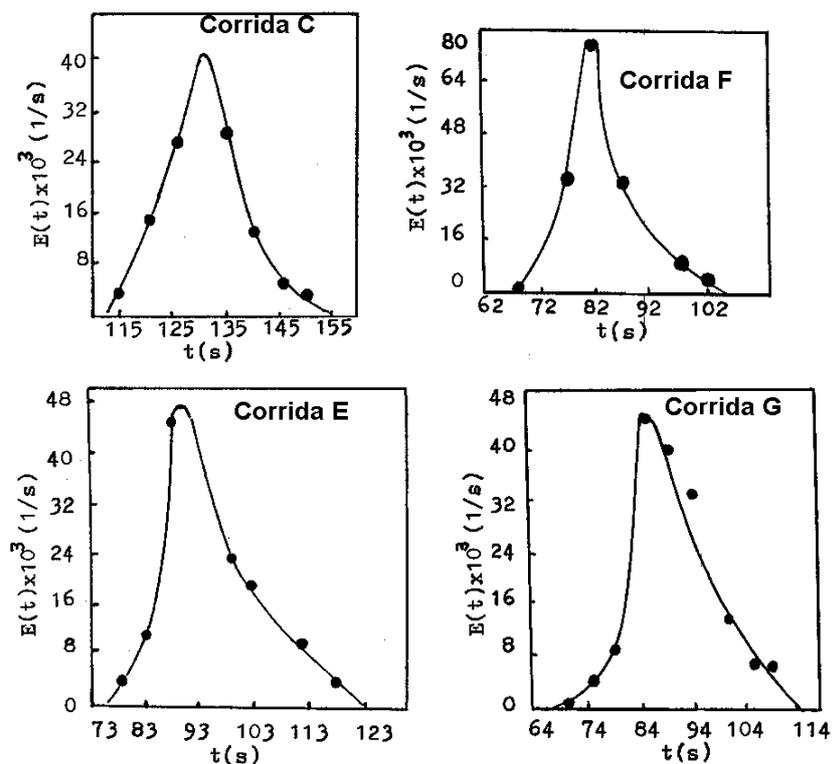


Figura 3.4-84: Curvas de DTR para o trigo.

A intensidade vibracional mostrou ser o parâmetro de maior influência e que o fluxo de sólidos pode ser considerado como regime pistonado (*plug flow*).

3.5 ANÁLISE ESTRUTURAL

Segundo FENILI (1997), um dos primeiros e mais importantes passos no estudo do comportamento de um sistema físico consiste na determinação de um modelo associado a este sistema. O modelo será tanto melhor quanto melhor conseguir representar todos os fenômenos que ocorrem com este sistema, ou, pelo menos, os mais significativos e determinantes de seu comportamento dinâmico.

PAGLIOSA (1998) reúne os diversos tipos de modelos e suas definições. Modelos são representações das características principais de uma entidade concreta ou abstrata, construídas com o propósito de permitir a visualização e a compreensão da estrutura e do comportamento da entidade.

São considerados os seguintes tipos de modelos:

- ✓ *Modelos geométricos.* As formas e as dimensões dos objetos de engenharia podem ser representadas, exata ou aproximadamente, por superfícies de sólidos constituídos de materiais com propriedades físicas conhecidas, o que sugere o emprego natural da computação gráfica interativa nos processadores de entrada e saída dos programas de análise estrutural.
- ✓ *Modelos matemáticos.* O comportamento de uma estrutura em relação às ações externas é representado por equações diferenciais formuladas com base em hipóteses simplificadoras, mas que conduzem a previsões que, dentro de certos limites, são comprovadas pela experimentação.
- ✓ *Modelos mecânicos.* A solução do modelo mecânico só pode ser estabelecida, para os casos gerais, por processos computacionais numéricos que envolvem uma discretização do sistema contínuo. Os programas de computador para engenharia têm sido caracterizados por implementações dessas soluções.

A utilização de modelos conduz à discussão dos métodos e dos programas computacionais de análise de estruturas. Estes programas serão chamados de *programas de modelagem*, ou *aplicações de modelagem*, e serão definidos como componentes responsáveis pelas seguintes operações:

- ✓ *Modelagem (pré-processamento)*. O processo de análise estrutural começa com a construção de um modelo de sólido que descreve a geometria da estrutura, suas propriedades materiais, condições de contorno, condições iniciais e casos de carregamentos. Os dados do modelo geométrico, juntamente com as especificações dos tipos de elementos e da precisão desejada, são utilizados para a geração de malhas de elementos que definem os modelos mecânicos da estrutura.
- ✓ *Análise*. Análise em engenharia, segundo Shepard e Schroeder (1995, apud: PAGLIOSA, 1998), é o “processo que, a partir de um conjunto apropriado de manipulações, transforma informações de entrada de um determinado domínio físico em informações de saída que oferecem respostas a algumas questões de interesse no domínio considerado.” As informações de entrada, neste caso, são dadas no modelo mecânico construído na etapa de modelagem; as informações de saída são as respostas do problema fundamental: campos de deslocamentos, de deformações e de tensões da estrutura. O conjunto apropriado de transformações é definido pela metodologia numérica empregada na análise, por exemplo, método dos elementos finitos e método dos elementos de contorno.
- ✓ *Visualização (pós-processamento)*. Visualizar significa transformar dados extraídos de um objeto em imagens que representam informações sobre o objeto (Schroeder; Martin e Lorensen, 1996, apud: PAGLIOSA, 1998). Essas imagens não representam somente informações sobre a estrutura física ou geométrica dos objetos, mas podem representar também informações sobre os dados resultantes do processo de análise, tais como distribuições de campos escalares de um domínio nas formas de mapas de cores ou de isolinhas ou isosuperfícies.

3.5.1 Modelagem Geométrica

A modelagem geométrica envolve o uso do computador para auxiliar a criação, manipulação, manutenção e análises de representações da forma geométrica de objetos bidimensionais e tridimensionais. Pode distinguir diferentes formas de modelagem geométrica (PAGLIOSA, 1998):

- ✓ *Modelagem fio-de-arama (wireframe)*. A representação de objetos é efetuada através de arestas e pontos sobre a superfície do objeto. A representação não permite, por exemplo, a remoção das linhas escondidas da Figura. Não se pode determinar quais arestas estão escondidas por alguma superfície porque, simplesmente, não há, no modelo, quaisquer informações sobre as superfícies que constituem o sólido;
- ✓ *Modelagem de superfícies*. A representação de objetos é baseada na descrição matemática da forma das superfícies dos objetos. A representação permite o emprego de técnicas mais sofisticadas de geração de imagens, mas usualmente não oferece dados suficientes para verificação da integridade do modelo;
- ✓ *Modelagem de sólidos*. A representação contém, explícita ou implicitamente, informações a respeito do fecho e conectividade dos volumes de formas sólidas. Um modelo de sólidos, diferentemente dos modelos de superfície, permite distinguir a região de espaço do interior de um volume da região de espaço exterior, possibilitando a análise de propriedades de massa do objeto representado, tais como centro de gravidade e momentos de inércia. Um modelo de sólidos é dito ser uma representação de variedade de dimensão 2, ou 2-manifold;
- ✓ *Modelagem geométrica não-manifold*. Esse tipo de modelagem remove muitas das restrições associadas com a modelagem de sólidos 2-manifold, porque engloba todas as capacidades das três formas de modelagem vistas anteriormente, em uma representação unificada, estendendo o domínio de representação de objetos.

Segundo LUPPI (2002), a modelagem *wireframe* transmite ambigüidade de interpretação. Isso significa que, não raramente, um único modelo em *wireframe* pode ser interpretado de duas ou mais formas diferentes, tornando-o impróprio para análise por elementos finitos.

3.5.1.1 Mechanical Desktop

O Mechanical Desktop é um modelador de sólidos paramétrico e também um modelador de superfícies, baseado no software de CAD (*computer-aided design*) mais popular do mercado – o AutoCAD – que permite criar, projetar, montar, editar e visualizar peças e conjuntos mecânicos em três dimensões, e ainda proporciona uma real integração entre 2D e 3D. Com ele é possível criar e atualizar automaticamente vistas bidimensionais de peças ou conjuntos, gerados a partir de sólidos e/ou superfícies, e também aproveitar desenhos 2D feitos no AutoCAD para facilitar o processo de construção de peças tridimensionais.

3.5.2 O método de elementos finitos

O processo de subdivisão de sistemas complexos em seus componentes básicos, cujo comportamento pode mais facilmente ser aprendido, e a subsequente recomposição do sistema original a partir de seus elementos constituintes, para se compreender o seu comportamento global, parece constituir um procedimento básico do intelecto humano. De fato, em diversas situações envolvendo problemas de engenharia é possível conceber modelos que representem satisfatoriamente a realidade através de um número finito de componentes. Tais modelos são comumente chamados de ‘discretos’. Por outro lado, para um número não menos expressivo de situações, essa descrição idealizada não é suficiente, de modo que apenas a quantidade infinita de componentes é capaz de retratar convenientemente o sistema analisado. Aos modelos, pertencentes a essa segunda classe, dá-se o nome de ‘contínuos’ (NOGUEIRA Jr., 1998).

Com o advento do computador digital, os problemas oriundos de formulações discretas puderam, em geral, ser resolvidos rápida e eficazmente, mesmo em se tratando de um extenso número de componentes básicos. Entretanto, como a capacidade dos computadores é finita, os problemas resultantes de formulações contínuas permanecem admitindo solução exata somente através de manipulações matemáticas, o que reduz as possibilidades de análise a casos extremamente simplificados.

Objetivando superar os obstáculos intrínsecos aos problemas de caráter contínuo, vários métodos de discretização têm sido propostos ao longo das últimas décadas. A idéia

central em todos esses métodos envolve uma sucessão de aproximações que cercam tanto mais as soluções contínuas exatas quanto maior for o número de variáveis discretas consideradas. Dentre a vasta gama de métodos que se valem dessa característica fundamental, destaca-se o método de elementos finitos, o qual tem demonstrado grande popularidade, tanto no meio acadêmico como no industrial. Essa virtude decorre particularmente de sua versatilidade e abrangência como método numérico.

O método de elementos finitos é, atualmente, uma ferramenta analítica que faz parte da cultura básica do engenheiro (ABRAHÃO, 1997).

O método de elementos finitos deve ser entendido, essencialmente, como um procedimento para se buscar soluções aproximadas de problemas envolvendo modelos matemáticos idealizados ou simplificados, sejam eles de caráter discreto ou contínuo. O tratamento numérico inerente ao método reduz o modelo simplificado a uma forma capaz de ser resolvida por um número finito de operações, o que implica, de imediato, a caracterização da solução aproximada por um conjunto finito de parâmetros N , denominados graus de liberdade. Evidentemente, presume-se, nesse contexto, que ao se estender N ao limite, isto é, $N \rightarrow \infty$, as soluções originárias do método convidam para a solução exata do problema simplificado independentemente do tipo de discretização escolhida. As sucessivas etapas de aproximação, através do incremento sobre os parâmetros N , que levam à solução do problema simplificado podem se dar basicamente de três maneiras:

- ✓ A primeira, denominada aproximação tipo-h, está baseada no refinamento da malha de discretização do problema;
- ✓ A segunda, denominada aproximação tipo-p, baseia-se no aumento da ordem polinomial dos elementos presentes na malha;
- ✓ A terceira, denominada aproximação tipo-hp, consiste numa combinação das duas precedentes.

As soluções numéricas provenientes de qualquer um desses tipos de aproximação, bem como o próprio comportamento destas, fornecem informações sobre as quais é possível concluir a respeito da qualidade global da solução fornecida pelo método de elementos finitos. Esse tratamento ainda é capaz de oferecer informações da confiabilidade e do grau de precisão dos dados computados pelo método, de forma que a partir daí seja possível a

tomada de decisões, no âmbito de ciências e engenharia (THOMSOM, 1978; COOK, MALKUS e PLESHA, 1981).

Um programa de computação para a análise de uma estrutura pelo método da rigidez é dividido convenientemente em várias fases. Estas fases não são as mesmas que as para cálculos manuais. A diferença reside no fato de que, quando se usa um computador, é preferível trabalhar com todos os dados pertencentes à estrutura desde o princípio. Estas etapas incluem a formação da matriz de rigidez, que é uma propriedade da estrutura. Subseqüentemente, manipulam-se os dados de carga, após o que se calculam os resultados finais da análise. Esta seqüência é particularmente eficiente se considerar mais do que um sistema de carga, uma vez que não há necessidade de se repetir as fases iniciais dos cálculos (GERE e WEAVER Jr., 1981). Estas fases subseqüentes são:

1. *Reunião dos dados da estrutura.* A informação pertencente à própria estrutura deve ser resumida e registrada. Esta informação inclui o número de membros, os números de nós, o número de graus de liberdade e as propriedades elásticas do material. As localizações dos nós da estrutura são especificadas por meio de coordenadas geométricas. Além disso, devem-se dar as propriedades das seções de cada membro da estrutura. Finalmente, devem ser identificadas as condições de restrição nos apoios da estrutura.
2. *Geração e inversão da matriz de rigidez.* A matriz de rigidez é uma propriedade inerente à estrutura e está baseada unicamente nos dados dela. Num programa de computação é conveniente obter a matriz de rigidez de membros individuais. A diferença essencial do procedimento para cálculos manuais consiste na generalização da matriz de rigidez de nó, a partir de uma que se refere apenas aos graus de liberdade na estrutura, a uma que se refere a todos os deslocamentos possíveis dos nós, incluindo recalques dos apoios. Esta matriz de rigidez generalizada deverá ser chamada *matriz de rigidez global*.
3. *Reunião dos dados de carga.* Todas as cargas atuando na estrutura devem ser especificadas de uma maneira tal que seja própria para um programa de computação. Devem ser dadas tanto as cargas nodais, como as cargas nos membros. As primeiras podem ser manejadas diretamente, mas as últimas são manejadas indiretamente, fornecendo como dados as ações de engastamento causadas pelas cargas nos membros.

4. *Geração de vetores associados com cargas.* As ações de engastamento devidas às cargas nos membros podem-se converter em *cargas nodais equivalentes*. Estas cargas nodais equivalentes podem somar-se às cargas nodais reais para produzir um problema no qual a estrutura está imaginariamente carregada apenas nos nós.
5. *Cálculo de resultados.* Na fase final da análise são calculados todos os deslocamentos nodais, reações e ações de extremidade de membro. É executado o cálculo das ações de extremidade de membro, membro a membro, em vez de se considerar a estrutura como um todo. Tais cálculos requerem o uso das matrizes de rigidez de membro.

O método de elementos finitos também é utilizado para se estudar vibrações de modelos com um grande número de graus de liberdade. Através de programas pacotes (ANSYS) podem-se resolver as equações que regem o comportamento vibratório de sistemas mecânicos. Depois de o modelo matemático ter sido formulado, o passo seguinte na análise dinâmica é resolver as equações diferenciais para se obter a resposta dinâmica. Os dois tipos de comportamento dinâmico, que são de importância em aplicações estruturais, são as respostas às vibrações livres e forçadas (ALMEIDA, 1990).

Na análise estática com elementos finitos, uma matriz rigidez é gerada e combinada com um vetor de forças nodais para calcular os deslocamentos nodais. Em notação matricial:

$$\begin{pmatrix} Fo_1 \\ Fo_2 \\ \vdots \\ Fo_n \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} K_{11} & K_{12} & \cdots & K_{1n} \\ K_{21} & K_{22} & \cdots & K_{2n} \\ \vdots & & \ddots & \\ K_{n1} & K_{n2} & \cdots & K_{nn} \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} de_1 \\ de_2 \\ \vdots \\ de_n \end{pmatrix} \quad (140)$$

Ou:

$$\{Fo\} = [K] \cdot \{de\} \quad (141)$$

Onde K é a rigidez entre nós, dos deslocamentos nodais e Fo as forças nodais.

Cada K_{ij} representa um coeficiente de rigidez, sendo uma força (ou momento) correspondente a um grau de liberdade da estrutura. Por exemplo, o coeficiente k_{11}

representa a força correspondente à d_1 necessária para produzir o deslocamento $d_1=1$, enquanto que os demais deslocamentos são mantidos iguais a zero. K_{21} , por outro lado, é a força necessária para manter o ponto da estrutura associado à d_2 sem deslocamento quando é imposta à estrutura $d_1=1$.

A *matriz de rigidez global* é aquela que contém termos correspondentes a todos os deslocamentos nodais possíveis, incluindo aqueles restringidos pelos apoios.

O secador vibro-fluidizado envolve componentes estruturais diversificados tais como chapas, tubos e cantoneiras demandando, assim, a utilização de modelos de elementos como placas, vigas e cascas para obter uma simulação adequada.

Na análise dinâmica com elementos finitos, uma matriz massa é também gerada. Na formulação da matriz massa, a massa distribuída de cada elemento é ordenada para os nós dos elementos da mesma maneira como a rigidez dos elementos entre os nós são ordenados. As massas relacionam-se com as forças pelas suas acelerações (segunda derivada dos deslocamentos):

$$\{F_o\} = [M] \cdot \{\ddot{d}e\} \quad (142)$$

Onde $[M]$ é a matriz das massas concentradas nos nós.

A equação clássica do movimento, $F_o = m \cdot \ddot{x} + c \cdot \dot{x} + K \cdot x$, pode ser escrita na forma matricial, desprezando o amortecimento, como:

$$\{F_o\} = [M] \cdot \{\ddot{d}e\} + [K] \cdot \{d\} \quad (143)$$

As acelerações dos nós, $\ddot{d}e$, não são diretamente resolvidas, porém elas podem ser relacionadas aos deslocamentos para movimento senoidal, onde:

$$d_e = d_{e_{m\acute{a}x}} \cdot \text{sen}(\omega \cdot t) \quad (144)$$

Então:

$$\ddot{d}e = \frac{\partial^2 d_e}{\partial t^2} = -\omega^2 \cdot d_{e_{m\acute{a}x}} \cdot \text{sen}(\omega \cdot t) \quad (145)$$

A equação matricial do movimento pode ser escrita como:

$$\{F_o\} = -[M] \cdot \omega^2 \cdot \{de\} + [K] \cdot \{de\} \quad (146)$$

$$\{F_o\} = [-[M] \cdot \omega^2 + [K]] \cdot \{de\} \quad (147)$$

Onde $\{F_o\} = 0$ para vibrações livres.

Esta nova equação do movimento livre deve ser resolvida em duas etapas. Primeiro, as freqüências naturais, ω , devem ser encontradas. Haverá tantas freqüências naturais quantos forem os deslocamentos. Matematicamente, essas freqüências naturais são conhecidas como autovalores. Segundo, para cada freqüência natural, ou autovalor, existirá um conjunto de deslocamentos. Esses conjuntos de deslocamentos são conhecidos como modos de vibrar, ou autovetores (ALMEIDA, 1990).

Através do uso do ANSYS (cálculo estrutural), com o auxílio de um sistema CAD, pode-se resolver esta equação para um sistema com muitos graus de liberdade.

3.5.2.1 ANSYS

ANSYS é um aplicativo para projetos de engenharia assistido por computador, que utiliza método dos elementos finitos, permitindo a escolha de alternativas de projeto viáveis, através da simulação computacional, antes da construção de modelos físicos.

Este aplicativo realiza análises estruturais estáticas e dinâmicas, lineares e não lineares, análises de transferência de calor e fluidos, análises eletromagnéticas e acústicas, possuindo um conjunto de dados de diversos elementos, que o torna capaz de realizar inúmeras simulações, necessárias para vários ambientes de projeto.

Através destas análises podem-se obter resultados, tais como, deformações, tensões, carga de ruptura, vida útil, etc., abrangendo os aspectos de otimização da espessura de paredes, dimensionamento mecânico e problemas de fadiga da estrutura analisada.

IV MATERIAL E MÉTODOS

Os testes foram realizados no Laboratório de Secagem do Departamento de Pré – Processamento de Produtos Agropecuários da Faculdade de Engenharia Agrícola da UNICAMP, Campinas – SP.

O trabalho recebeu aporte financeiro da Fundação Banco do Brasil – FBB (processo UNICAMP nº 10.149/95), da Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo – FAPESP (processo nº 00/05543-2) e do Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico – CNPq (processo nº 146435/1999-0).

4.1 MATÉRIA-PRIMA

O material granular utilizado foi a casca de ovo triturada que é um material biológico desuniforme, além de ser poroso e de difícil caracterização devido à sua forma geométrica irregular e tamanho de suas partículas.

Devido as suas propriedades físicas diferentes, o produto casca de ovo foi dividido em casca de ovo propriamente dita e pele. E assim procederam-se todos os estudos considerando apenas a casca separada da pele, cedida pela empresa Ito Ovos de Diadema - SP.

A casca de ovo é rica em cálcio e contém proteína associada com o resíduo da albumina, e pode ser utilizada na alimentação de animais e humanos. Contudo, significativo uso deste material não tem sido desenvolvido. As informações nutricionais da casca de ovo indicam que esta pode ter uma vantagem econômica sobre as outras fontes de cálcio. Este resíduo do ovo tem que ser seco e esterilizado antes do seu uso como alimento.

Uma composição da casca de ovo misturada com outros ingredientes na proporção de 70% de casca moída, 8% de clara, 5% de milho, 17% de farinha de soja e 0,15% de ácido propiônico é mostrada no Quadro 10 (FRONING e BERGQUIST (1989):

Quadro 10: Composição da casca de ovo.

Componente	Percentagem (%)
Umidade	9,23 ± 0,53
Gordura bruta	0,70 ± 0,35
Proteína bruta	13,09 ± 0,76
Proteína digestível	10,44 ± 0,75
Extrato de nitrogênio livre	34,08 ± 5,16
Cinzas	37,43 ± 1,45
Cálcio	23,95 ± 0,20
Fósforo	0,24 ± 0,09

As propriedades físicas da casca de ovo foram reportadas por BROD et al. (1999): espessura: 0,381mm; diâmetro médio: 0,729mm; esfericidade: 0,831 e densidade real: $2,27 \times 10^3 \text{kg/m}^3$, se enquadrando na classificação de Geldart como sendo do Grupo D, partículas fluidizáveis.

4.2 SECADOR VIBRO-FLUIDIZADO

O secador vibro-fluidizado (SVF), patente industrial INPI nº 9302443, construído pela Empresa Metal Vibro Metalúrgica, consiste da base estrutural do secador, do corpo do secador, da tela do leito de secagem e dos moto-vibradores (BROD, ALONSO e PARK, 1997), conforme indicado na Figura 4.2-1.

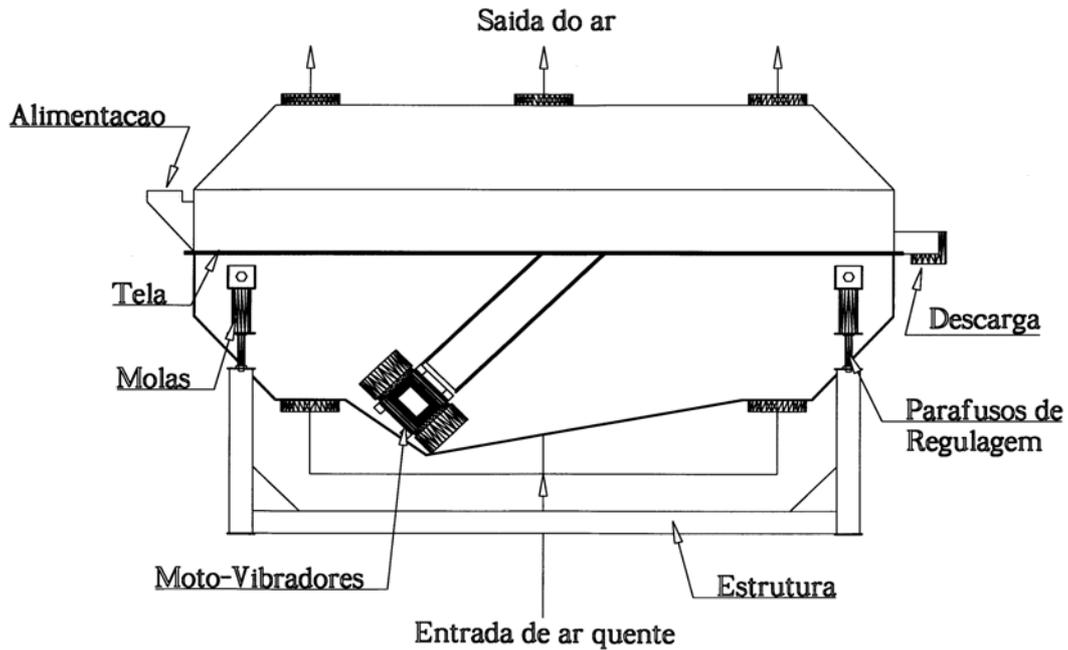


Figura 4.2-1: Croqui do secador vibro-fluidizado.

A base do secador foi toda confeccionada em barras em “U” de aço carbono 1010/1020. Quatro parafusos de ferro fundido regulam a altura do secador e permitem a utilização de várias inclinações diferentes do leito de secagem. Acoplados a estes parafusos (através de suportes) existem quatro molas de sustentação que absorvem a vibração promovida pelos moto-vibradores. A Figura 4.2-2 indica uma das molas em detalhe:



Figura 4.2-2: Detalhe da mola de vibração.

O corpo do secador pode ser dividido em duas partes, a superior e a inferior, ambas fabricadas em aço inox AISI 304.

Na parte inferior, três câmaras fazem com que o ar de secagem seja dividido em três, antes de chegar ao leito, podendo propiciar três diferentes tipos de tratamento do ar. Há bocais de encaixe para a tubulação de ar.

Para a saída do ar (corpo superior), também existem três câmaras, unidas apenas por uma passagem de 35 mm entre a tela e a parede divisora das câmaras. Nesta parte, foram colocados o bocal de alimentação e o bocal de descarga. Nos bocais de encaixe, na parte superior, foram colocados três tubos de PVC de 30cm de comprimento. Nestes tubos e na tubulação de entrada (na parte inferior) estão os pontos de tomada de pressão.

A Figura 4.2-3 detalha a descarga:



Figura 4.2-3: Detalhe da descarga do secador.

A tela foi fabricada pela empresa PakScreens, com fios em perfil “V” invertido, de abertura 0,125 mm, conforme ilustra a Figura 4.2-4:

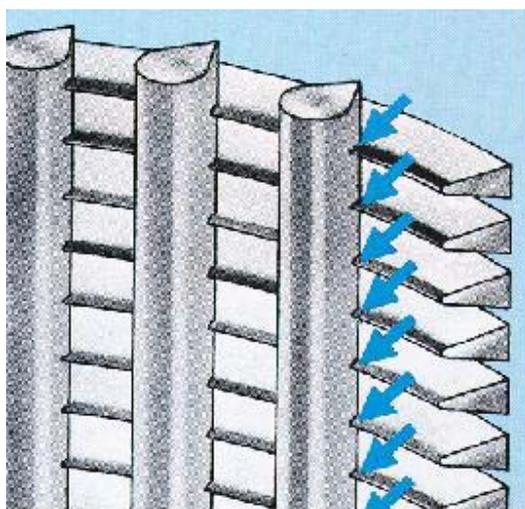


Figura 4.2-4: Detalhe da tela.

A configuração dos fios da tela permite uma maior área livre e uma maior capacidade de não obstrução quando comparada com malhas de arame e chapas perfuradas, além de serem mais rígidas (BROD, 1999).

Os dois moto-vibradores possuem potência de 1500 W cada. A vibração é promovida por quatro excêntricos localizados em cada eixo dos moto-vibradores. Variando-se a posição destes excêntricos, varia-se a amplitude de vibração, totalizando sete posições diferentes com sete amplitudes de vibração diferentes. Para suportar os moto-vibradores, utilizou-se um reforço na lateral do secador (Figura 4.2-8).

A Figura 4.2-5 mostra o moto-vibrador, sem as tampas de proteção dos excêntricos. A Figura 4.2-6 indica a posição dos excêntricos que permitem a menor amplitude:

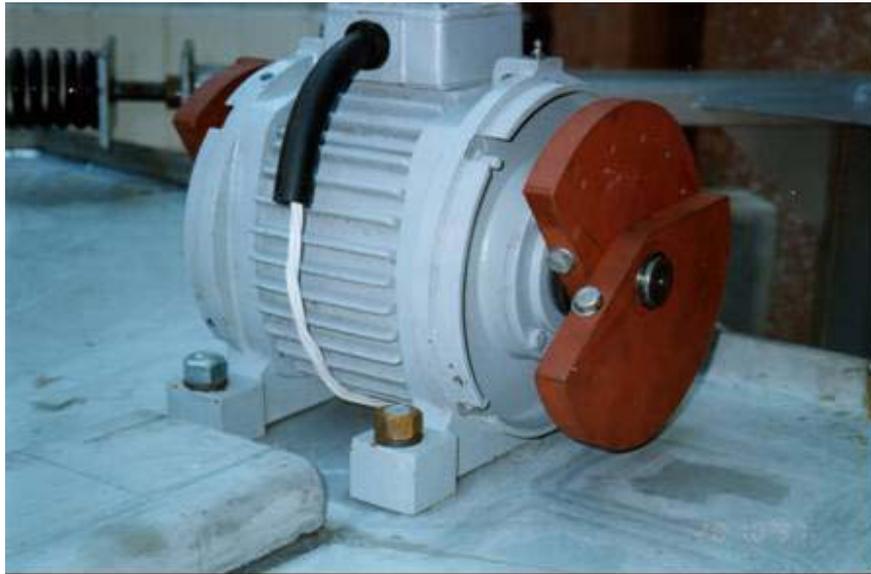


Figura 4.2-5: Moto-vibrador.

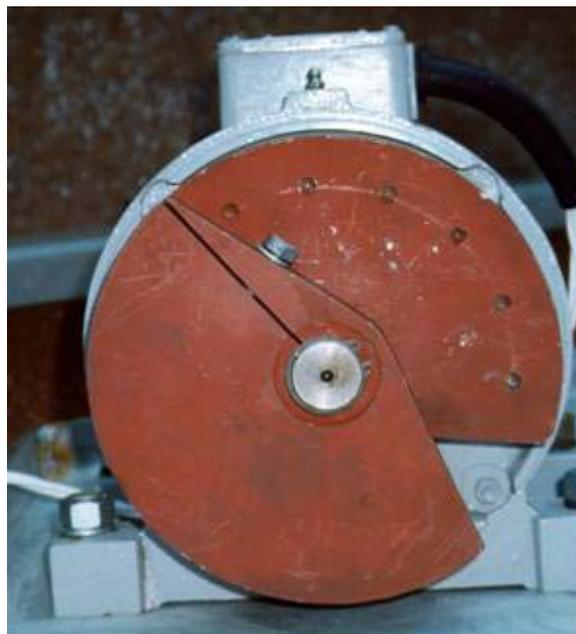


Figura 4.2-6: Posição dos excêntricos que permitem a menor frequência.

A Figura 4.2-7 indica a posição dos excêntricos que permitem a maior amplitude:

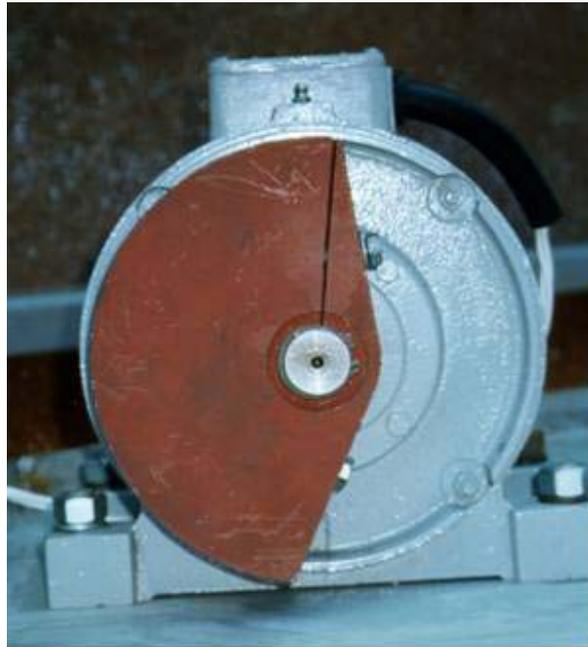


Figura 4.2-7: Posição dos excêntricos que permitem a maior frequência.

As Figuras 4.2-8 e 4.2-9 mostram o secador todo montado, onde se vêem os tubos de saída do ar de secagem, o ventilador de exaustão, o ventilador de insuflamento, um dos moto vibradores e a tubulação do ar de entrada.

Para uma melhor visualização do comportamento do sólido dentro do secador, foram instaladas seis janelas de inspeção de 20cm de diâmetro de policarbonato de 6mm de espessura, três em cada lado do secador.



Figura 4.2-8: Secador vibro-fluidizado completo com as janelas de inspeção.



Figura 4.2-9: Vista do secador montado.

4.3 SISTEMA DE SECAGEM

O sistema de secagem é composto por um ventilador de insuflamento, um ventilador de exaustão, um ciclone, tubulação de ar, um alimentador e o secador vibro-fluidizado, conforme indicado na Figura 4.3-1 (BROD, ALONSO e PARK, 1999 b; BROD, PARK e ALONSO, 2000), onde os números indicam os locais dos sensores de temperatura.

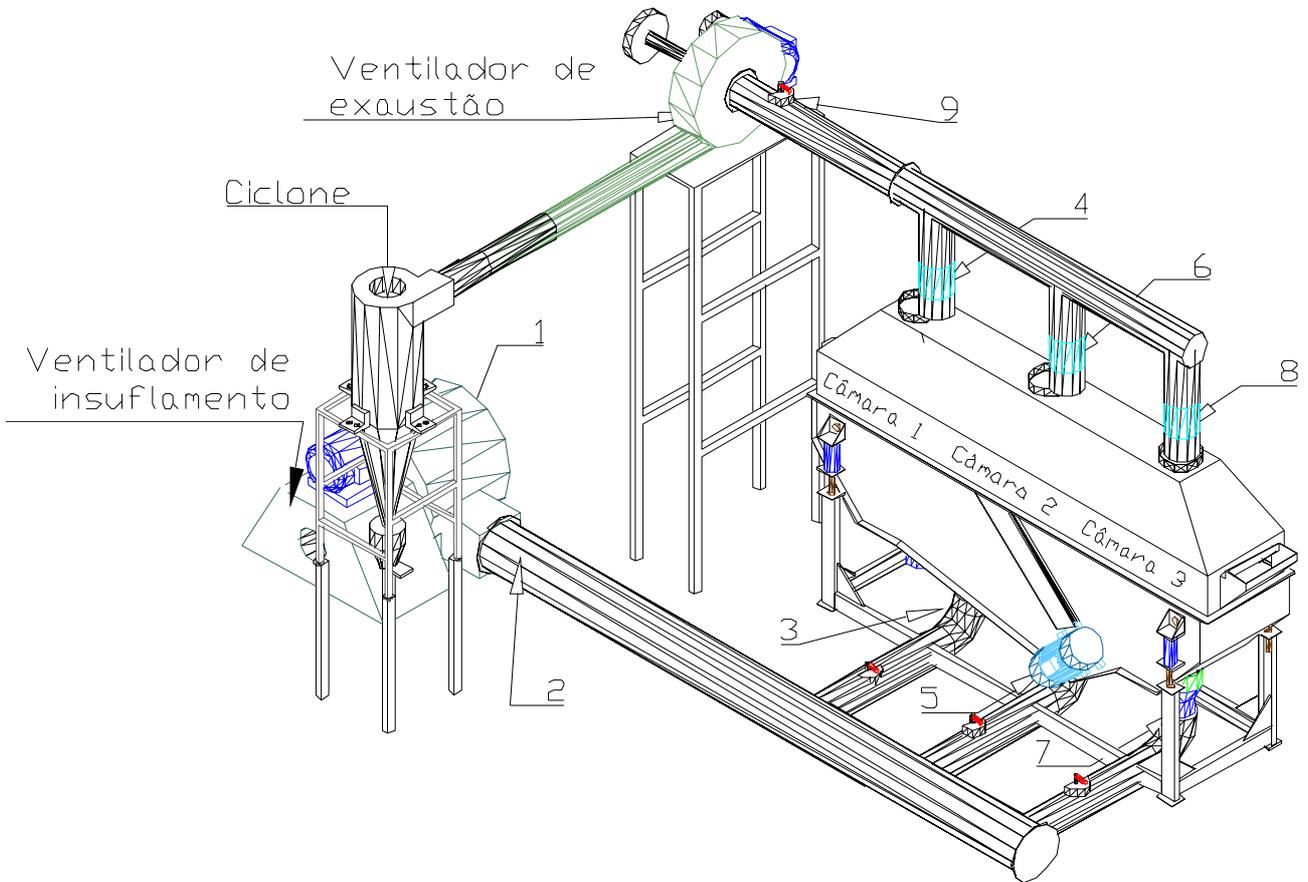


Figura 4.3-1: Sistema de secagem completo.

Uma vista do ciclone pode ser observado na Figura 4.3-2:



Figura 4.3-2: Vista do ciclone.

4.3.1 Sistema de ventilação

O ventilador de insuflamento (Figura 4.3-1) está ligado a uma tubulação principal de ar de 30cm de diâmetro, conectada às três entradas do secador através de três tubulações secundárias de 20cm de diâmetro cada uma com uma válvula do tipo borboleta para a regulagem do fluxo de ar. Estas válvulas possuem nove posições de regulagem numeradas de um a nove, sendo que a posição um refere-se à válvula aberta e a posição nove, à válvula totalmente fechada.

Como o secador é vibratório, a tubulação não é ligada diretamente nele, e sim, através de uma conexão de tecido de amianto que absorve a vibração e é resistente à temperatura.

Primeiramente foi testado um ventilador de insuflamento, fornecido com o sistema de aquecimento. Constatou-se que este ventilador apresentava rendimentos muito baixos. Assim, optou-se por substituí-lo por outro de rendimento superior. A seqüência de apresentação refere-se aos resultados com o ventilador antigo e, logo após, com o ventilador novo.

O antigo ventilador centrífugo de insuflação do ar, possui motor elétrico WEG, com rendimento de 84%, potência elétrica de 5cv, 1730rpm e fator de potência ($\cos \phi$) igual a 0,846, ligado diretamente ao ventilador através de um eixo.

O novo ventilador centrífugo de insuflação, marca AeroMack, modelo VSE-10, de vazão máxima de 70m³/min e pressão máxima 190mm.c.a. (dados do fabricante), possui um motor elétrico trifásico marca Kohl Bach, com potência de 5cv, 3480rpm, rendimento de 83%, fator de potência ($\cos \phi$) igual a 0,77; ligado diretamente ao ventilador através de um eixo.

Na saída das câmaras do secador existe uma tubulação de saída do ar (também conectada através de mantas de amianto) ligada ao ventilador centrífugo de exaustão de motor elétrico ARNO, potência elétrica de 7,5cv, 1710rpm, fator de potência ($\cos \phi$) igual a 83% que é ligado ao ventilador através de um sistema de polias.

Este ventilador tem a função de equilibrar as pressões dentro do secador. Na entrada do ventilador existe uma válvula de regulação do fluxo de ar, com nove posições. Um ciclone foi instalado na saída do ventilador de exaustão para a separação dos resíduos sólidos do ar de saída do secador.

Existem pontos para a tomada de pressões nas entradas e saídas de cada ventilador, e nas entradas e saídas das três câmaras do secador, totalizando dez pontos.

Para a determinação da potência elétrica dos ventiladores, a corrente elétrica em cada fase foi medida utilizando um amperímetro tipo alicate, marca Kyoritsu Eletrical Inst. Works LTD, cuja escala é 0-10A ($\pm 0,1A$) e 0-50A ($\pm 0,5A$).

Para a determinação das curvas características de cada ventilador, as velocidades do ar e as pressões estáticas de cada ventilador foram medidas utilizando um manômetro diferencial, marca AirFlow, modelo Type 5 Test Set, com um tubo de Pitot.

Para o levantamento das velocidades do ar e pressões no sistema completo, utilizaram-se dois tubos de Pitot permanentes na saída do ventilador de insuflamento e no de exaustão (antes do ciclone), calibrados com o Tubo de Pitot da AirFlow. Estes equipamentos foram acoplados em um manômetro em forma de U, instalado, também, de forma definitiva ao sistema de secagem.

Esta calibração foi baseada na equação de Reynolds para escoamento turbulento, correlacionando a diferença de pressão do tubo de Pitot (pressão estática e dinâmica obtida com o manômetro em U) com o quadrado da velocidade do fluido:

$$v = a \sqrt{b \Delta P} \quad (148)$$

Juntamente com o manômetro do tubo de Pitot, instalou-se um outro manômetro em U, para a medida do diferencial de pressão entre a entrada e saída do secador (perda de carga devido à tela e/ou produto) nas três câmaras do leito do secador. Esse manômetro possui seis válvulas, cada uma ligada a uma entrada e uma saída das três câmaras do secador. Com isso pode-se efetuar a leitura de cada câmara separadamente com o mesmo manômetro (Figura 4.3-3). Além do diferencial de pressão é possível a medida da pressão estática, deixando em aberto, para o ambiente, uma entrada do manômetro.



Figura 4.3-3: Manômetros em U para perda de carga e tubo de Pitot.

4.3.1.1 Levantamento das Curvas Características

As curvas características de cada ventilador foram levantadas segundo a metodologia padronizada pela norma da AMCA (1985) e descrita por MESQUITA, GUIMARÃES e NEFUSSI (1988) e BROKKER, BAKKER-ARKEMA e HALL (1992). A vazão do ventilador foi regulada por válvula cônica. Foram tomadas medidas de vazão sendo que a primeira com vazão adotada igual a zero e a última a vazão máxima. A cada vazão foram tomados dados de pressão estática na entrada e saída de cada ventilador com o manômetro diferencial, corrente elétrica das três fases do motor do ventilador com o amperímetro e velocidade do ar pelo tubo de Pitot em três pontos distantes 120° na tubulação de 0,30m de diâmetro, sendo que em cada ponto foram tomadas seis medidas radialmente (Figuras 4.3-4 e 4.3-5).

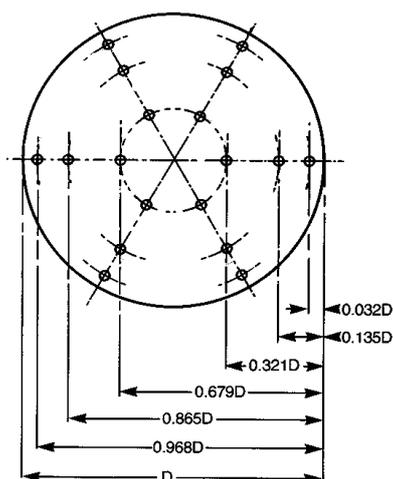


Figura 4.3-4: Posições de medida da pressão dinâmica (tubo de Pitot).

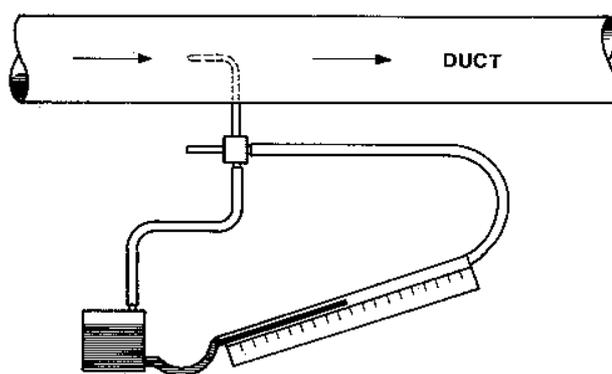


Figura 4.3-5: Esquema de funcionamento do tubo de Pitot.

Através da seguinte fórmula, calcula-se a velocidade de saída do ar com a pressão dinâmica, fornecida pelo tubo de Pitot (referência no manual da AirFlow):

$$u = 1,291 \sqrt{\frac{1000}{B} \frac{T}{289} P_v} \quad (149)$$

Para determinar o fluxo de ar no interior da tubulação, foi utilizado o valor médio das velocidades das dezoito posições do tubo de Pitot. Quanto aos valores das correntes em cada uma das fases do ventilador, foi utilizado o valor médio das três.

As equações que seguem foram usadas para a definição das curvas características dos ventiladores:

➤ Potência útil:

$$Pot_u = \dot{m} \cdot P_{est} \quad (150)$$

➤ Potência elétrica:

$$Pot_e = Volt \cdot I \cdot \sqrt{3} \cdot \cos \phi \quad (151)$$

➤ Rendimento:

$$\eta = \frac{Pot_u}{Pot_e} \quad (152)$$

4.3.2 Alimentação

Um alimentador de rosca sem fim foi instalado na entrada do secador. A rosca do alimentador está ligada a um motor trifásico de 0,5cv através de uma caixa de redução de 1700rpm para 37rpm (Figuras 4.3-6 e 4.3-7).



Figura 4.3-6: Vista do alimentador.



Figura 4.3-7: Vista do alimentador e do seu suporte.

Para o controle da velocidade de rotação da rosca e, conseqüentemente, da vazão de sólidos, um inversor de freqüência foi utilizado (marca ABB, modelo ACS 100).

Este inversor (como todos os outros), emite radiações eletro-magnéticas (EMI) que podem causar interferências em outros equipamentos, problema verificado no presente caso, na aquisição de dados de temperatura. Tentando minimizar o problema alguns procedimentos foram utilizados:

- O inversor foi instalado em um quadro elétrico separado (Figura 4.3-8), com um aterramento individual, separado do sistema, confinado e evitando radiações para o ambiente;
- O cabo de alimentação do inversor (rede para o inversor) e o cabo de alimentação do motor do alimentador (inversor para motor) são blindados, aterrados e mantêm distância entre si de no mínimo 20cm;
- Um filtro de radiofreqüência (Semikron, SFM80-6/0) foi instalado na entrada do inversor, evitando que os ruídos provenientes do inversor sejam direcionados para a rede elétrica.

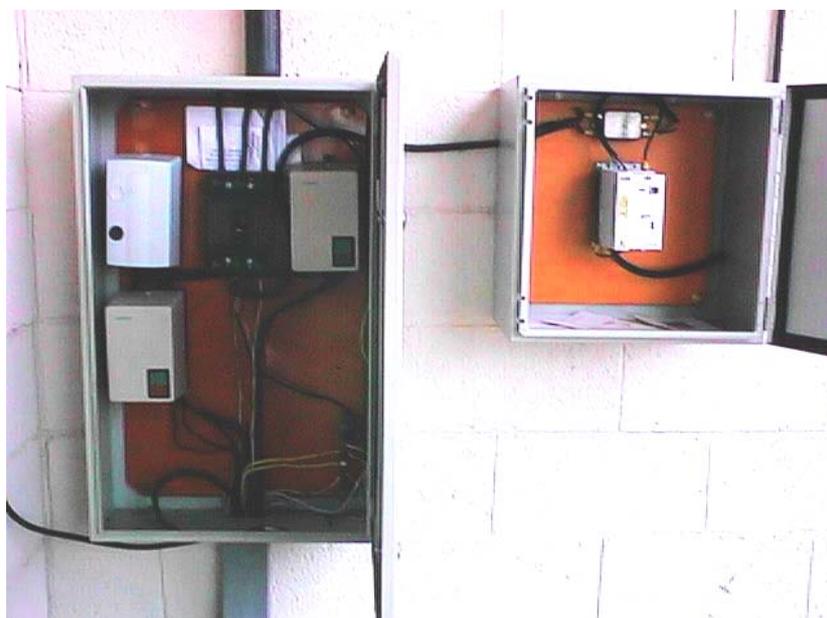


Figura 4.3-8: Quadro elétrico geral e do alimentador.

Para a obtenção da vazão do alimentador variou-se a frequência (Hz) do alimentador e mediu-se a vazão de sólidos, através do método gravimétrico: coletou-se, em um intervalo de tempo pré-determinado a massa de sólidos que saía do alimentador; com a massa e o tempo tem-se a vazão. As medidas foram obtidas em quintuplicata. O produto utilizado foi a casca de ovo triturada. Utilizou-se um cronômetro e uma balança semi-analítica. O tempo de coleta foi pré-estabelecido, em função da vazão de sólidos. Assim obtém-se a vazão de sólidos em função da frequência do alimentador.

4.4 SISTEMA DE AQUECIMENTO

O sistema de aquecimento é composto por um queimador de gás GLP de 200.000kcal/h, marca HoneyWell, modelo VK4105C, que é ligado na entrada do ventilador de insuflamento, através de uma tubulação de 1,2m de comprimento e 25cm de diâmetro (Figura 4.4-1).



Figura 4.4-1: Figura do sistema de aquecimento.

Não há muita diferença entre instalar o queimador na sucção ou na descarga do ventilador, já que a temperatura final é baixa ($<100^{\circ}\text{C}$). Conforme a recomendação do fabricante do queimador de gás, a instalação deve ser feita na sucção para que o mesmo receba uma pequena parcela do ar de secagem, garantindo uma maior estabilidade e temperatura de combustão. E a fim de assegurar que o suprimento de gás seja cortado imediatamente caso a chama se apague, este sistema de combustão possui controle de segurança da chama.

Além disso, já que o aquecimento do ar é do tipo chama direta, os produtos da combustão do GLP são misturados ao ar de secagem para atingir a temperatura de secagem. Uma vez que um dos produtos de combustão é H_2O , o ar de secagem sofre uma umidificação. Mas, as altas temperaturas utilizadas na secagem fazem com que a baixa umidade relativa do ar tenha pouca influência no processo.

O controlador de temperatura com controle digital de temperatura (marca Contemp, modelo PXV-4) foi montado em um quadro elétrico de comando do ventilador e do queimador de gás (Figura 4.4-2). Junto com o controlador foi instalado um contador de tempo (marca CONTEMP, modelo CTC 44) que indica quanto tempo o queimador ficou ligado. Como existe um intervalo de tempo de três segundos entre o sinal que foi enviado pelo controlador e o acionamento da solenóide do queimador de gás, instalou-se um relê de tempo (marca Siemens, modelo 7PU00) que somente aciona o contador após três segundos do sinal enviado pelo controlador de temperatura.

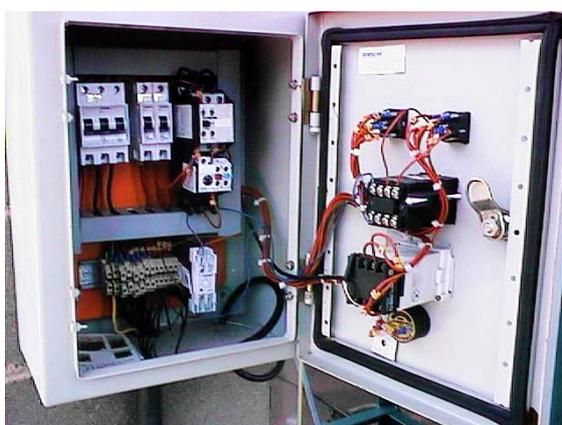


Figura 4.4-2: Quadro elétrico do sistema de aquecimento.

O sensor de temperatura tipo PT-100 do controlador foi instalado na entrada da câmara dois do secador.

Foram instalados sensores de temperatura (PT-100), na entrada e na saída do ventilador de insuflamento, na entrada e na saída de cada câmara do secador, na entrada do ventilador de exaustão e dois no ambiente (um à sombra e outro ao sol), totalizando onze pontos de medida (Figura 4.2-1). Estes sensores estão ligados a uma placa de condicionamento de sinais de temperatura da Lynx Tecnologia Eletrônica, modelo MCS1000 de 16 canais, que é ligada a um micro computador, instalado do lado do secador (Figuras 4.4-3 e 4.4-4), através de uma placa CAD 12-32, também da Lynx.



Figura 4.4-3: Vista frontal do secador indicando o armário do computador.



Figura 4.4-4: Computador utilizado na aquisição de dados.

Estes sensores foram calibrados utilizando um banho térmico (marca Brookfield, modelo TC501) nas seguintes temperaturas: 30, 40, 50, 60, 70, 80 e 90°C.

A central de gás GLP, instalada pela Ultragás, é composta por seis botijões P190 para 190kg de gás GLP e tubulação para o sistema de aquecimento. As Figuras 4.4-5 e 4.4-6 mostram a disposição dos botijões e a obra civil construída.

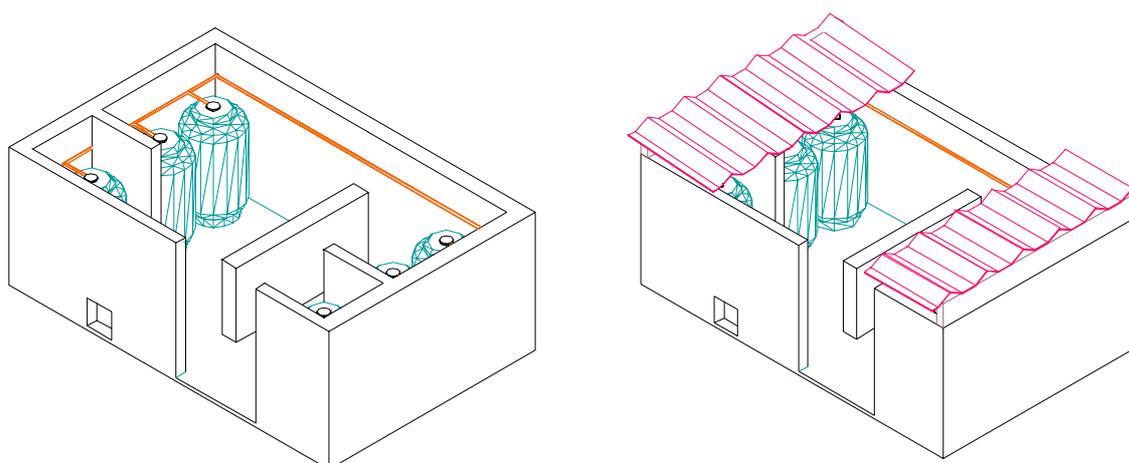


Figura 4.4-5: Desenho da central de GLP sem e com telhado.



Figura 4.4-6: Vista da central de GLP.

No início da tubulação principal do gás (depois de todos os botijões) foi instalada uma válvula reguladora de pressão com um manômetro. No final dessa tubulação fica uma válvula de 2º estágio de baixa pressão (Figura 4.4-1).

Para a medição do consumo de gás foi instalado logo antes do queimador de gás (depois da válvula de 2º estágio), um rotâmetro marca Digiflow, modelo K-10/12-V, para 20kg/h de vazão de gás (Figura 4.4-1). Na entrada do rotâmetro existe um manômetro de baixa pressão (marca: Dwyer Instruments, modelo: 0 a 7,5kPa) para se medir a pressão de entrada do gás no rotâmetro (Figura 4.4-1). Uma vez que o rotâmetro foi calibrado para uma pressão de 1bar é necessário corrigir a leitura da vazão de acordo com a equação 153.

$$\dot{m}_{\text{gás corrigida}} = \dot{m}_{\text{gás}} \sqrt{\frac{P_{\text{operação}} + P_{\text{atmosférica}}}{P_{\text{calibração}} + P_{\text{atmosférica}}}} \quad (153)$$

Com a vazão do gás e o tempo em que o queimador fica ligado, calcula-se o consumo de gás. Com este dado e a capacidade calorífica do GLP (Quadro 4), determina-se o consumo energético.

A disposição do sistema completo, composto por um secador vibro – fluidizado, sistema de aquecimento, sistema de ventilação e central de GLP, está mostrado na Figura 4.4-7.

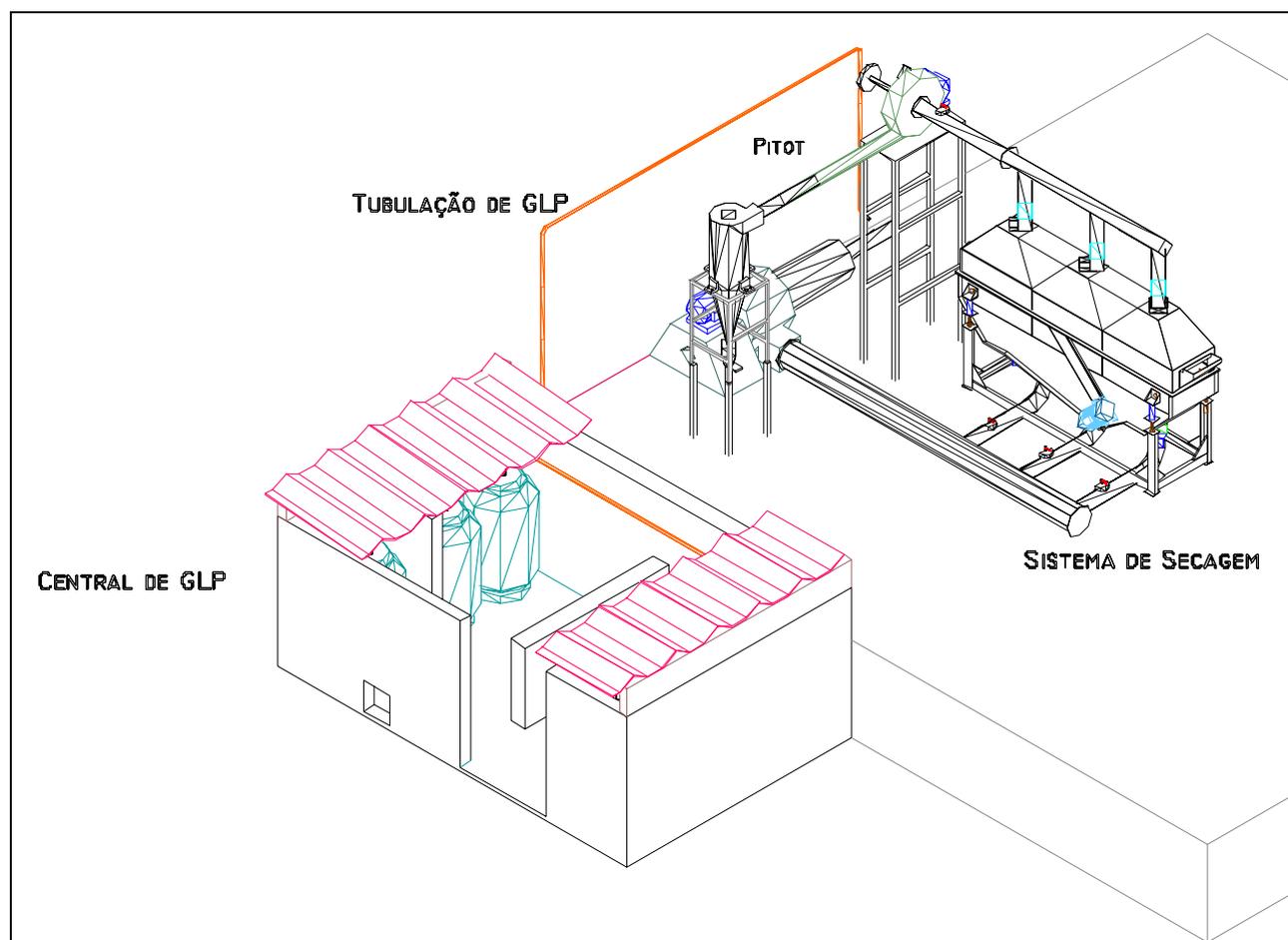


Figura 4.4-7: Sistema Completo de Secagem Vibro – Fluidizada.

4.5 PERDA DE CALOR PARA O AMBIENTE

Para se verificar a troca térmica (perda de calor) da tubulação do ar de secagem e das paredes do secador para o ambiente, realizaram-se os seguintes experimentos: para três vazões de ar e três temperaturas pré-ajustadas no controlador de temperatura, mediram-se as temperaturas nos 11 sensores de temperatura do sistema de secagem.

A cada cinco segundos (valor ajustado na aquisição de dados) eram medidas todas as temperaturas até que o sistema entrasse em equilíbrio. Como a inércia do sistema é muito grande há uma variação nos dados, ou seja, as temperaturas ficam oscilando em torno da temperatura pré-ajustada.

Para se obter a temperatura média destes dados, realizou-se uma média aritmética e por integração numérica (equação 154) a fim de se verificar qual média se adequaria melhor aos dados experimentais:

$$T_{\text{médio}} = \frac{1}{t} \int_0^t T(t) dt = \frac{1}{t} \sum_0^i \left(\frac{T(t)_{n+1} + T(t)_n}{2} \right) \cdot (t_{n+1} - t_n) \quad (154)$$

Além da média determinou-se também o desvio padrão médio e o coeficiente de variação:

$$cv(\%) = \frac{\text{Desvio padrão}}{\text{Média}} \cdot 100 \quad (155)$$

Para a determinação da perda de calor para o ambiente, calcularam-se a potência fornecida pelo gás durante o experimento (consumo de gás em kg/h multiplicado pela capacidade calorífica do GLP, 48985,56kJ/kg), a potência fornecida no sistema de aquecimento (variação da entalpia do ar entre o ar ambiente e a ar aquecido após o ventilador) e as perdas de potência através da equação de entalpia do ar, nos seguintes trechos do sistema de secagem (a posição dos sensores de temperatura está indicada na Figura 4.3-1):

- *Perda na tubulação de insuflamento*, soma da diferença de temperatura entre a saída do ventilador de insuflamento e as entradas do secador (ΔT entrada secador 1, sensores 2 e 3; ΔT entrada secador 2, sensores 2 e 5; ΔT entrada secador 3, sensores 2 e 7);
- *Perda no secador*, soma da diferença de temperatura entre as entradas do secador e as respectivas saídas (ΔT secador 1, sensores 3 e 4; ΔT secador 2, sensores 5 e 6; ΔT secador 3, sensores 7 e 8);
- *Perda na tubulação de exaustão*, soma da diferença de temperatura entre as saídas do secador e a entrada do ventilador de exaustão (ΔT saída secador 1, sensores 4 e 9; ΔT saída secador 2, sensores 6 e 9; ΔT saída secador 3, sensores 8 e 9);

- *Perda no ventilador de exaustão*, perda devida ao ar quente que é expelido para fora do sistema de secagem, em contato com o ar ambiente (ΔT saída secador e ambiente, sensores 9 e 10).

Para cada trecho a diferença de temperatura foi determinada e a média destas foi utilizada para calcular a densidade e o calor específico do ar seco. A vazão do ar também foi determinada para cada trecho, sendo total para o ΔT ventilador, e 1/3 do valor para os demais trechos. Como a vazão do ar foi medida logo após o ventilador de insuflamento, utilizou-se essa temperatura para o cálculo da vazão mássica do ar. Após o cálculo de cada trecho determinou-se a perda total somando-se todas as perdas de cada trecho.

4.6 ANÁLISE DE IMAGENS

Segundo o manual do software Corel Photo-Paint (COREL DRAW, 2000), a percepção de cor é influenciada por diversos fatores: diferenças na fonte de luz, o observador, o tamanho do objeto, o fundo contra o qual a cor é vista e a direção a partir da qual o objeto é visualizado.

Cada pessoa interpreta e associa diferentemente os tipos de cores existentes. Por esse motivo, o ser humano não é muito confiável como fonte de referência para definir cores com precisão. Não só há variações na descrição particular da cor, como também a percepção da cor é influenciada pelas condições do ambiente e é alterada pela memória, experiência e mesmo pela pré-concepção.

Os sistemas de editoração eletrônica de cor têm os mesmos problemas, embora tal fato seja restrito ao nível mecânico. Ao digitalizar uma imagem e exibi-la no monitor, as cores não parecem verdadeiras quando comparadas ao original. Ao ajustar os controles do monitor consegue-se uma reprodução mais ou menos satisfatória, mas, mesmo assim, não perfeita. Imprimindo essa imagem, a impressora reproduz cores que não são as esperadas. O problema é da mesma natureza, tipos diferentes de dispositivos computacionais reproduzem a cor de maneiras diferentes e nenhum deles é um bom ponto de referência.

No entanto, pode-se chegar a um consenso sobre a cor e suas características, pode-se desenvolver uma maneira de falar sobre ela e de compensar a diferença existente entre as percepções de cada pessoa. Também pode-se desenvolver um mecanismo através do qual

os dispositivos computacionais possam reproduzir as cores esperadas: um sistema de gerenciamento de cores (COREL DRAW, 2000).

Em processamento de uma imagem preto e branco, trabalha-se sempre com os tons de cinza atribuídos aos pixels de uma imagem. Os pixels (*picture elements*) são pequenas células que se caracterizam pela menor unidade de área existente em uma imagem digital. A forma mais comum de se representar a distribuição dos tons de cinza em uma imagem é através dos histogramas. Os histogramas fornecem informações sobre quantos pixels na imagem possuem cada valor possível de tom de cinza (no caso das imagens de 8 bits, variam de 0 até $255 = 2^8$ (número de bits) ou de forma equivalente, qual a proporção da imagem que corresponde a cada valor de tom de cinza (CROSTA, 1992)).

Cada pixel de uma imagem em tons de cinza possui um valor de brilho que varia de 0 (preto) a 255 (branco). Os valores de tons de cinza também podem ser medidos como porcentagens de cobertura de tinta preta (0% é igual a branco e 100%, a preto) (ADOBE PHOTOSHOP, 2000).

O principal objetivo da classificação é o de distinguir e de identificar as composições de diferentes materiais (elementos) superficiais. A classificação automática de imagens multiespectrais diz respeito a associar cada pixel da imagem a um "rótulo" descrevendo um objeto real. Desta forma, os valores numéricos dos tons de cinza associados a cada pixel, definidos pela refletância dos materiais que o compõem, são identificados em termos de uma cobertura chamada de tema. A classificação pode ser feita de duas maneiras:

- (a) Classificação supervisionada: na qual o usuário define os pixels que servem de amostras de cada alvo;
- (b) Classificação não supervisionada: separa diferentes alvos na imagem automaticamente.

Um *histograma* ilustra como os pixels em uma imagem são distribuídos fazendo uma representação em gráfico do número de pixels em cada nível de intensidade de cor. Isso pode mostrar se a imagem contém detalhes suficientes nas sombras (exibidas na parte esquerda do histograma), tons médios (exibidos no centro) e realces (exibidos na parte direita) para efetuar uma boa correção (Figura 4.6-1).

O histograma também fornece uma imagem rápida da escala de tons da imagem ou o *tipo de registro* da imagem. Uma imagem de registro baixo contém detalhes concentrados nas sombras, uma de registro alto contém detalhes concentrados nos realces e uma de registro médio contém detalhes concentrados nos tons médios. Uma imagem com escala de tons completa contém um número alto de pixels em todas as áreas. Identificar a escala de tons ajuda a determinar as correções de tom apropriadas.

Um histograma é uma representação gráfica da distribuição de tonalidades (níveis mais escuros e mais claros) em uma imagem, ou seja, ele mostra o número de pixels para cada nível de brilho (ou nível de cinza) (Figura 4.6-1). O eixo horizontal do histograma representa os valores de intensidade (ou níveis), do mais escuro (0), na extremidade esquerda, ao mais claro (255), na extremidade direita. O eixo vertical representa o número total de pixels com um determinado valor. Um histograma de uma imagem escura, mostra a maioria dos pixels no lado esquerdo do gráfico, enquanto que para uma imagem clara, o histograma é mais deslocado para o lado direito (ADOBE PHOTOSHOP, 2000).

Estatísticas sobre os valores de intensidade dos pixels aparecem abaixo do histograma:

- ✓ **Média:** Representa o valor médio de intensidade.
- ✓ **Desvio Padrão:** Representa como os valores de intensidade variam.
- ✓ **Mediana:** Mostra o valor médio na escala de valores de intensidade.
- ✓ **Pixels:** Representa o número total de pixels utilizados para calcular o histograma.
- ✓ **Nível:** Exibe o nível de intensidade da área sob o ponteiro.
- ✓ **Total:** Mostra os números totais de pixels correspondentes ao nível de intensidade sob o ponteiro.
- ✓ **Percentil:** Exibe o número cumulativo de pixels no nível ou abaixo do nível de intensidade sob o ponteiro. Esse valor é expresso como uma porcentagem de todos os pixels na imagem, de 0% na extremidade esquerda a 100% na extremidade direita.

A Figura 4.6-1 mostra um histograma exemplo:

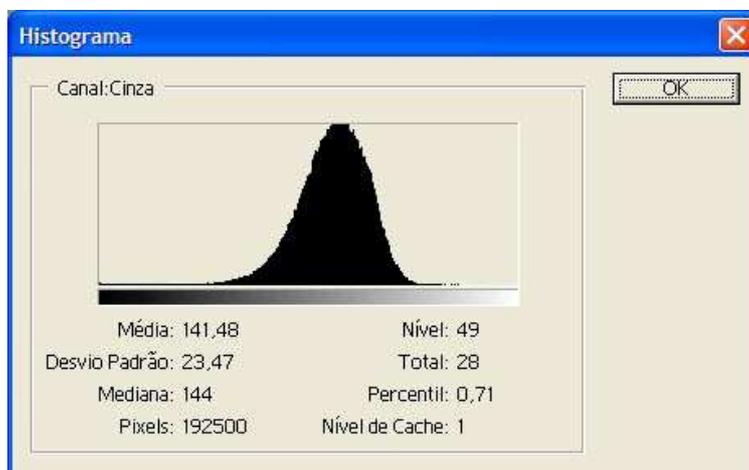


Figura 4.6-1: Histograma exemplo da casca de ovo e do marcador.

4.6.1 Determinação da Amplitude de Vibração

A determinação da amplitude de vibração no secador, foi feita pelo método de análise de imagens, já que a utilização de acelerômetros não foi possível, devido ao alto custo do equipamento. O princípio é simples: medir o deslocamento do secador sujeito à vibração através da posição de vale e de pico. Para tanto, fixou-se uma régua no corpo do secador e com uma câmera fixa ao solo tiram-se fotos desta régua com o secador em vibração. Como a posição da câmera é fixa e da régua variável (de acordo com a vibração), as fotos possuem um deslocamento igual à amplitude de vibração do secador. Com um software de editoração de imagens é possível medir este deslocamento em pixels e convertê-lo para milímetros.

O problema desta metodologia é que as câmeras de vídeo comerciais possuem uma velocidade de abertura da objetiva de no máximo 30 quadros por segundo. Assim, sistemas com uma velocidade superior a isso são imperceptíveis ou a imagem é distorcida (popularmente conhecida como um movimento de robô). O secador vibro-fluidizado possui dois moto-vibradores responsáveis pela sua vibração. Como não existe nenhum inversor de

freqüência para controlar a freqüência de vibração dos motores, estes vibram com a freqüência para que foram projetados, ou seja, 60Hz, ou 60 ciclos por segundo.

Nenhuma câmera comercial poderia ser utilizada, mas, com recursos da FAPESP, foi adquirida uma câmera digital de alta velocidade de até 250 quadros por segundo (MotionMeter 250 High Speed Vídeo Camera da Redlake Masd, Inc.; com uma lente monofocal Cosmicar, manual Íris de range 1,2~C, distância focal 6,0mm, CCD 1/2", montagem tipo C, modelo H612 A). Uma imagem da câmera com a lente pode ser vista na Figura 4.6-2:

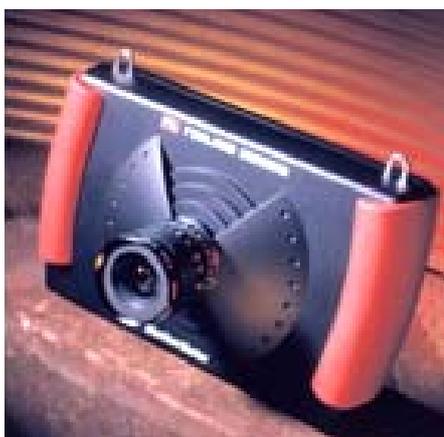


Figura 4.6-2: Imagem da câmera de alta velocidade.

E assim efetuou-se uma série de fotos da régua, com os moto-vibradores do secador ligados. Como a freqüência de vibração do secador é de 60Hz, dada pela freqüência dos moto-vibradores, utilizou-se uma velocidade de abertura da câmera de 125 quadros por segundo, que era mais que suficiente para registrar todo o movimento da régua em cada ciclo de vibração.

Seguiram-se as seguintes etapas para a determinação da amplitude de vibração:

1. Fixou-se a régua no corpo do secador. A câmera foi apoiada através de um tripé no solo a uma distância de 30cm do corpo do secador;
2. A amplitude foi regulada e variada sete vezes (cobrindo todas as possíveis combinações) através do ajuste dos excêntricos dos moto-vibradores;
3. A câmera foi ajustada para 125 quadros por segundo, tempo de abertura de 3X, resultando em 1/375 segundos por quadro;
4. A distância focal e a abertura foram reguladas na própria lente da câmera;

5. Ligou-se o secador, e por aproximadamente cinco segundos, a câmera registrava o movimento da régua;
6. Para transmitir a gravação para o micro, a câmera foi colocada no modo de reprodução (com uma velocidade de 4 quadros por segundo) para possibilitar que o programa de edição de imagens Adobe® Premiere® 6.0 (2000) capturasse a gravação com uma velocidade de gravação de 5 quadros por segundo e tamanho da imagem de 320x240pixels em um arquivo do tipo AVI (Audio-Video Interleaved);
7. Com o software Adobe® ImageReady™ 3.0 (2000) foi possível observar quadro a quadro o que acontecia com o movimento relativo da régua e assim selecionar a imagem que tinha o pico e o vale do sistema em vibração. Para medir o deslocamento em pixels entre o pico e o vale o software Adobe® Photoshop® 6.0 (2000) foi utilizado;
8. Finalmente essa medida em pixels foi convertida para milímetros, relacionando-a com uma medida padrão da régua;
9. Na Figura 4.6-3 têm-se duas imagens reproduzidas pela câmera. Podem-se observar o modo em que ela se encontra (MODE – PLAY – reprodução), a velocidade de reprodução (F/SEC – frames per second – quadros por segundo), o número do quadro (FRAME) e o tempo (TIME). A imagem da direita refere-se a uma posição de vale e a da esquerda, a uma de pico. Percebe-se a diferença medida (1,5mm) referente à amplitude máxima do secador.

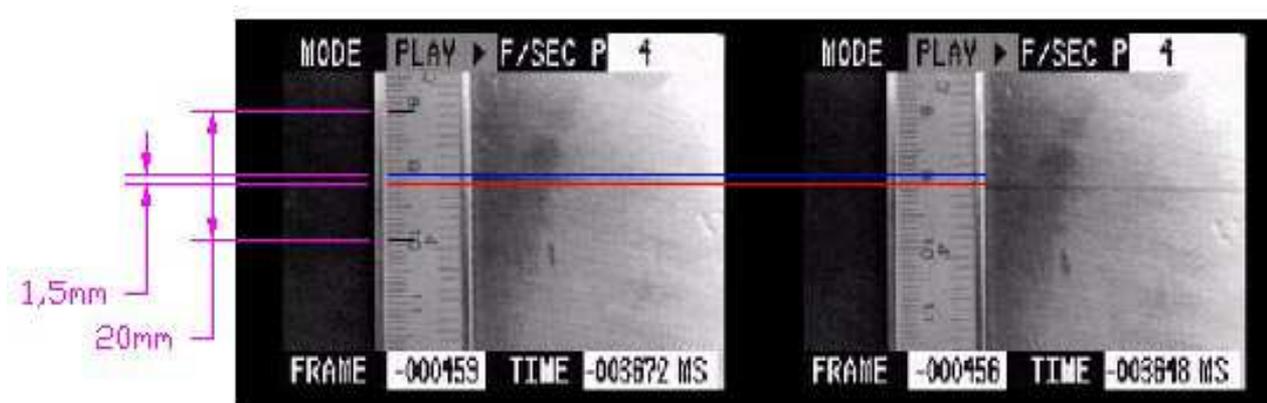


Figura 4.6-3: Exemplo do cálculo da amplitude pela análise de imagens.

4.6.2 Tempo de Residência

O estudo da distribuição do tempo de residência do secador vibro-fluidizado foi baseado no método do estímulo e resposta. O estímulo foi dado por um pulso do material marcado (de massa conhecida), e a resposta foi medida através da fração do material marcado em relação ao não marcado. O grande problema se encontra em como separar o material marcado do não marcado, já que, por condição inicial, estes têm que possuir características iguais de escoamento. O método mais usual é a separação manual dos dois materiais, mas para materiais de pequena granulometria essa prática é inviável. Assim, utilizou-se um novo método baseado na separação dos dois materiais digitalmente, isto é, analisa-se uma imagem digital do material, e pela diferença de cores dos materiais (marcados e não), determina-se a proporção de um em relação ao outro (BROD, PARK e ALMEIDA, 2002).

Para a determinação do tempo de residência foi utilizada como material a casca de ovo pura (Figura 4.6-4 a), e, como traçador a casca de ovo pintada com tinta preta brilhante (Figura 4.6-4 b).



Figura 4.6-4: Material utilizado para determinação do tempo de residência, pura e marcada.

A distribuição do tempo de residência foi medida injetando um impulso de um traçador na corrente de alimentação do material do secador depois do regime operacional ter sido atingido. O traçador utilizado foi o próprio material pintado com tinta preta. Depois de uma certa quantidade de material utilizado como traçador ter sido injetada na corrente de alimentação, amostras foram tomadas na saída do secador a intervalos pré-determinados.

Cada amostra foi pesada e homogeneizada. A seguir, aproximadamente metade da amostra foi espalhada sobre uma placa de madeira (utilizada para padronizar a altura, largura e comprimento da amostra), confinada em uma bandeja de plástico. Tirou-se uma foto digital da amostra, e o mesmo procedimento foi repetido com o resto da amostra, resultando em duas fotos. A máquina fotográfica digital era de modelo CASIO QV-120, de resolução de 640 x 480 dots, autofocus, a 30 cm de distância da bandeja. Cada foto foi transmitida para um micro Power Mac para posterior análise da imagem.

Cada foto foi então analisada da seguinte maneira:

1. A imagem resultante da câmera digital possuía as dimensões de 640x480pixels, cobrindo toda a área da placa de madeira. Para trabalhar apenas com a amostra, selecionou-se uma área de 550 por 350pixels (6,99 por 4,45cm) (Figura 4.6-5);
2. A seguir determinou-se o histograma da imagem (conforme a Figura 4.6-1);
3. No histograma foi possível calcular a porcentagem do nível de cinza menor que o especificado.

Analisando o histograma da Figura 4.6-1, observa-se, o nível de cinza especificado em 57, que resultou em um valor de 0,71% de marcador na amostra. A foto analisada pode ser vista na Figura 4.6-5 a, e é possível observar a casca de ovo não marcada e o marcador (em preto). Na Figura 4.6-5 b, é possível observar o marcador, digitalmente, pintado de vermelho utilizando o software MatLab 6.1 com SDC Morphology Tool boxing (MatLab, 2001).

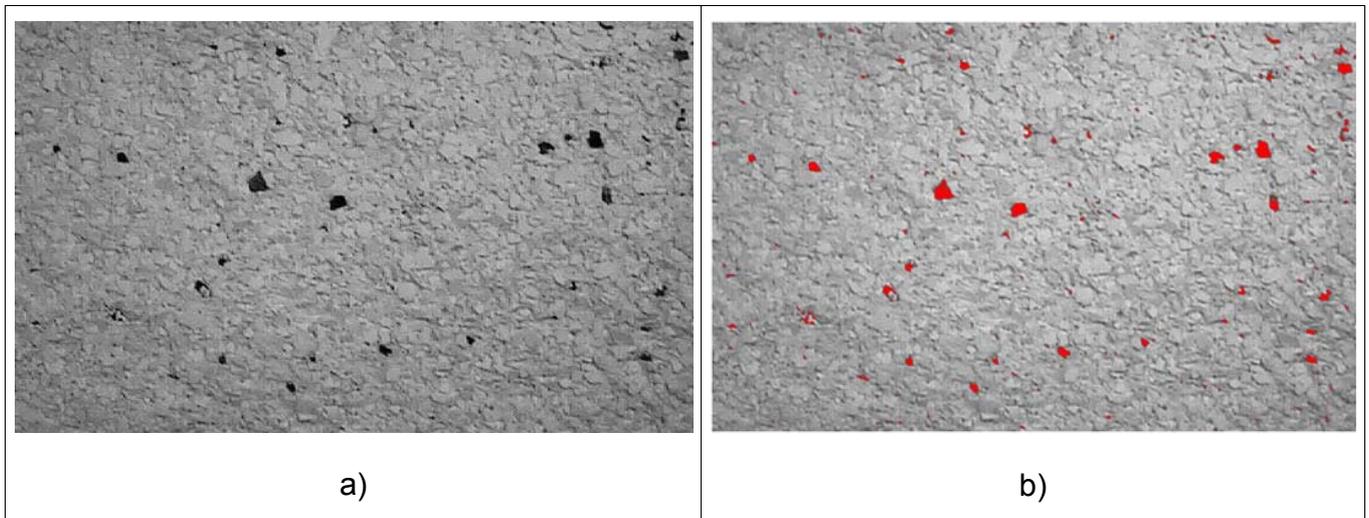


Figura 4.6-5: Figuras mostrando o marcador.

4. Esse dado foi transmitido para a planilha de cálculos do tempo de residência.

Com a relação da porcentagem dos pixels marcados em relação aos não marcados e o peso de cada amostra, calculou-se a fração do traçador em cada amostra (m_{tr}). Somando-se todas as frações do traçador, chega-se ao total do traçador adicionado ($m_{tr\ total}$). Com esse dado calcula-se a concentração do traçador, $C(t)$, em cada instante:

$$C(t) = \frac{m_{tr}(t)}{m_{tr\ total}} \quad (156)$$

Determina-se, agora, a área sob a curva concentração versus o tempo, Q , por integração numérica, utilizando a regra dos trapézios:

$$Q = \int_0^{\infty} C(t) dt \quad (157)$$

Onde:

$$Q(t) = \int_0^t C(t) dt = \sum_0^n \left(\frac{C(t)_{n+1} + C(t)_n}{2} \right) \cdot (t_{n+1} - t_n) \quad (158)$$

Para o cálculo da fração da corrente de saída com tempo de residência menor do que t , $E(t)$,

$$E(t) = \frac{C(t)}{Q} \quad (159)$$

E, finalmente a F:

$$F(t) = \int_0^t E(t) dt = \sum_0^n \left(\frac{E(t)_{n+1} + E(t)_n}{2} \right) \cdot (t_{n+1} - t_n) \quad (160)$$

E o tempo de residência médio pode ser então obtido:

$$\bar{t} = \sum_n t_n \cdot E(t_n) \cdot \Delta t \quad (161)$$

Onde Δt é o tempo de coleta.

Para se conhecer o regime de escoamento, o número de dispersão da partícula foi determinado. Utilizando o software Mathematica 4.0, a Equação 138 foi numericamente resolvida com os valores da variância (equação 128) e do tempo de residência (equação 125).

A dificuldade desse método é especificar o nível de cinza, pois ele é diretamente relacionado com a porcentagem do marcador na amostra. Aliás, não se conhece outro método de se determinar este nível se não o visual. Um extenso trabalho de calibração foi realizado antes, e o melhor modo de se determinar esse nível em cada Figura, foi o visual.

4.7 SECAGEM

O produto utilizado para os testes de secagem foi a casca de ovo triturada sem a pele e a metodologia utilizada foi similar aos testes conduzidos com cenoura em cubos realizados por BROD et al. (1998).

Foram utilizadas para os ensaios, duas temperaturas de secagem (60 e 80°C), dois níveis de amplitude de vibração (1,5 e 0,4mm), duas vazões de sólidos (31,13 e 103,78g/s) e uma vazão do ar (0,58m³/s), totalizando oito experimentos.

Estes dois níveis de amplitude de vibração e duas vazões de sólidos, resultaram em 4 tempos de residência, determinados através do método do estímulo e resposta (item 4.6). O traçador utilizado foi a casca de ovo pintada.

Primeiramente ligavam-se os ventiladores e regulavam-se as válvulas de controle de fluxo. A seguir, regulava-se o controle de temperatura e ligava-se o sistema de aquecimento. Então, ligavam-se os moto vibradores do secador (após regulá-los na amplitude desejada) e prosseguia-se com a secagem (com o secador já em regime de trabalho).

Como a casca de ovo se encontrava em uma umidade de equilíbrio com o ambiente muito baixa (da ordem de 0,007kg_{H₂O}/kg_{MS}), foi necessário realizar uma umidificação para proceder a secagem. Assim, foi adicionada uma massa de água tal que a umidade da casca atingisse níveis de 10%, em base seca. Para garantir uma total absorção, esse procedimento foi realizado 24 horas antes do ensaio. Por ser um material altamente poroso não-higroscópico o processo de umidificação não altera o seu comportamento durante a secagem.

Colocava-se o produto no alimentador do secador e iniciava-se o tempo: a cada passagem de todo o produto pelo secador, coletava-se uma amostra (para obter a umidade em estufa) e este era retornado até que o produto atingisse a umidade desejada.

Com as amostras obtidas, a umidade foi determinada em estufa de circulação de ar, a 105°C, por 24 horas, em triplicata (ASAE, 1991).

Juntamente com os dados de secagem, foram coletados os seguintes dados:

- Temperatura no sistema de secagem através da aquisição de dados;
- Vazão e pressão do gás, através do rotâmetro e do manômetro instalados na entrada do aquecedor;
- Tempo do gás ligado, através do contador de tempo;
- Temperatura e umidade relativa do ambiente, através de um termohigrógrafo;
- Pressão atmosférica, através do site do CEPAGRI/UNICAMP;
- Temperatura do produto, através de uma garrafa térmica com um termômetro.

4.8 AVALIAÇÃO ENERGÉTICA E DE CUSTOS DE SECAGEM

A avaliação energética do sistema de secagem foi feita com base no consumo de gás GLP por quantidade de água evaporada por massa seca da casca de ovo umidificada.

Foi também realizada uma avaliação de custos do processo de secagem, multiplicando o consumo de GLP, calculado no parágrafo anterior, pela cotação do quilo do GLP do dia.

Além disso, foi calculado o custo teórico da secagem caso fosse utilizada a lenha como combustível.

4.9 CRITÉRIO PARA AVALIAÇÃO DO AJUSTE DE CURVAS

O critério utilizado foi o módulo do erro relativo médio:

$$ER = \frac{100}{ne} \sum_{i=1}^{ne} \frac{|VE - VP|}{VE} \quad (162)$$

Geralmente são considerados que valores de desvio relativo médio abaixo de 10% indicam um razoável ajuste para as práticas propostas (AGUERRE et al., 1985).

4.10 CONSTRUÇÃO DO MODELO ESTRUTURAL DO SECADOR

O secador foi representado através de um modelo de sólido, criado pelo programa AutoCAD de desenho assistido por computador. Procuraram-se usar as reais dimensões do secador no modelo, a partir da medição de suas partes constituintes. Esta metodologia foi utilizada para representar de forma minuciosa cada parte do secador, levando em consideração, principalmente, as suas partes estruturais.

Um outro modelo foi realizado, porém somente a base metálica de suporte do secador foi representada. Assim, a base foi modelada no programa computacional ANSYS com o intuito de propiciar sua utilização na análise estrutural de elementos finitos do próprio programa.

V RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 CURVAS CARACTERÍSTICAS DOS VENTILADORES

Primeiramente determinaram-se todas as curvas características para o ventilador de insuflamento, já existente na Faculdade e denominado de antigo. Após estas determinações, verificou-se que este ventilador apresentava baixa pressão estática para o sistema. Assim, este foi substituído por um outro ventilador, denominado novo (BROD, PARK e ALMEIDA, 2001; ALMEIDA, PARK e BROD, 2001).

5.1.1 Ventilador de insuflamento antigo e de exaustão

Determinou-se a curva característica do ventilador de insuflamento antigo, conforme metodologia descrita anteriormente. Os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 5:

Tabela 5: Resultados obtidos para o ventilador de insuflamento antigo.

Corrida	P_{est} (kPa)	\dot{V} (m^3/s)	Pot_u (W)	Amperagem (A)	Pot_e (W)	Rendimento (%)
1 (Aberto)	0,012	1,57	18,80	12,66	3999,27	0,47
2	0,32	1,35	433,08	11,50	3632,83	11,92
3	0,5	1,14	569,42	11,00	3474,88	16,39
4	0,67	0,95	636,95	10,33	3263,23	19,52
5	0,72	0,90	646,54	10,00	3158,98	20,47
6	0,81	0,76	619,54	9,66	3051,57	20,30
7	0,96	0,58	557,13	9,03	2852,56	19,53
8	0,98	0,42	413,83	8,47	2675,66	15,47
9	1,01	0,28	287,07	8,53	2694,61	10,65
10	1,02	0,22	221,98	8,20	2590,36	8,57
11	1,04	0,18	189,60	7,93	2505,07	7,57
12 (Fechado)	1,05	0,00	0,00	8,53	2694,61	0,00

O mesmo procedimento foi repetido para o ventilador de exaustão, conforme resultados mostrados na Tabela 6.

Tabela 6: Resultados obtidos para o ventilador de exaustão.

Corrida	P_{est} (kPa)	\dot{V} (m^3/s)	Pot _u (W)	Amperagem (A)	Pot _e (W)	Rendimento (%)
1 (Aberto)	0,71	0,86	609,08	16,00	5243,26	11,62
2	2,08	0,65	1342,66	13,00	4260,15	31,52
3	2,55	0,61	1542,89	11,67	3823,21	40,36
4	3,61	0,40	1458,99	9,03	2960,26	49,29
5	5,47	0,23	1256,82	11,17	3659,36	34,35
6	5,49	0,21	1146,27	10,50	3440,89	33,31
7	5,49	0,18	992,25	9,50	3113,19	31,87
8	5,47	0,17	904,95	9,07	2971,18	30,46
9	5,39	0,14	757,41	8,03	2632,56	28,77
10	5,32	0,12	644,24	7,70	2523,32	25,53
11	5,16	0,10	496,10	6,80	2228,39	22,26
12	5,00	0,08	384,63	6,23	2042,69	18,83
13	4,74	0,06	273,41	5,47	1791,45	15,26
14	4,50	0,04	164,37	4,70	1540,21	10,67
15	4,36	0,02	100,58	4,23	1387,28	7,25
16	4,17	0,01	44,08	3,97	1299,89	3,39
17 (Fechado)	4,02	0,00	0,00	3,70	1212,50	0,00

As curvas características, apresentadas em forma de gráfico, estão mostradas na Figura 5.1-1:

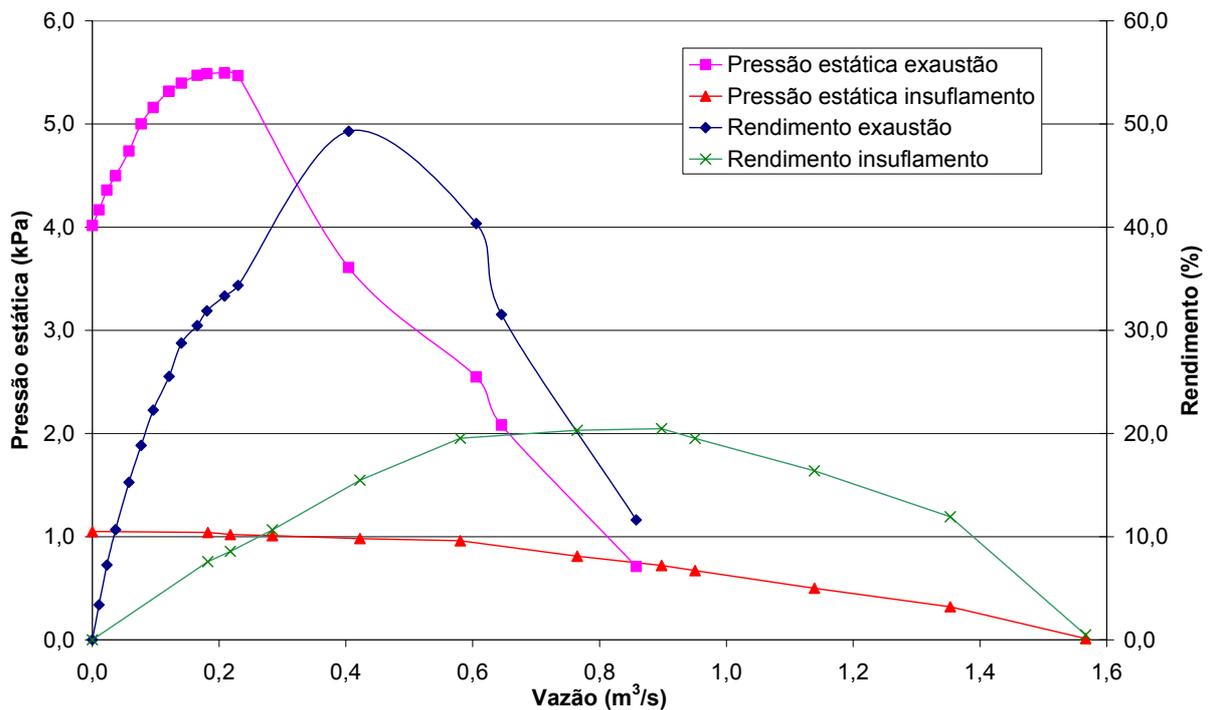


Figura 5.1-1: Curvas características dos ventiladores do sistema de secagem.

Como esperado, verificou-se que a pressão diminuiu com o aumento da vazão, aumento devido à abertura das válvulas, e potência elétrica aumentou com o aumento da vazão.

O rendimento mostrado descreve a transferência de energia elétrica do motor para o ventilador (energia elétrica convertida em energia mecânica), e uma segunda transferência para o fluxo de ar, energia cinética.

Essas relações de transferência de energia alcançam um rendimento máximo em torno de 20% para o ventilador de insuflamento e de 50% para o ventilador de exaustão.

5.1.2 Sistema completo com ventilador antigo

Na Tabela 7 estão indicados os valores obtidos com o sistema completo (BROD, PARK e ALMEIDA, 2001). Os dados foram obtidos em três posições diferentes das válvulas de controle de fluxo dos ventiladores: 1, 4 e 7. A entrada e a saída do secador foram fechadas

para evitar qualquer escape do ar, resultando em um sistema fechado, onde toda a vazão de ar que entra pelo ventilador de insuflamento sai pelo ventilador de exaustão.

Tabela 7: Dados obtidos com o sistema completo.

\dot{V} (m ³ /s)	Ventilador insuflamento			Ventilador exaustão			Secador	
	Posição	P_{est} (kPa)	η (%)	Posição	P_{est} (kPa)	η (%)	$P_{ent.}$ (kPa)	$P_{saída}$ (kPa)
0,61	1	0,93	19,30	1	1,28	16,53	0,89	-0,50
0,55	1	0,95	18,17	4	1,02	13,63	0,93	-0,29
0,35	1	0,99	12,56	7	0,20	2,83	0,96	0,41
0,57	4	0,94	18,83	1	1,18	14,56	0,83	-0,48
0,54	4	0,94	17,87	4	0,98	13,15	0,86	-0,32
0,22	4	0,99	8,15	7	0,12	1,13	0,94	0,43
0,53	7	0,98	19,67	1	0,97	13,04	-0,33	1,17
0,50	7	0,98	17,64	4	0,84	10,96	-0,31	0,94
0,22	7	0,15	1,02	7	1,50	9,30	0,42	0,33

Para um perfeito funcionamento do sistema, a pressão estática de saída do secador tem que estar abaixo da pressão atmosférica, garantindo um fluxo do ar homogêneo para o ciclone e evitando escape de ar na alimentação e na descarga de sólidos do secador. Assim, observa-se uma combinação ideal nas posições da válvulas 1x1, 1x4, 4x1 e 4x4. Para as combinações 7x1 e 7x4, o ventilador de insuflamento estava com a válvula bem fechada, ocasionando uma maior ação do ventilador de exaustão, causando assim uma pressão negativa na entrada do secador.

As Figuras 5.1-2 e 5.1-3 mostram as curvas características dos dois ventiladores funcionando sozinhos e as medidas efetuadas com o sistema de secagem em funcionamento.

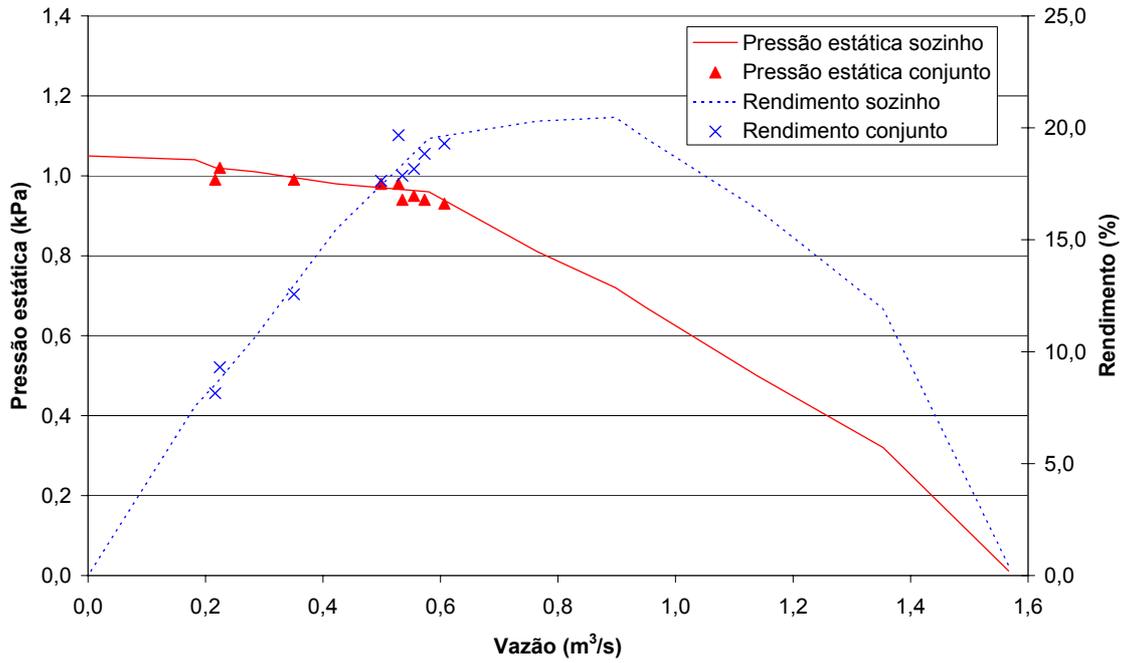


Figura 5.1-2: Curvas características do ventilador de insuflamento antigo.

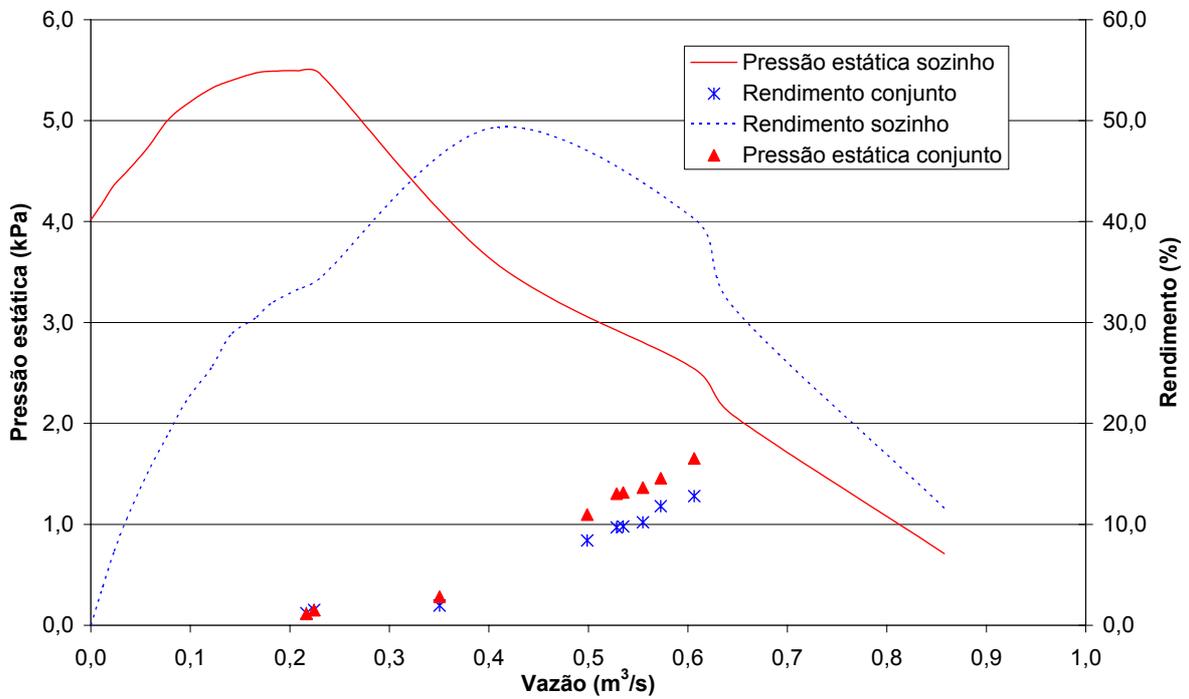


Figura 5.1-3: Curvas características do ventilador de exaustão.

Observa-se que para o ventilador de insuflamento, o seu comportamento em ambas as situações (sozinho ou acoplado ao sistema de secagem) foi semelhante, comprovando que o sistema não causa interferência em seu funcionamento. Em relação ao ventilador de exaustão, observa-se uma grande interferência do sistema, principalmente em relação à pressão estática de entrada, que foi reduzida, devido à admissão de ar fornecida pelo ventilador de insuflamento.

Do rendimento, mostrado pelas Figuras 5.1-2 e 5.1-3 observa-se que a forma dos gráficos coincide com os gráficos típicos encontrados na literatura para ventiladores centrífugos de pás curvadas para trás (FOUST, et al., 1960; SOUSA e SILVA e PINTO, 1995; LOEWER et al., 1994).

5.1.3 Ventilador de insuflamento novo e de exaustão

O ventilador de insuflamento do ar apresentava rendimento máximo da ordem de 21%, vazão máxima de $1,6\text{m}^3/\text{s}$ ($96\text{m}^3/\text{min}$) e pressão estática máxima de $1,1\text{kPa}$ (110mm.c.a.). Devido a esta pressão estática baixa, optou-se por utilizar um outro ventilador.

As curvas características dos ventiladores, antigo e novo (fornecida pelo fabricante do mesmo e com dados aproximados, AEROMACK, 2002) estão mostradas na Figura 5.1-4.

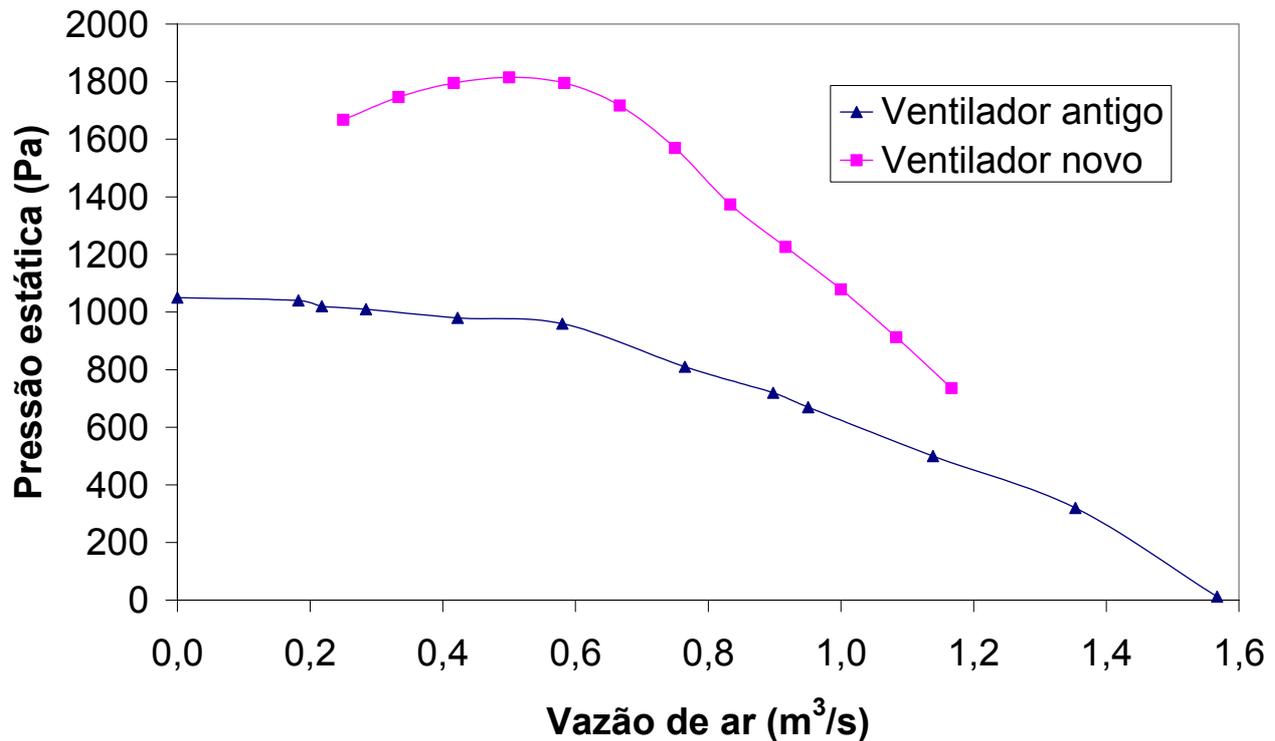


Figura 5.1-4: Comparação das curvas características.

O gráfico mostra que a pressão obtida em uma dada vazão de ar é bem superior no novo ventilador, enquanto o antigo chegava a pressões da ordem de 1000Pa, esse novo obteve pressões que circundam 1800Pa.

5.1.3.1 Calibração do Tubo de Pitot fixo

Para facilitar as leituras de vazão e de perda de carga, um tubo de Pitot fixo foi instalado na saída do ventilador de exaustão, conforme descrito anteriormente.

Nas tabelas abaixo, têm-se os dados obtidos durante a calibração do tubo de Pitot fixo. A Tabela 8 contém os dados provenientes do equipamento Airflow, sendo as seis leituras necessárias para abranger toda a seção transversal do duto. A Tabela 9 refere-se às medidas feitas no manômetro instalado ao tubo de Pitot fixo, assim têm-se dados a serem correlacionados para a perfeita calibração do mesmo.

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Avaliação de um secador vibro-fluidizado

Tabela 8: Dados obtidos com tubo de Pitot Airflow.

Posição	Leituras Tubo de Pitot (kPa)						
1	0,20	0,31	1,20	0,55	0,74	0,80	0,87
2	0,15	0,42	1,56	0,51	0,68	0,77	0,77
3	0,12	1,25	1,48	0,42	0,56	0,63	0,65
4	0,55	1,79	1,30	0,38	0,59	0,71	0,75
5	0,80	1,08	1,25	0,32	0,54	0,67	0,71
6	0,77	0,77	1,22	0,25	0,46	0,51	0,66
Fator de multiplicação	0,10	0,10	0,20	1,00	1,00	1,00	1,00
Média corrigida (kPa)	0,04	0,09	0,27	0,41	0,60	0,68	0,74
Velocidade (m/s)	8,96	13,16	22,21	27,35	33,16	35,49	36,91

Tabela 9: Dados obtidos com o Pitot Fixo.

Temperatura (°C)	30,0	28,0	28,0	28,0	28,0	28,0	29,0
Densidade água (kg/m ³)	995,16	995,76	995,76	995,76	995,76	995,76	995,46
Leitura superior (mmH ₂ O)	2	-2	-10	-19	-29	-32	-34
Leitura inferior (mmH ₂ O)	5	9	17	25	34	38	40
ΔP (mmH ₂ O)	3	11	27	44	63	70	74
ΔP (kPa)	0,03	0,11	0,26	0,43	0,62	0,68	0,72

A partir destes dados fez-se a relação do diferencial de pressão (em mmH₂O e em kPa) com a velocidade do fluxo de ar na tubulação, de acordo com a equação 149 (Figura 5.1-5).

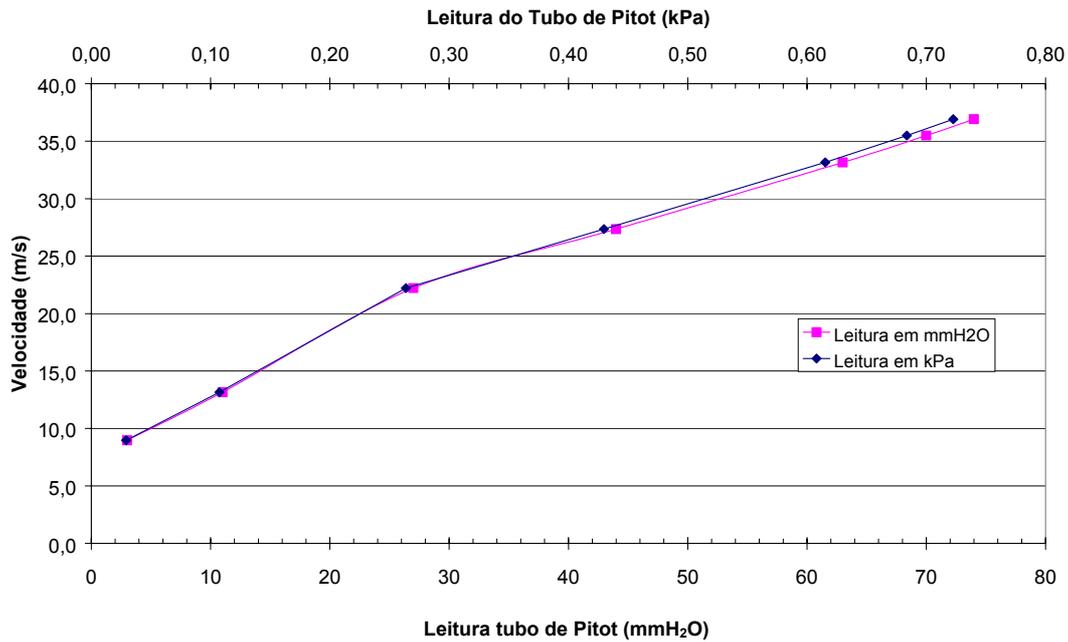


Figura 5.1-5: Curvas que demonstram a relação velocidade x pressão estática.

Tabela 10: Parâmetros da relação proposta na equação 149.

Parâmetros	kPa	mmH₂O
a	13,30	3,42
b	9,42	1,53
Erro relativo (%)	3,95	3,94
R ²	0,998	0,998

A equação que correlaciona a velocidade do ar no interior da tubulação com o diferencial de pressão do tubo de Pitot apresentou um excelente ajuste aos dados experimentais obtidos.

5.1.3.2 Perda de carga devido ao leito de secagem

Com o novo ventilador e o tubo de Pitot instalados, partiu-se para a coleta de dados de perda de carga e vazão no sistema completo fechado (toda a vazão que entra no ventilador de insuflamento sai no ventilador de exaustão) e com a saída de sólidos aberta (dependendo da configuração das válvulas de regulação de ar, tinha-se uma saída ou entrada de ar pela saída de sólidos). Não se desconsiderou a perda de carga devido ao leito de secagem.

A perda de carga devido ao leito de secagem (tela do secador) foi determinada fechando a saída e entrada do secador, colocando a válvula de exaustão na posição 1 (toda aberta) e utilizando o ventilador de exaustão desligado (evitando interferências nas medidas). Então, com o ventilador de insuflamento funcionando, mediu-se o diferencial de pressão e a pressão estática em cada câmara, assim como a velocidade no tubo de Pitot fixo, já que o sistema estava trabalhando fechado (Figura 5.1-6).

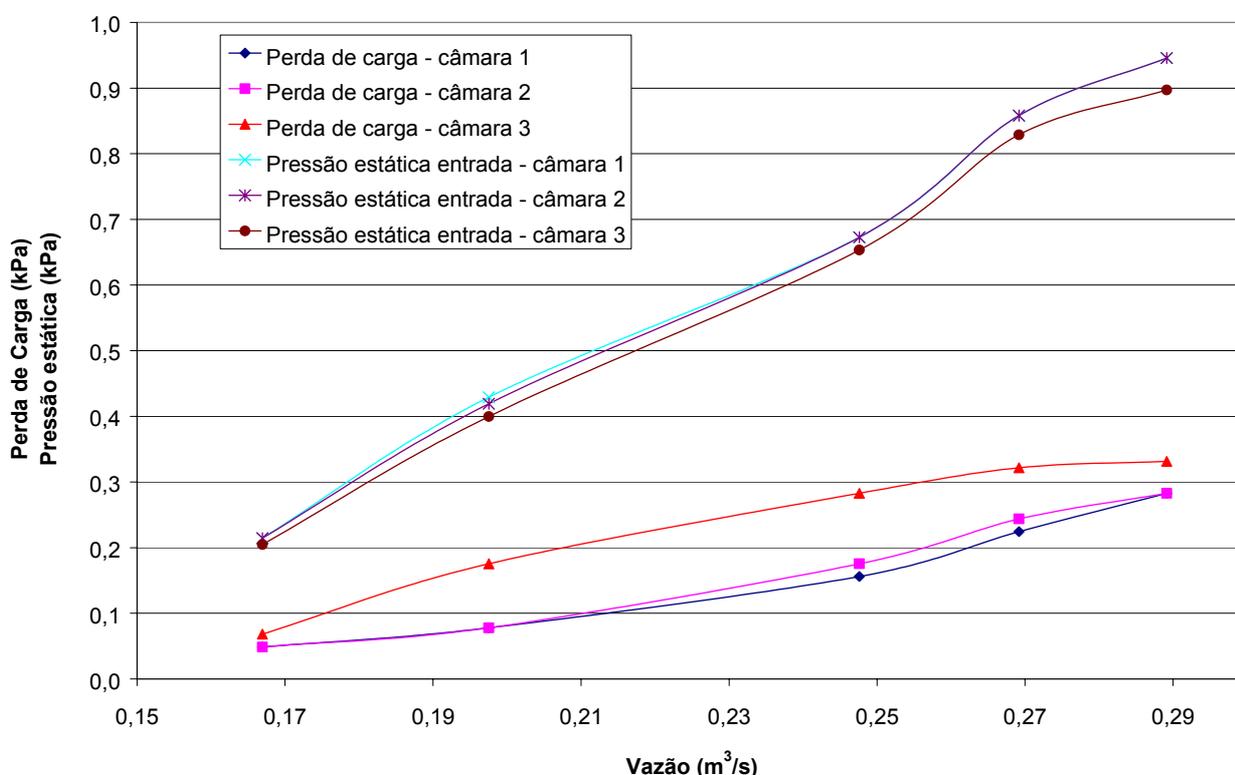


Figura 5.1-6: Perda de carga devido à tela de secagem.

A câmara 1 corresponde à câmara de saída de produto, a câmara 2 intermediária e a câmara 3 a alimentação do produto. Assim, a câmara 3 se encontra mais afastada dos ventiladores.

Os valores da Figura 5.1-6 mostram que o novo ventilador de insuflamento é adequado. A diferença existente entre a perda de carga na câmara 3 e as demais deve ter sido ocasionada por algum vazamento ou então a tela nesta câmara não se apresentava totalmente limpa.

5.1.3.3 Resultados do sistema de secagem

Os dados obtidos com o secador totalmente fechado, ou seja, a alimentação e a descarga fechadas, estão mostrados nas Tabelas 11, 12 e 13. O valor da vazão foi obtido multiplicando a área da tubulação de saída do ventilador de exaustão (15cm de diâmetro) pela velocidade obtida pelo Pitot fixo. As pressões estáticas foram obtidas com o manômetro fixo, medindo-se o diferencial de pressão entre a entrada e saída e a pressão estática de saída (com uma entrada do manômetro ao ambiente), e depois adicionando esses valores para obter a pressão estática de entrada. Foram realizadas 16 repetições, para 4 posições das 3 válvulas de entrada e 1 válvula de saída.

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Avaliação de um secador vibro-fluidizado

Tabela 11: Resultados obtidos com o sistema fechado.

Combinação: Exaustão X Insuflamento	Vazão (m ³ /s)	Pressão estática entrada secador (kPa)			Pressão estática saída secador (kPa)		
		Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3
1 x 1	0,647	0,51	0,53	0,56	0,09	0,21	0,23
1 x 6	0,620	0,13	0,01	0,00	-0,29	-0,21	-0,18
1 x 7	0,588	-0,59	-0,69	-0,66	-0,84	-0,77	-0,74
1 x 8	0,538	-1,32	-1,30	-1,27	-1,39	-1,35	-1,35
5 x 1	0,523	0,85	0,89	0,92	0,54	0,62	0,65
5 x 6	0,495	0,44	0,36	0,31	0,11	0,18	0,19
5 x 7	0,460	-0,20	-0,19	-0,18	-0,29	-0,25	-0,23
5 x 8	0,429	-0,72	-0,73	-0,72	-0,80	-0,76	-0,76
6 x 1	0,409	1,12	1,17	1,16	0,90	0,97	0,97
6 x 6	0,402	0,72	0,63	0,60	0,48	0,51	0,51
6 x 7	0,395	0,17	0,11	0,12	0,02	0,05	0,06
6 x 8	0,381	-0,31	-0,31	-0,28	-0,36	-0,33	-0,31
8 x 1	0,167	1,41	1,42	1,44	1,34	1,35	1,37
8 x 6	0,149	1,15	1,15	1,14	1,10	1,10	1,11
8 x 7	0,149	0,80	0,78	0,78	0,76	0,76	0,76
8 x 8	0,129	0,39	0,38	0,39	0,37	0,37	0,37

Observa-se que dependendo da combinação das válvulas de entrada (insuflamento) e saída (exaustão), têm-se pressões positivas ou negativas no interior do secador.

Tabela 12: Resultados obtidos como ventilador de insuflamento com o sistema fechado.

Combinação: Exaustão X Insuflamento	Vazão (m ³ /s)	Média Amperagem (A)	Potência elétrica (W)	Pressão estática saída ventilador (kPa)	Potência útil (W)	Rendimento (%)
1 x 1	0,647	13,3	4369,4	0,78	505,1	11,56
1 x 6	0,620	10,3	3386,3	1,17	726,7	21,46
1 x 7	0,588	9,0	2949,3	1,37	803,7	27,25
1 x 8	0,538	7,9	2599,8	1,51	814,9	31,34
5 x 1	0,523	11,0	3604,7	0,98	510,3	14,16
5 x 6	0,495	10,0	3277,0	1,22	604,5	18,45
5 x 7	0,460	8,5	2774,6	1,37	629,2	22,68
5 x 8	0,429	7,8	2545,2	1,46	628,2	24,68
6 x 1	0,409	10,0	3277,0	1,22	499,2	15,23
6 x 6	0,402	9,4	3080,4	1,32	530,0	17,21
6 x 7	0,395	8,3	2709,0	1,42	559,4	20,65
6 x 8	0,381	7,5	2446,9	1,51	576,2	23,55
8 x 1	0,167	8,4	2752,7	1,37	228,2	8,29
8 x 6	0,149	8,1	2665,3	1,42	211,4	7,93
8 x 7	0,149	7,6	2501,5	1,56	233,3	9,33
8 x 8	0,129	7,3	2392,2	1,56	202,0	8,45

Como era esperado, à medida que se fechavam as válvulas de insuflamento a pressão estática na saída do ventilador aumentava com a diminuição da vazão, assim como a sua potência útil e seu rendimento, exceto para a combinação com a válvula de exaustão na posição 8, onde esse comportamento não foi observado, resultando também nos piores valores de rendimento. Este fato é explicado pela introdução de uma grande perda de carga pelo fechamento da válvula de exaustão.

Tabela 13: Resultados obtidos com o ventilador de exaustão com o sistema fechado.

Combinação: Exaustão X Insuflamento	Vazão (m ³ /s)	Média Amperagem (A)	Potência elétrica (W)	Pressão estática saída ventilador (kPa)	Potência útil (W)	Rendimento (%)
1 x 1	0,647	16,0	5243,3	1,12	726,1	13,85
1 x 6	0,620	14,2	4642,5	1,46	908,4	19,57
1 x 7	0,588	13,3	4369,4	1,27	746,3	17,08
1 x 8	0,538	12,2	3987,1	1,07	578,3	14,50
5 x 1	0,523	13,0	4260,2	1,03	535,9	12,58
5 x 6	0,495	11,5	3768,6	0,98	483,6	12,83
5 x 7	0,460	11,0	3604,7	0,88	404,5	11,22
5 x 8	0,429	10,5	3440,9	0,78	335,1	9,74
6 x 1	0,409	10,3	3386,3	0,59	239,6	7,08
6 x 6	0,402	9,4	3080,4	0,54	215,9	7,01
6 x 7	0,395	9,2	3025,8	0,49	192,9	6,37
6 x 8	0,381	8,9	2905,6	0,46	174,7	6,01
8 x 1	0,167	5,9	1933,5	0,07	12,2	0,63
8 x 6	0,149	5,8	1900,7	0,07	10,2	0,54
8 x 7	0,149	5,3	1736,8	0,06	9,5	0,55
8 x 8	0,129	5,3	1736,8	0,05	6,9	0,40

A pressão estática na saída do ventilador diminui com a diminuição da vazão. No ventilador de insuflamento, as válvulas se encontravam após a saída do ventilador, bloqueando a passagem do ar e conseqüentemente aumentando a pressão estática. Já no ventilador de exaustão, as mesmas se encontravam na entrada, ou seja, impediam a entrada do ar, e conseqüentemente resultando em menores valores de pressão estática na saída, que se encontrava totalmente sem obstruções.

Os melhores rendimentos foram obtidos para as posições 1 e 5 da válvula de exaustão, com vazões maiores que 0,43m³/s. Este resultado está de acordo com o resultado anteriormente mostrado com o ventilador de insuflamento antigo (BROD, PARK e ALMEIDA, 2001).

Esta situação do sistema de secagem em regime fechado é encontrada quando a descarga do produto se faz em um recipiente fechado, não entrando em contato com o ar ambiente, situação importante na indústria, justificando o seu estudo.

No presente caso, isso não foi possível (já que era necessário trabalhar com grande volume de produto). Assim, estes estudos também foram realizados com a descarga do secador em aberto, conforme mostrado nas Tabelas 14, 15 e 16. Já que as condições com as válvulas na posição 8 (quase fechadas) não eram satisfatórias, conduziram-se os experimentos com as válvulas nas 3 posições iniciais, resultando em 9 corridas. Além disso, observam-se nas tabelas que agora existem dois valores de vazão do ar: um de entrada (medida na saída do ventilador de insuflamento) e outro de saída (medido no Pitot fixo, saída do ventilador de exaustão). A diferença entre estes dois valores é a quantidade de ar que entrou ou saiu pela descarga do secador.

Tabela 14: Resultados obtidos com o sistema aberto.

Combinação: Exaustão X Insuflamento	Vazão (m ³ /s)		Pressão estática entrada secador (kPa)			Pressão estática saída secador (kPa)		
	Entrada	Saída	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3	Câmara 1	Câmara 2	Câmara 3
1 x 1	0,803	0,633	0,66	0,63	0,64	0,02	0,00	-0,10
1 x 6	0,598	0,633	0,19	0,33	0,53	-0,08	-0,10	-0,21
1 x 7	0,419	0,602	-0,17	-0,08	0,10	-0,27	-0,29	-0,40
5 x 1	0,783	0,512	0,77	0,76	0,79	0,17	0,17	0,13
5 x 6	0,578	0,478	0,32	0,39	0,59	0,02	0,02	-0,05
5 x 7	0,401	0,484	0,08	0,11	0,27	-0,06	-0,07	-0,14
6 x 1	0,737	0,402	0,87	0,85	0,84	0,33	0,31	0,26
6 x 6	0,559	0,388	0,38	0,47	0,64	0,11	0,12	0,08
6 x 7	0,391	0,395	0,13	0,16	0,33	0,00	0,00	-0,02

Dependendo da combinação das válvulas, tem-se uma entrada ou saída de ar pela descarga do secador, verificada pela diferença entre as vazões de entrada e saída. Observa-se que a câmara 3 apresentou valores bem diferentes das demais, pois esta é a câmara mais perto da descarga de sólidos do secador, sendo, assim, a câmara com mais interferência do ar que entrava ou saía. Pressões estáticas negativas na saída do secador indicam que o ventilador de exaustão está insuflando mais ar do que o ventilador de insuflamento, resultando também em uma entrada a mais de ar pela descarga.

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Avaliação de um secador vibro-fluidizado

Tabela 15: Resultados obtidos com o ventilador de insuflamento com o sistema aberto.

Combinação: Exaustão X Insuflamento	Vazão entrada (m ³ /s)	Média Amperagem (A)	Potência elétrica (W)	Pressão estática saída ventilador (kPa)	Potência útil (W)	Rendimento (%)
1 x 1	0,803	12,3	4041,7	0,73	587,8	14,54
1 x 6	0,598	10,0	3277,0	1,17	701,1	21,39
1 x 7	0,419	8,7	2840,1	1,42	592,6	20,87
5 x 1	0,783	12,0	3932,4	0,83	649,5	16,52
5 x 6	0,578	9,8	3211,5	1,22	706,0	21,98
5 x 7	0,401	8,5	2785,5	1,42	567,9	20,39
6 x 1	0,737	11,7	3823,2	0,93	684,0	17,89
6 x 6	0,559	9,8	3222,4	1,27	709,8	22,03
6 x 7	0,391	8,5	2796,4	1,46	572,1	20,46

Com o sistema aberto o ventilador de insuflamento apresentou os maiores valores de rendimento com as válvulas de insuflamento na posição 6, mantendo a tendência do sistema fechado.

Tabela 16: Resultados obtidos com o ventilador de exaustão com o sistema aberto.

Combinação: Exaustão X Insuflamento	Vazão saída (m ³ /s)	Média Amperagem (A)	Potência elétrica (W)	Pressão estática saída ventilador (kPa)	Potência útil (W)	Rendimento (%)
1 x 1	0,633	15,0	4915,6	1,66	1051,7	21,39
1 x 6	0,633	15,0	4915,6	1,61	1020,7	20,77
1 x 7	0,602	14,3	4697,1	1,51	911,1	19,40
5 x 1	0,512	11,7	3823,2	0,98	499,8	13,07
5 x 6	0,478	11,3	3714,0	0,93	443,5	11,94
5 x 7	0,484	11,5	3768,6	0,93	448,9	11,91
6 x 1	0,402	9,6	3146,0	0,54	215,9	6,86
6 x 6	0,388	9,3	3047,6	0,51	197,0	6,46
6 x 7	0,395	9,3	3036,7	0,49	192,9	6,35

Para o ventilador de exaustão, os maiores valores de rendimentos foram observados para as combinações com as válvulas de insuflamento na posição 1. A tendência do comportamento observado no sistema fechado foi mantida no sistema aberto.

Para os testes de secagem foi utilizada a combinação 5 x 6, com uma vazão de entrada do ar de 0,58m³/s. Esta escolha é para permitir que as partículas apresentem um comportamento fluidizado (observação visual), que as aberturas de alimentação e descarga

do secador apresentassem pressão próxima à atmosférica. Além disso, nesta condição de operação o ventilador de insuflamento novo apresenta um rendimento superior ao do ventilador antigo, corroborando assim, a necessidade desta substituição.

Para a determinação do consumo energético durante a secagem, os dados de potência dos ventiladores para esta combinação foram utilizados.

5.2 PERDA DE CARGA DEVIDO AOS SÓLIDOS

Pela leitura do item 5.1.3.2. confirmou-se que a perda de carga no leito de secagem é muito alta. Para todas as vazões de sólidos utilizadas não foi verificada variação significativa na leitura dos manômetros de pressão, o que impossibilitou uma análise da perda de carga na tela com produto. Assim a perda de carga pela presença do sólido é insignificante em relação à perda de carga no leito de secagem.

5.3 VAZÃO DE SÓLIDOS

Na Tabela 17, a seguir, estão os dados e os resultados finais para a obtenção da vazão do alimentador. Para cada frequência tem-se o tempo de coleta e cinco repetições da massa de sólidos coletada.

Tabela 17: Dados e resultados obtidos da vazão de sólidos do alimentador

Frequência (Hz)	Média massa (g)	Desvio (g)	Coefficiente de variação (%)	Vazão (kg/s)
2,5	682,64	79,63	11,66	22,75
3,5	1019,70	32,13	3,15	33,99
5,0	990,17	68,01	6,87	49,51
7,5	1441,25	44,25	3,07	72,06
10,0	2014,28	102,48	5,09	100,71
12,5	1396,22	37,92	2,72	139,62
15,0	1581,27	80,89	5,12	158,13
20,0	2046,19	187,83	9,18	204,62

Houve pouca variação das repetições de medida de massa, exceto para a frequência de 2,5Hz e 20Hz que apresentaram um coeficiente de variação próximo a 10%. A variação era esperada, pois representa os extremos da faixa de trabalho do alimentador.

A Figura 5.3-1 mostra o comportamento da vazão (kg/s) em relação à frequência do alimentador (Hz).

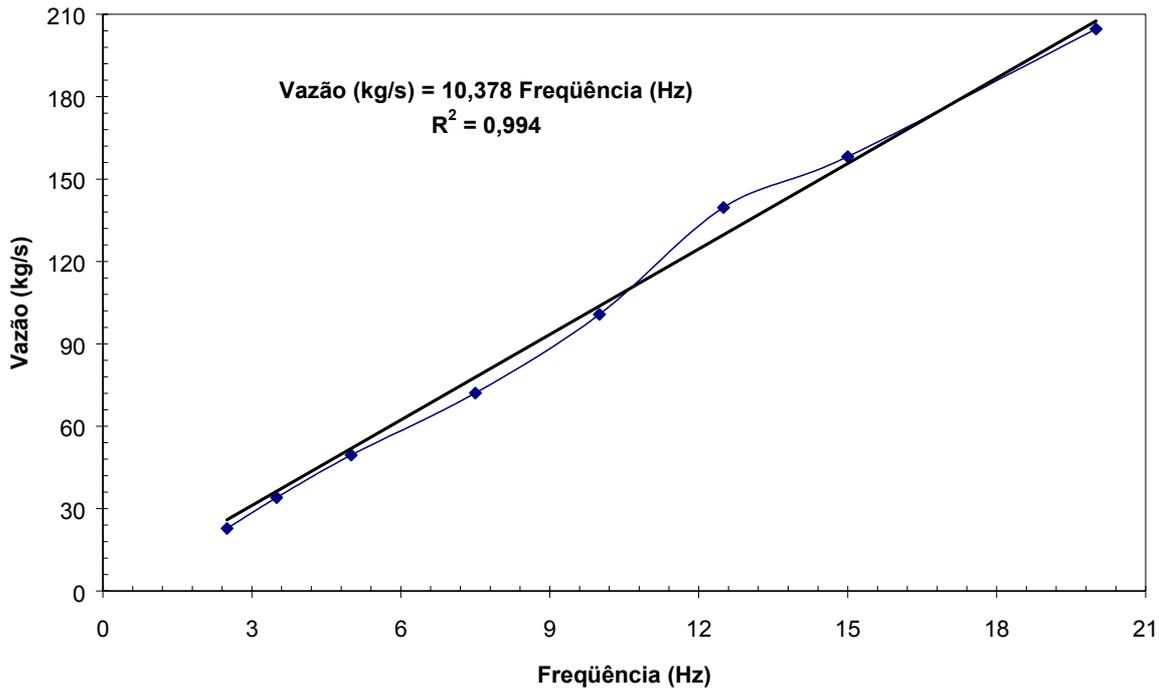


Figura 5.3-1: Frequência x Vazão.

Constata-se que a vazão aumenta linearmente com a frequência, seguindo a equação mostrada no gráfico com coeficiente de determinação igual a 0,994.

5.4 DETERMINAÇÃO DA AMPLITUDE DE VIBRAÇÃO

Através da metodologia descrita anteriormente foi possível determinar a amplitude de vibração do secador em todas as sete possíveis combinações dos excêntricos dos motores, sendo que 1 é a posição de máxima amplitude e a posição 7 de mínima. Sabendo-se que a frequência de vibração é de 60Hz (frequência da rede elétrica), foi possível determinar o adimensional de vibração, Γ , conforme indicado na Tabela 18:

Tabela 18: Determinação do adimensional de vibração

Posição	Amplitude (m 10 ³)	Aceleração Angular (m ² /s)	Adimensional de Vibração, Γ (-)
1	1,51	213,9	21,8
2	1,21	172,0	17,5
3	1,04	147,9	15,1
4	0,89	127,1	13,0
5	0,44	62,2	6,3
6	0,22	31,0	3,2
7	0,15	20,7	2,1

Para as últimas posições de vibração a amplitude é mínima, fato também observado experimentalmente com um movimento mínimo das partículas no leito. Em decorrência da alta frequência de vibração do secador, o adimensional de vibração também resultou em altos valores. Como todos os valores foram maiores que 1, o secador pode ser classificado como *fluidizado vibrado* (Bratu e Jinescu, 1971, apud: GUPTA e MUJUMDAR, 1980 b).

A metodologia desenvolvida, além de inédita, mostrou-se eficiente e essencialmente prática.

5.5 DETERMINAÇÃO DO TEMPO DE RESIDÊNCIA

5.5.1 Em condições industriais

Para estes experimentos, o secador foi utilizado com a sua capacidade máxima, simulando condições industriais. Assim, houve um grande acúmulo de produto ao longo do leito de secagem, formando uma camada espessa e uma maior retenção de material.

A amplitude de vibração, a vazão de sólidos e a velocidade do ar variaram para se analisar a influência da distribuição do tempo de residência. A velocidade do ar foi

determinada de acordo com os estudos fluidodinâmicos de BROD et al. (1999). As condições operacionais e os resultados estão listados na Tabela 19 (BROD, PARK e ALMEIDA, 2002).

Tabela 19: Condições operacionais e resultados da distribuição do tempo de residência para a casca de ovo.

Corrida	vazão do ar (m ³ /s)	Vazão de sólidos (g/s)	Amplitude de vibração (mm)	Tempo de residência (s)*	Variância (s ²)**	Número de dispersão (-)**
1	0,59	31,13	1,5	16,70	107,44	0,258
2		51,89	1,5	24,58	311,01	0,412
3		72,65	1,5	24,16	288,79	0,384
4		103,78	1,5	42,17	966,54	0,457
5		155,67	1,5	34,22	697,41	0,555
6		207,56	1,5	42,85	1036,16	0,494
7		31,13	0,9	43,03	2376,19	-
8		51,89	0,9	82,01	1867,28	0,166
9		72,65	0,9	65,23	2926,79	0,804
10		103,78	0,9	67,81	3284,03	0,904
11	0,62	31,13	0,4	147,55	8107,52	0,245
12		72,65	0,4	101,72	3056,77	0,180
13		103,78	0,4	109,23	3351,18	0,169
14	0,65	31,13	1,5	140,61	4349,93	0,126
15		72,65	1,5	134,78	3257,70	0,100
16		103,78	1,5	103,01	2525,72	0,138

* = Equação 19; ** = Equação 22; *** = Equação 32

O tempo de residência apresentou valores de 16,7 a 147,55s, valores estes próximos dos encontrados por HAN, MAI e GU (1991). Já SATIJA e ZUCKER (1986), utilizando aletas no leito de secagem, conseguiram valores bem maiores, da ordem de 12 a 25min.

Em relação ao número de dispersão, encontraram-se valores bem maiores do que os valores encontrados em literatura (Quadro 6).

Para a corrida 7, o número de dispersão não pôde ser encontrado, pois não existia solução numérica para a equação 31 com os parâmetros desta corrida.

A distribuição do tempo de residência (Curva E), a curva F e o tempo de residência estão graficados nas Figuras 5.5-1, 5.5-2, 5.5-3 e 5.5-4.

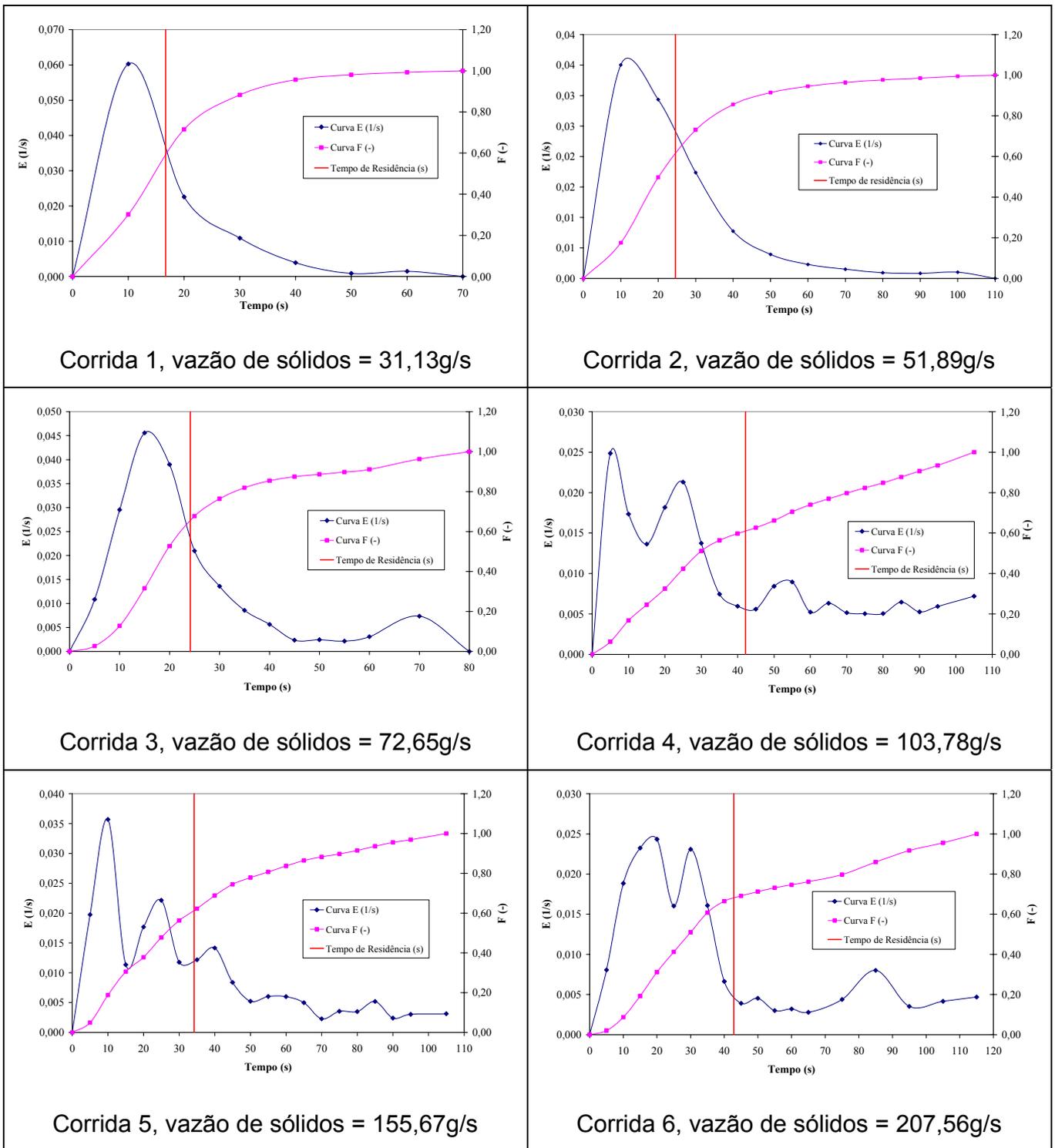


Figura 5.5-1: Curvas da distribuição do tempo de residência para a casca de ovo (vazão do ar = $0,59\text{m}^3/\text{s}$ e amplitude de vibração = $1,5\text{mm}$).

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Avaliação de um secador vibro-fluidizado

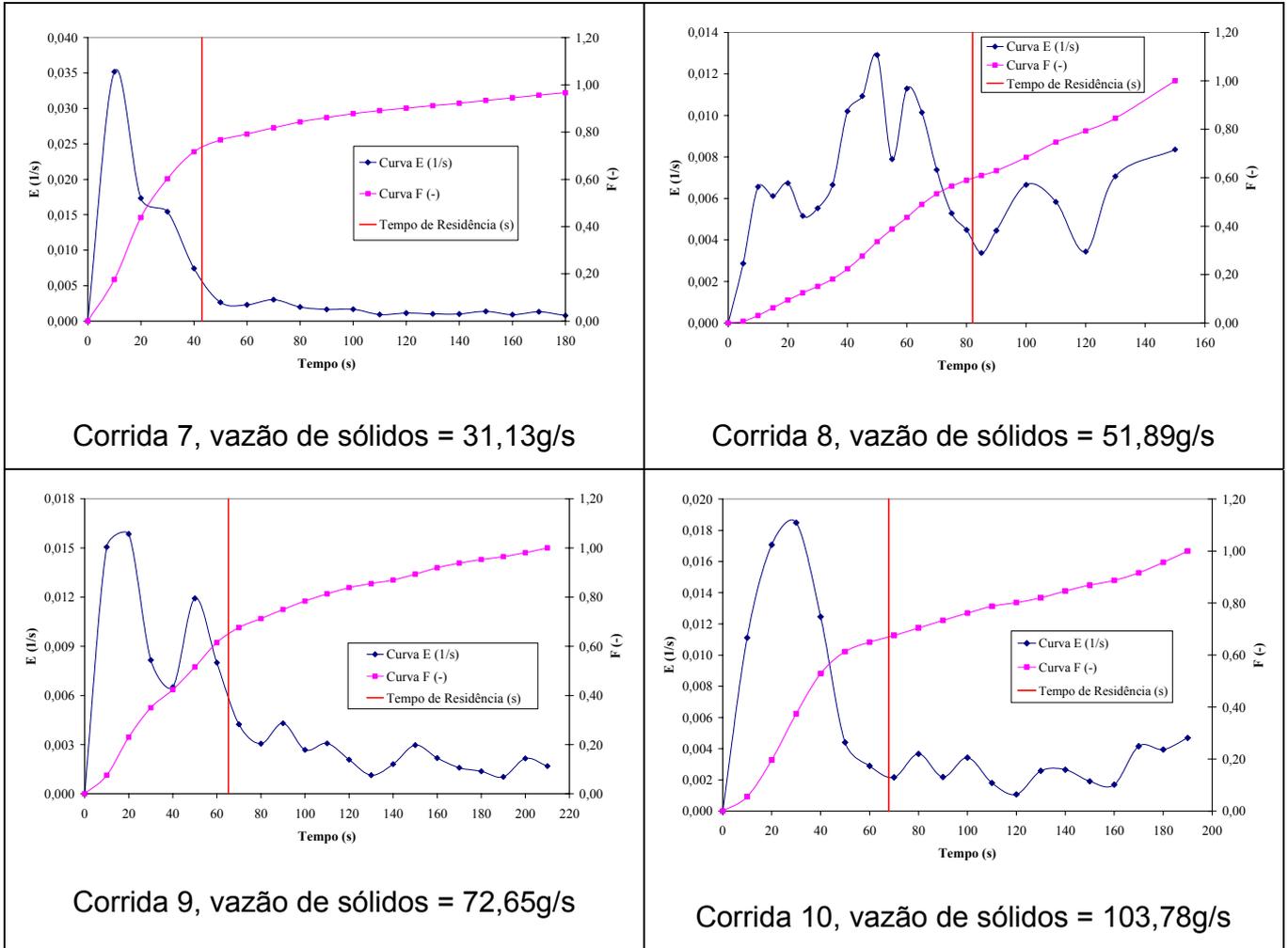


Figura 5.5-2: Curvas da distribuição do tempo de residência para a casca de ovo (vazão do ar = $0,59\text{m}^3/\text{s}$ e amplitude de vibração = $0,9\text{mm}$).

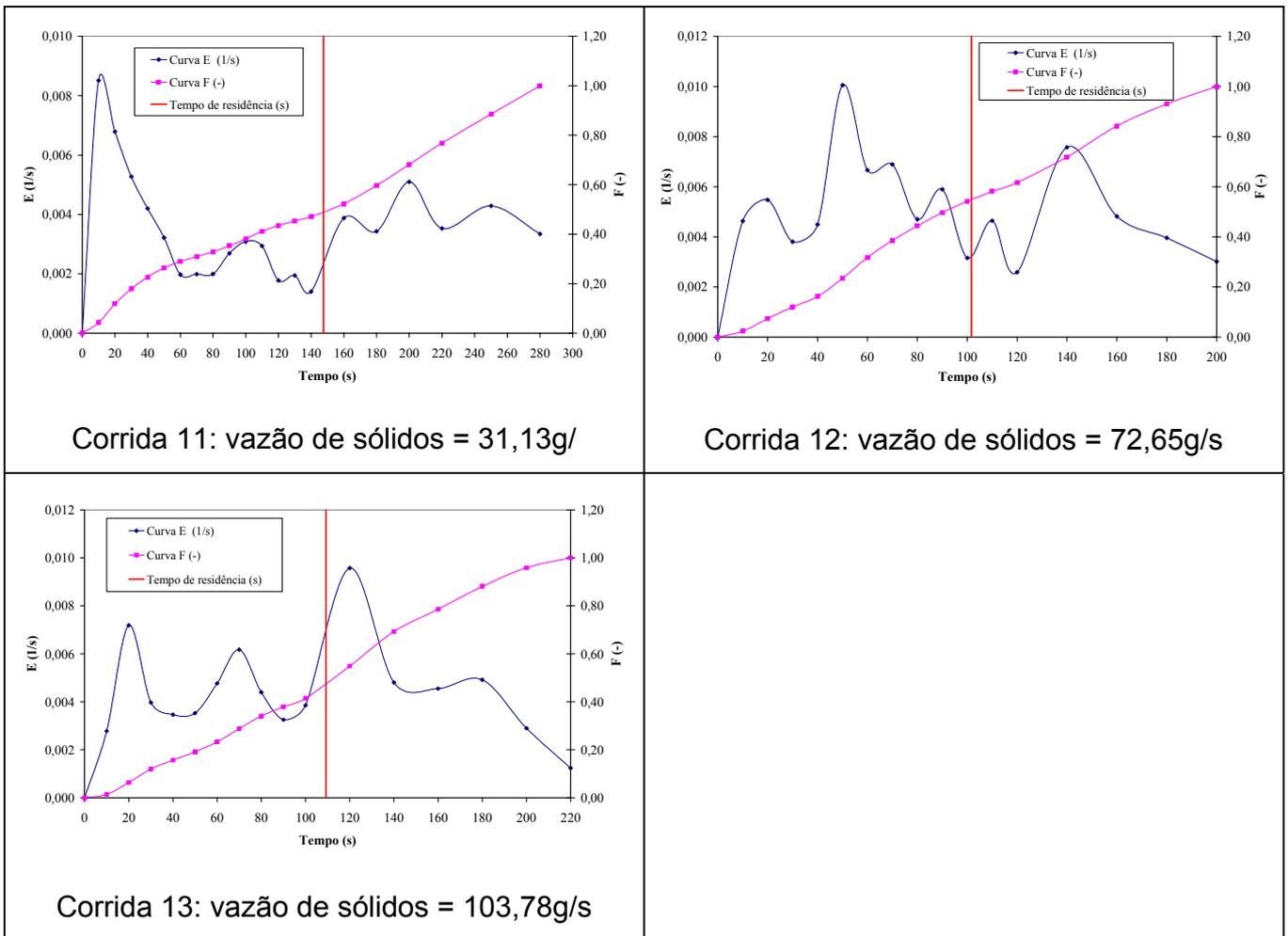


Figura 5.5-3: Curvas da distribuição do tempo de residência para a casca de ovo (vazão do ar = $0,62\text{m}^3/\text{s}$ e amplitude de vibração = $0,4\text{mm}$).

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Avaliação de um secador vibro-fluidizado

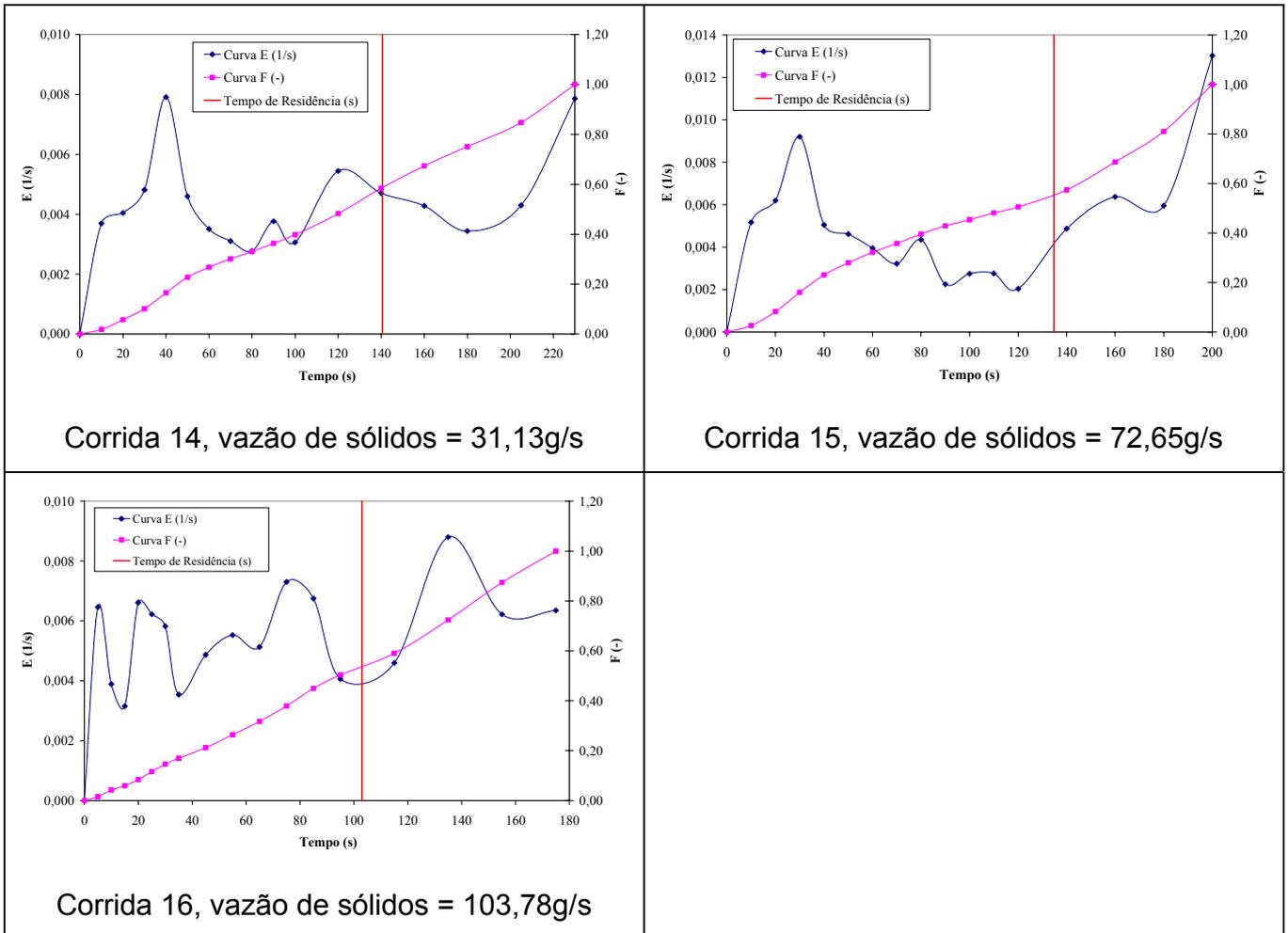


Figura 5.5-4: Curvas da distribuição do tempo de residência para a casca de ovo (vazão do ar = $0,65\text{m}^3/\text{s}$ e amplitude de vibração = $1,5\text{mm}$).

O número de dispersão da partícula (maior que 0,2) e a forma das Curvas E e F mostraram uma grande dispersão, caracterizando um regime com grande dispersão.

A amplitude de vibração e a vazão de ar foram os parâmetros de maior efeito no tempo de residência e no número de dispersão da partícula. Já para SATIJA e ZUCHER (1986) e HAN, MAI e GU (1991) a amplitude de vibração foi o parâmetro de maior influência.

O tempo de residência aumenta com o aumento da vazão de sólidos para valores baixos da vazão de sólidos e para baixas vazões de ar. O tempo de residência diminui com o aumento da vazão de sólidos para altas vazões do ar. O aumento da amplitude de vibração diminui o tempo de residência. Um pequeno acréscimo na vazão de ar acarreta grande aumento do tempo de residência.

5.5.2 Em condições laboratoriais, para os testes de secagem.

Foram utilizados 4 tempos de residência na determinação da cinética de secagem, e para estes experimentos o secador não foi utilizado com a sua maior capacidade (como no item anterior). Devido à limitação da quantidade de material, não foi possível permitir um acúmulo de material no leito.

A amplitude de vibração e a vazão de sólidos foram variadas para se analisar a influência da distribuição do tempo de residência. As condições operacionais e os resultados estão listados na Tabela 20:

Tabela 20: Condições operacionais e resultados da distribuição do tempo de residência para a casca de ovo durante os experimentos de secagem.

Corrida	vazão de ar (m ³ /s)	Amplitude de vibração (mm)	Vazão de sólidos (g/s)	Tempo de residência (s) [*]	Variância (s ²) ^{**}	Número de dispersão (-) ^{***}
a	0,58	1,5	31,13	20,98	220,42	0,392
b			103,78	41,72	697,60	0,273
c	0,4	0,4	31,13	36,45	599,66	0,328
d			103,78	52,64	1007,51	0,237

^{*} = Equação 19; ^{**} = Equação 22; ^{***} = Equação 32

Para estes testes laboratoriais, assim como para os testes industriais, o tempo de residência aumenta com o aumento da vazão de sólidos e diminui com o aumento da amplitude de vibração.

A distribuição do tempo de residência (Curva E), a curva F e o tempo de residência estão registrados na Figura 5.5-5.

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Avaliação de um secador vibro-fluidizado

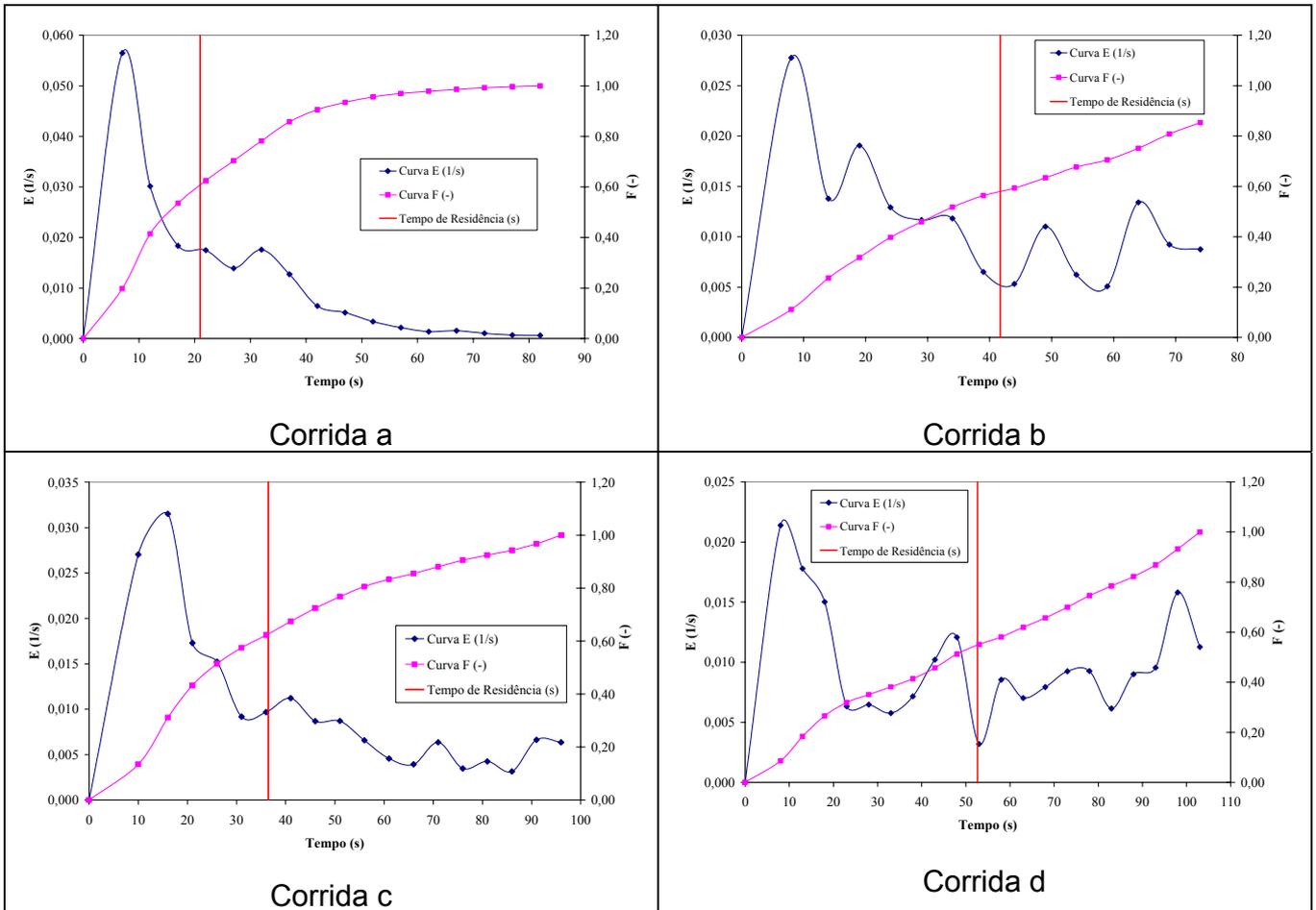


Figura 5.5-5: Curvas da distribuição do tempo de residência para a casca de ovo.

As conclusões encontradas são similares aos testes industriais.

5.6 CALIBRAÇÃO DOS SENSORES DE TEMPERATURA

Os resultados da calibração dos sensores de temperatura (PT 100) estão mostrados na Tabela 21:

Tabela 21: Resultados da calibração dos sensores de temperatura.

Sensor	Parâmetro	Temperatura de calibração (°C)						
		30	40	50	60	70	80	90
1	Média (°C)	30,56	40,51	50,04	60,16	70,02	80,04	89,87
	Desvio Padrão (°C)	0,26	0,33	0,05	0,28	0,21	0,35	0,22
	Coef. Variação (%)	0,85	0,83	0,09	0,46	0,31	0,44	0,25
	Erro relativo à média (%)	1,85	1,29	0,08	0,27	0,03	0,05	-0,14
2	Média (°C)	30,76	40,66	50,60	60,52	70,21	80,19	90,16
	Desvio Padrão (°C)	0,09	0,09	0,13	0,09	0,07	0,05	0,09
	Coef. Variação (%)	0,28	0,21	0,25	0,15	0,10	0,06	0,10
	Erro relativo à média (%)	2,54	1,65	1,20	0,87	0,30	0,24	0,17
3	Média (°C)	30,60	40,45	50,40	60,31	70,01	79,98	89,89
	Desvio Padrão (°C)	0,11	0,12	0,12	0,09	0,09	0,06	0,12
	Coef. Variação (%)	0,37	0,29	0,23	0,15	0,12	0,07	0,13
	Erro relativo à média (%)	2,01	1,13	0,80	0,51	0,01	-0,02	-0,12
4	Média (°C)	30,67	40,57	50,40	60,35	70,10	80,09	90,00
	Desvio Padrão (°C)	0,05	0,05	0,05	0,07	0,05	0,09	0,06
	Coef. Variação (%)	0,15	0,11	0,09	0,12	0,07	0,11	0,06
	Erro relativo à média (%)	2,25	1,42	0,79	0,58	0,14	0,11	0,00
5	Média (°C)	30,85	40,79	50,63	60,63	70,41	80,33	90,27
	Desvio Padrão (°C)	0,05	0,00	0,05	0,00	0,06	0,17	0,05
	Coef. Variação (%)	0,15	0,00	0,09	0,00	0,08	0,22	0,05
	Erro relativo à média (%)	2,82	1,97	1,25	1,05	0,58	0,41	0,30
6	Média (°C)	30,77	40,65	50,37	60,35	70,21	80,17	90,05
	Desvio Padrão (°C)	0,06	0,15	0,10	0,09	0,10	0,20	0,13
	Coef. Variação (%)	0,18	0,36	0,21	0,15	0,15	0,25	0,14
	Erro relativo à média (%)	2,57	1,63	0,73	0,58	0,30	0,21	0,06
7	Média (°C)	30,71	40,63	50,43	60,41	70,22	80,18	90,08
	Desvio Padrão (°C)	0,00	0,06	0,06	0,06	0,00	0,15	0,10
	Coef. Variação (%)	0,00	0,14	0,11	0,09	0,00	0,19	0,11
	Erro relativo à média (%)	2,38	1,58	0,85	0,68	0,32	0,23	0,09
8	Média (°C)	30,60	40,51	50,37	60,33	70,09	79,98	89,90
	Desvio Padrão (°C)	0,05	0,07	0,09	0,05	0,05	0,09	0,09
	Coef. Variação (%)	0,15	0,18	0,18	0,08	0,07	0,11	0,10
	Erro relativo à média (%)	2,00	1,26	0,74	0,56	0,13	-0,03	-0,11
9	Média (°C)	30,69	40,59	50,46	60,38	70,13	80,11	90,00
	Desvio Padrão (°C)	0,00	0,06	0,07	0,05	0,00	0,09	0,10
	Coef. Variação (%)	0,00	0,14	0,15	0,08	0,00	0,12	0,12
	Erro relativo à média (%)	2,31	1,47	0,92	0,63	0,19	0,14	0,00

Calculou-se o erro relativo à média relacionando a temperatura média obtida pelo sensor e a temperatura de calibração.

Os valores indicados pelos sensores de temperatura apresentaram valores bem próximos aos valores de calibração (todos os erros relativos foram abaixo de 2,8%), validando a sua utilização. Nota-se, também, que para temperaturas mais baixas o erro foi

menor. Cada sensor foi colocado no sistema de secagem e a sua localização está indicada a seguir (Tabela 22):

Tabela 22: Descrição dos sensores

Sensor	Descrição
1	Entrada ventilador insuflamento
2	Saída ventilador insuflamento
3	Entrada câmara 1
4	Saída câmara 1
5	Entrada câmara 2
6	Saída câmara 2
7	Entrada câmara 3
8	Saída câmara 3
9	Entrada ventilador exaustão

Existem ainda mais dois sensores que foram instalados no ambiente, um à sombra e outro ao Sol. Não foram apresentados os seus valores de calibração, instalados posteriormente.

5.7 PERDA DE CALOR PARA O AMBIENTE COM O SECADOR VAZIO

Conforme descrito anteriormente, a perda de calor ao ambiente foi estimada levantando-se o perfil de temperatura dos 11 sensores ao longo de todo o sistema de secagem e determinando a média por integração numérica e aritmética destes valores.

Foram utilizadas três temperaturas de controle (60, 70 e 80°C) e três vazões de ar (0,17, 0,41 e 0,65m³/s) totalizando nove experimentos com a saída do secador fechada (condição de sistema fechado). Nas Figuras 5.7-1, 5.7-2 e 5.7-3 são mostrados os perfis de temperatura para todos os 11 sensores para as três temperaturas de controle (ALMEIDA, BROD e PARK, 2002).

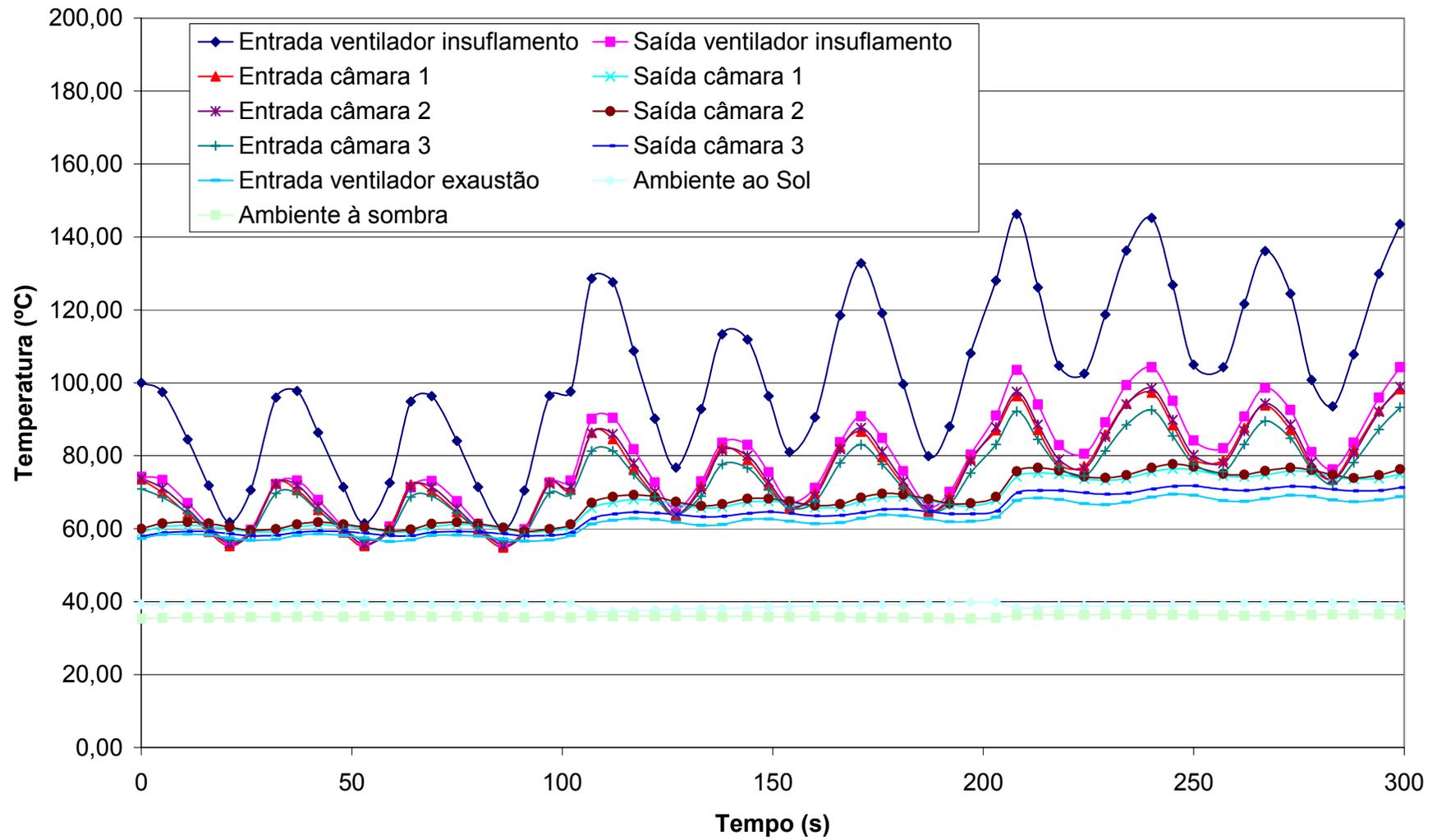


Figura 5.7-1: Perfil de temperatura para vazão de $0,17\text{m}^3/\text{s}$.

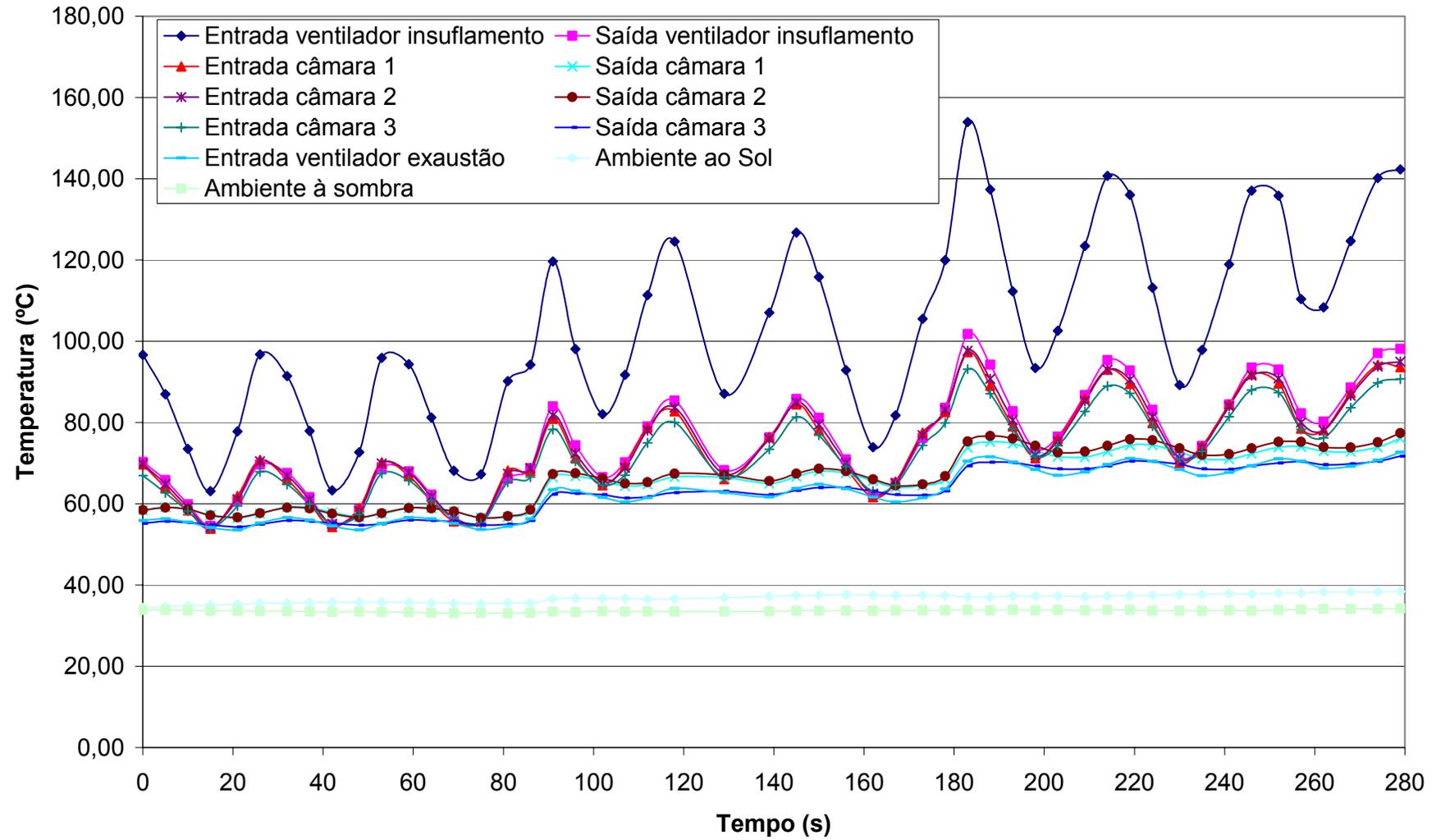


Figura 5.7-2: Perfil de temperatura para vazão de 0,41 m³/s.

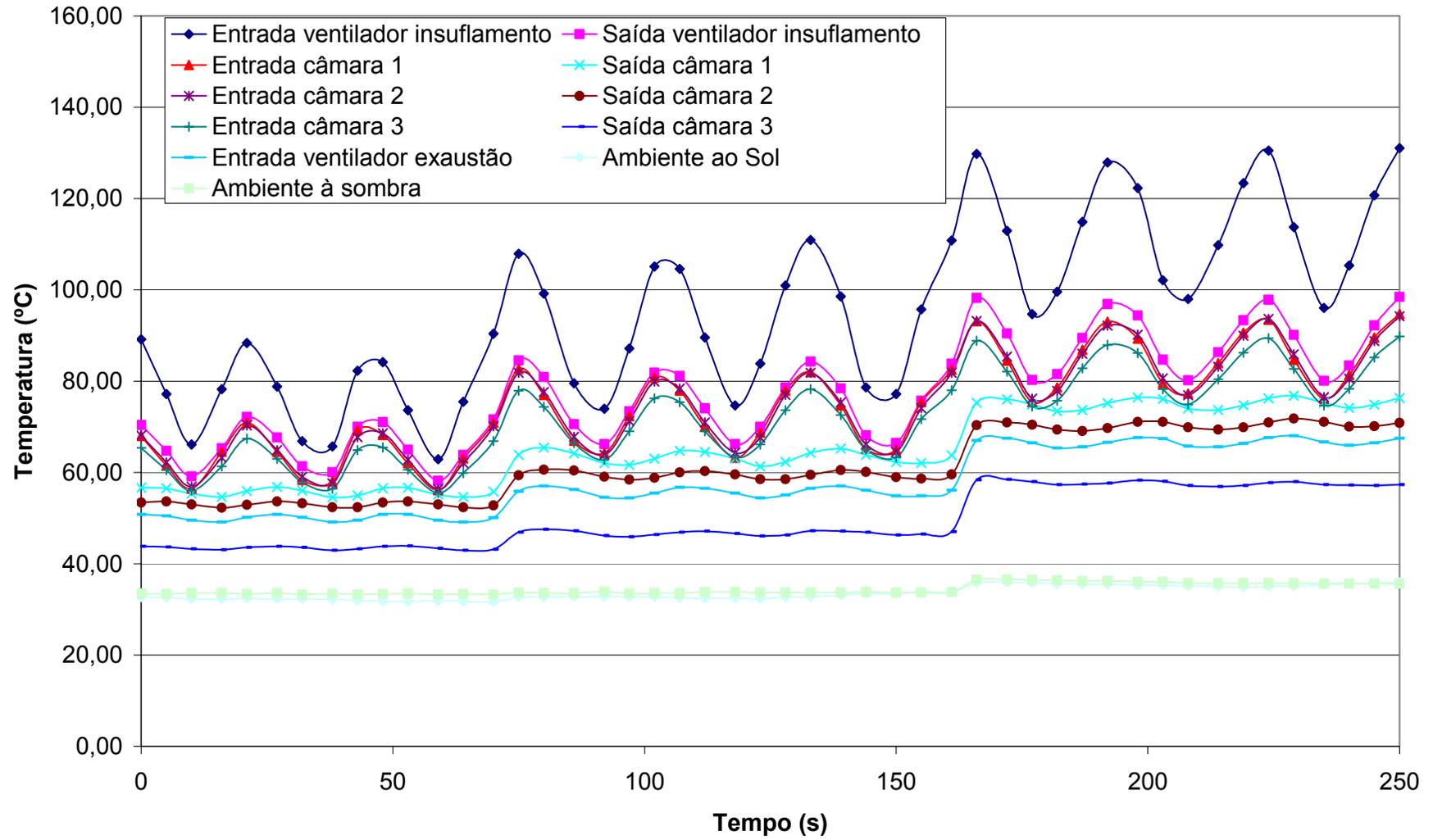


Figura 5.7-3: Perfil de temperatura para vazão de $0,65\text{m}^3/\text{s}$.

Em uma primeira análise destes gráficos, pode-se concluir o seguinte:

- ✓ O sensor *entrada ventilador insuflamento* foi o que apresentou maior variação, devido ao fato de este se encontrar logo após o queimador de gás;
- ✓ Os sensores *entrada câmara 1, 2 e 3 e saída ventilador de insuflamento* (todos posicionados antes do secador) também apresentaram variações;
- ✓ A temperatura ambiente (*sensores ambiente ao sol e à sombra*) manteve-se praticamente constante;
- ✓ Os sensores de saída do secador (*saída câmara 1, 2 e 3 e entrada ventilador de exaustão*) também apresentaram pouca variação, não sendo muito perturbados pelo liga e desliga do controle.

Para uma análise mais acurada, as Tabelas 23 e 24 trazem os dados das médias das temperaturas por integração numérica (equação 154) e aritmética, com os desvios e os coeficientes de variação.

Tabela 23: Tabela com os resultados das temperaturas médias para as vazões de 0,17 e 0,41m³/s.

Local de medição dos sensores de temperatura													
Vazão (m ³ /s)	Tc (°C)	Tm (°C)	E1	S1	Entrada câmara 1	Saída câmara 1	Entrada câmara 2	Saída câmara 2	Entrada câmara 3	Saída câmara 3	E2	Ambiente ao Sol	Ambiente à sombra
0,17	60	Integr.	81,17	65,34	63,96	60,10	64,38	60,68	63,39	58,69	57,64	39,36	35,79
		Arit.	82,14	65,80	64,41	60,08	64,84	60,68	63,77	58,68	57,64	39,37	35,77
		Desvio	14,25	6,88	6,59	0,75	6,64	0,88	5,32	0,50	0,68	0,17	0,19
		CV (%)	17,35	10,45	10,23	1,26	10,24	1,44	8,34	0,86	1,17	0,42	0,52
	70	Integr.	103,26	77,99	75,09	67,06	75,48	67,85	72,96	64,18	62,26	38,64	35,79
		Arit.	104,83	78,78	75,77	67,06	76,18	67,88	73,53	64,17	62,27	38,62	35,79
		Desvio	18,05	8,70	7,84	0,97	7,99	1,07	6,42	0,67	0,79	0,83	0,22
		CV (%)	17,22	11,05	10,34	1,45	10,49	1,57	8,73	1,04	1,27	2,16	0,62
	80	Integr.	119,19	90,18	85,57	74,71	85,94	75,58	82,35	70,68	68,08	39,11	36,37
		Arit.	120,76	91,01	86,28	74,70	86,69	75,61	82,98	70,67	68,09	39,07	36,37
		Desvio	16,86	8,98	7,90	0,92	8,16	1,12	6,68	0,69	0,81	0,42	0,12
		CV (%)	13,96	9,86	9,16	1,24	9,42	1,49	8,05	0,97	1,19	1,07	0,34
0,41	60	Integr.	80,86	62,43	62,11	57,91	62,39	57,90	61,01	55,26	55,15	35,44	33,44
		Arit.	81,85	62,92	62,55	57,97	62,85	57,97	61,40	55,29	55,24	35,40	33,45
		Desvio	12,30	5,60	5,86	0,94	5,73	0,91	4,83	0,49	1,07	0,42	0,27
		CV (%)	15,03	8,91	9,36	1,63	9,12	1,57	7,86	0,89	1,94	1,18	0,82
	70	Integr.	101,37	74,67	73,30	65,93	73,78	66,53	71,83	62,70	62,50	37,05	33,58
		Arit.	102,56	75,27	73,91	65,90	74,37	66,51	72,32	62,67	62,52	37,07	33,59
		Desvio	17,10	7,82	7,55	1,18	7,52	1,26	6,23	0,76	1,34	0,43	0,14
		CV (%)	16,67	10,39	10,22	1,80	10,11	1,90	8,62	1,21	2,15	1,15	0,41
	80	Integr.	120,39	86,03	83,72	73,17	84,11	74,38	81,61	69,65	69,44	37,68	33,86
		Arit.	122,00	86,84	84,37	73,30	84,81	74,53	82,20	69,71	69,59	37,68	33,87
		Desvio	18,75	9,07	8,30	1,42	8,28	1,51	6,96	0,83	1,61	0,48	0,16
		CV (%)	15,37	10,45	9,84	1,94	9,76	2,03	8,47	1,20	2,31	1,26	0,47

Tabela 24: Tabela com os resultados das temperaturas médias para a vazão de 0,65m³/s.

Vazão (m ³ /s)	Tc (°C)	Tm (°C)	Local de medição dos sensores de temperatura										Ambiente ao Sol	Ambiente à sombra
			E1	S1	Entrada câmara 1	Saída câmara 1	Entrada câmara 2	Saída câmara 2	Entrada câmara 3	Saída câmara 3	E2			
0,65	60	Integr.	76,01	65,27	63,21	55,68	63,08	52,99	61,10	43,43	49,97	32,11	33,41	
		Arit.	77,09	65,74	63,70	55,72	63,56	53,00	61,50	43,44	50,01	32,12	33,40	
		Desvio	9,20	4,84	5,21	0,84	4,89	0,51	4,09	0,33	0,66	0,33	0,12	
		CV (%)	11,93	7,37	8,19	1,50	7,70	0,96	6,65	0,76	1,32	1,03	0,36	
	70	Integr.	91,61	74,92	72,62	63,38	72,55	59,49	70,25	46,72	55,72	32,89	33,67	
		Arit.	92,83	75,55	73,31	63,38	73,18	59,46	70,77	46,72	55,72	32,90	33,68	
		Desvio	13,10	6,70	6,88	1,27	6,59	0,75	5,53	0,48	0,90	0,48	0,10	
		CV (%)	14,11	8,87	9,39	2,00	9,01	1,27	7,81	1,02	1,62	1,46	0,31	
	80	Integr.	112,69	88,76	84,90	75,08	84,86	70,34	81,80	57,61	66,64	35,42	35,99	
		Arit.	113,68	89,28	85,41	75,11	85,35	70,35	82,22	57,62	66,67	35,45	35,99	
		Desvio	12,75	6,70	6,53	1,08	6,38	0,75	5,44	0,49	0,83	0,35	0,34	
		CV (%)	11,22	7,51	7,65	1,44	7,48	1,07	6,62	0,85	1,25	0,98	0,95	

Onde: Tc = temperatura de controle, Tm = temperatura média, E1 = entrada ventilador insuflamento, E2 = entrada ventilador exaustão, S1 = saída ventilador insuflamento, Integr. = calculada por integração numérica, Arit. = calculada por média aritmética.

-
- ✓ Preliminarmente, não houve diferença significativa entre as determinações das médias por integração numérica e por aritmética;
 - ✓ Para todas as temperaturas e vazões, o valor das temperaturas médias na entrada das câmaras do secador foi maior do que a temperatura controlada. Para todas as vazões os sensores da entrada e saída do ventilador de insuflamento apresentaram altos valores de coeficiente de variação. Este fato é explicado pela grande inércia térmica do sistema, característica de aquecedores a gás que trabalham com altas pressões. No queimador do sistema não era possível regular a pressão de entrada do gás e, conseqüentemente, este trabalhava com a pressão máxima;
 - ✓ Os sensores da *câmara 3 (entrada e saída)* apresentaram valores menores do que os das outras câmaras, pois se encontravam mais distantes do queimador;
 - ✓ O sensor *entrada ventilador de exaustão* foi o que apresentou menor temperatura, pois se encontrava no final da tubulação de saída e, conseqüentemente, medindo uma maior perda ao ambiente;
 - ✓ Os sensores *saída câmara 1 e saída câmara 2* praticamente apresentaram as mesmas temperaturas para altas temperaturas e vazões de ar baixas, enquanto os valores das temperaturas do sensor *saída câmara 3* se distanciaram bastante destes dois valores, por estar no início da tubulação;
 - ✓ O sensor *ambiente ao sol* apresentou valores maiores do que o *ambiente à sombra*, como era de se esperar;
 - ✓ Para baixas vazões do ar, a variação de temperatura foi maior.

Para a determinação da perda de calor, determinou-se a potência (energia por tempo) fornecida e/ou perdida seguindo a metodologia do item 4.5 para todos os trechos do sistema de secagem. Os resultados estão indicados nas Figuras seguintes.

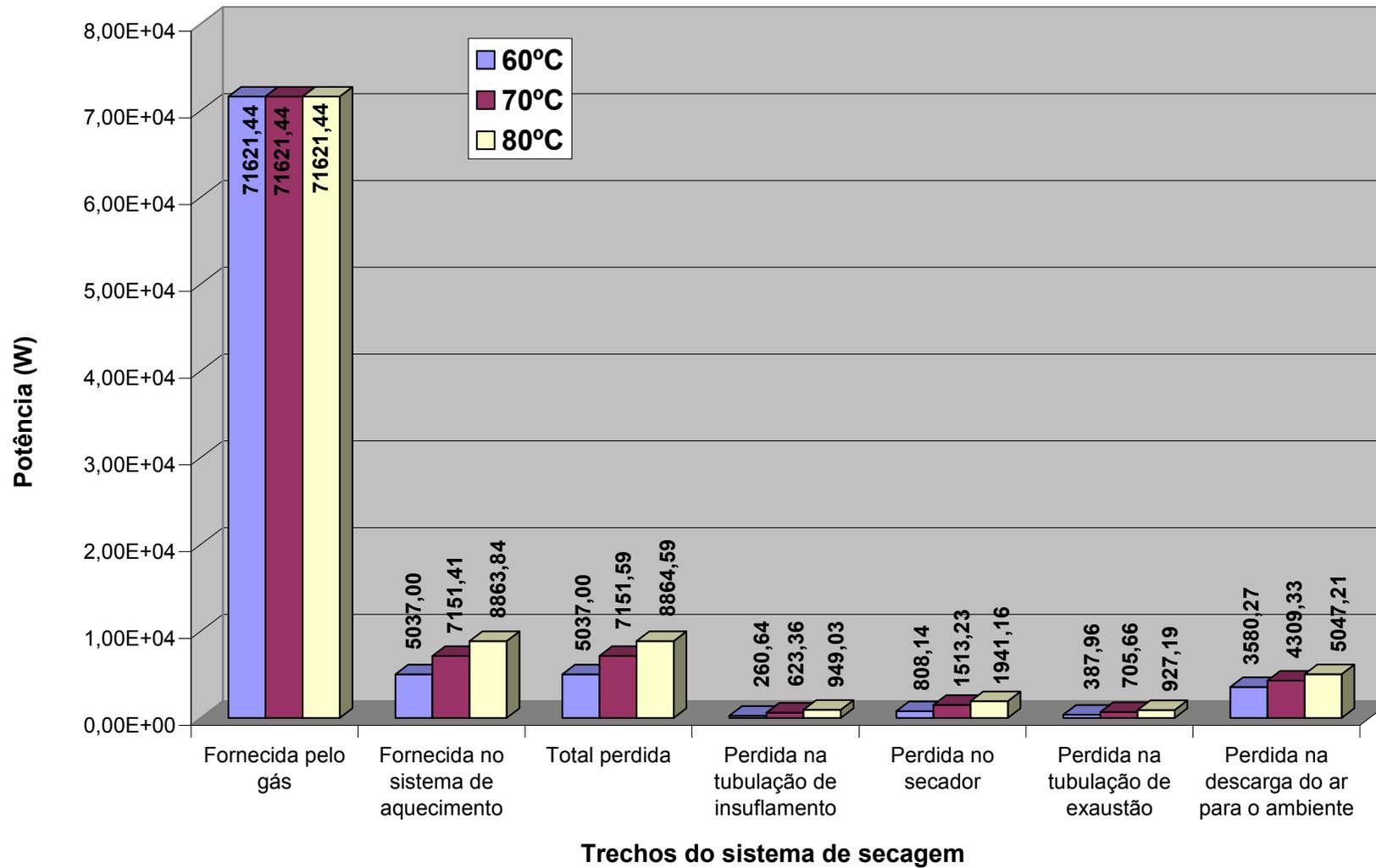


Figura 5.7-4: Potência fornecida ou perdida para a vazão de 0,17m³/s.

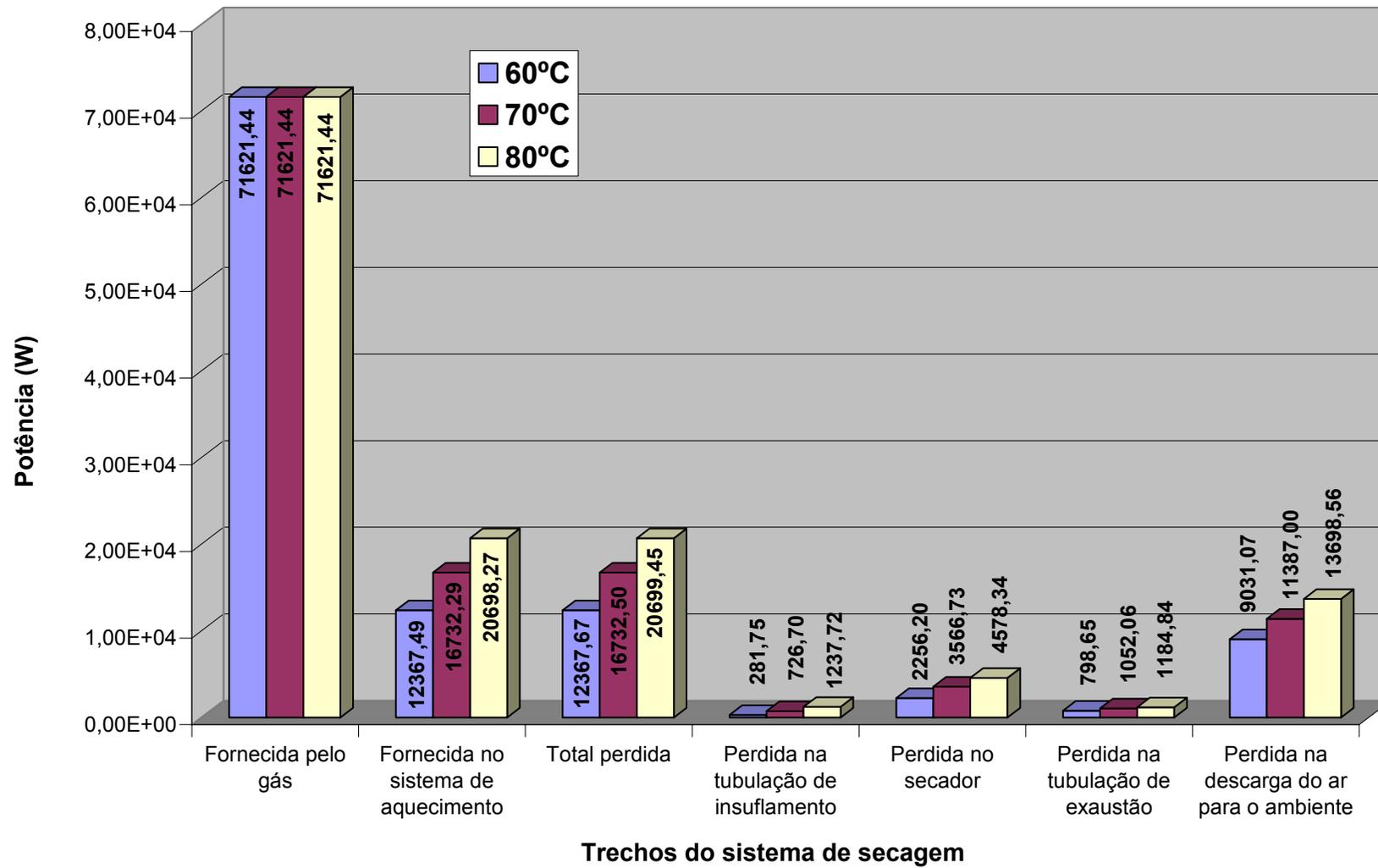


Figura 5.7-5: Potência fornecida ou perdida para a vazão de 0,41m³/s.

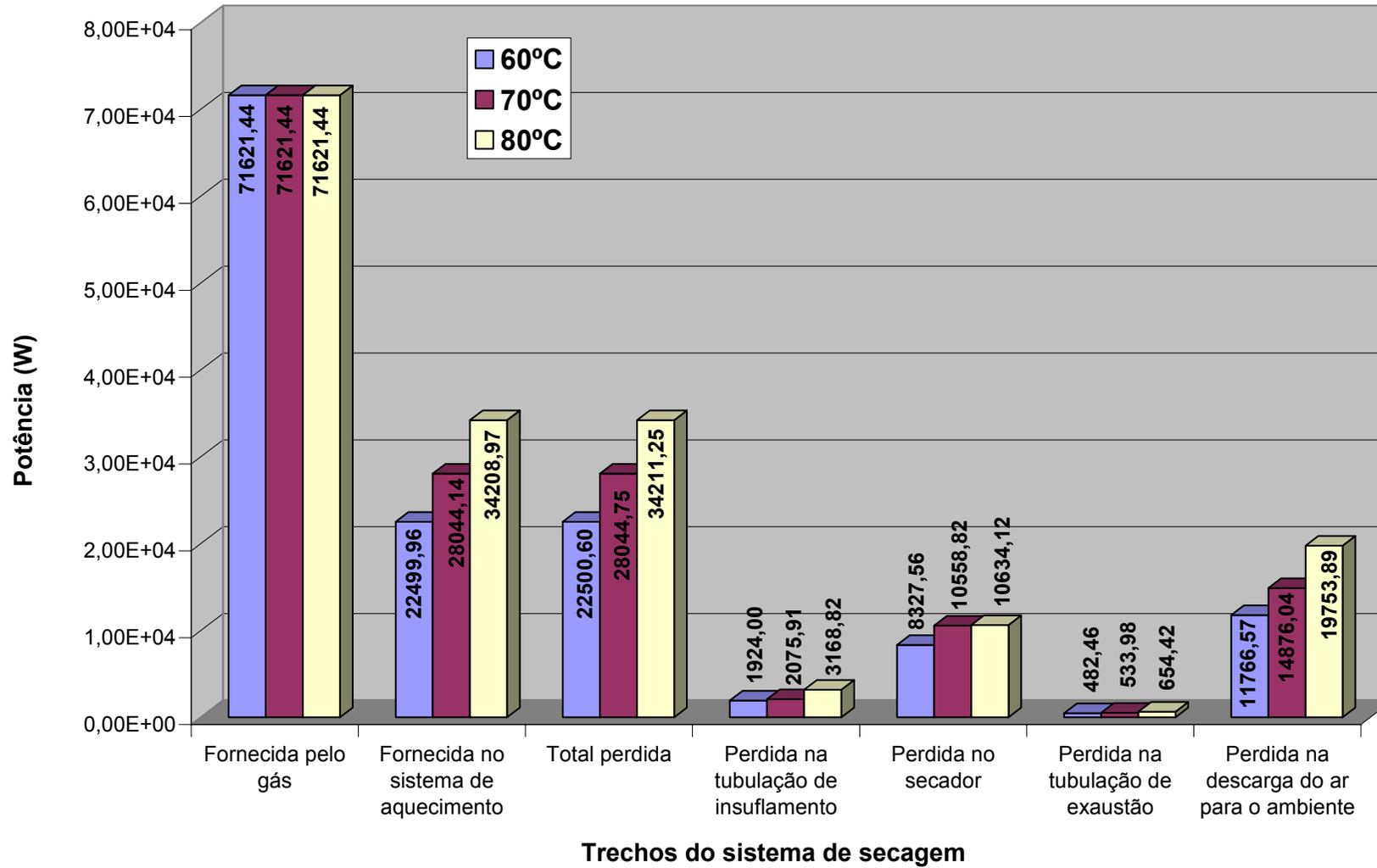


Figura 5.7-6: Potência fornecida ou perdida para a vazão de 0,65m³/s.

A maior perda de calor ocorreu na saída do ventilador de exaustão (*perda na descarga do ar para o ambiente*), devido às maiores diferenças de temperatura (temperatura do ar de entrada no ventilador de exaustão e o ambiente) e confirmando a necessidade de um reaproveitamento do ar para uma economia de energia.

Uma grande perda também foi observada no corpo do secador devido a sua grande área exposta. As menores perdas aconteceram nas tubulações de entrada e saída do ar e no sistema de aquecimento. Conforme esperado, o balanço entálpico foi coerente, mostrando uma igualdade entre a potência fornecida no sistema de aquecimento e a potência perdida total (a pequena variação observada se deve à variação do calor específico do ar).

Observou-se também uma grande diferença de valores entre a potência fornecida pelo gás e a potência fornecida no sistema de aquecimento. Isso se deve à má combustão do gás, perdas de calor no aquecedor e ventilador de insuflamento. A maior causa da má combustão do gás é proveniente da grande capacidade nominal do queimador utilizado (232,4kW ou 200.000kcal/h), bem maior que a potência utilizada no experimento (em torno de 72kW). Assim, esta diferença aumenta com a diminuição da vazão do ar, demonstrando que o queimador deve trabalhar na sua potência nominal, isto é, com altas vazões do ar.

A potência fornecida e a potência perdida aumentam com o aumento da temperatura e da vazão do ar.

Além destes valores para cada corrida de secagem, também foi determinado o consumo energético com o secador vazio: antes de se iniciar a secagem, os dados de temperatura foram coletados. Assim, tem-se o consumo energético para cada condição de secagem.

5.8 PERDA DE CALOR PARA O AMBIENTE DURANTE A SECAGEM (SECADOR COM PRODUTO)

Durante a secagem, também foi medido o perfil de temperatura no sistema de secagem. Com isso, determinou-se a parcela da energia fornecida pelo gás que foi realmente utilizada para o aquecimento do sólido e a parcela que foi perdida para o ambiente.

Para uma melhor comparação, os testes com o secador vazio foram realizados em condições idênticas aos testes do secador com produto.

Neste caso, também foi verificada pouca diferença entre a temperatura média obtida por integração numérica e aritmética, sendo apresentados, portanto, apenas os dados referentes à média aritmética.

A legenda para as corridas está indicada na Tabela 25.

Tabela 25: Legenda para as corridas de secagem

Corrida	Temperatura de secagem (°C)	Vazão do ar (m ³ /s)	Amplitude de Vibração (mm)	Vazão de sólidos (g/s)
1	60	0,58	1,5	31,13
2	60	0,58	1,5	103,78
3	80	0,58	1,5	103,78
4	80	0,58	1,5	31,13
5	60	0,58	0,4	31,13
6	60	0,58	0,4	103,78
7	80	0,58	0,4	31,13
8	80	0,58	0,4	103,78

As Tabelas 26 e 27 apresentam os perfis de temperatura para as amplitudes de vibração utilizadas durante os experimentos de secagem. A tabela 28 está apresentada na forma resumida das tabelas 26 e 27.

Tabela 26: Perfil de temperatura durante a secagem para a amplitude de 0,4mm.

Sensor	Parâmetro	Corridas			
		5	6	7	8
Entrada ventilador insuflamento	Média aritmética (°C)	80,5	81,1	99,7	102,1
	Desvio Padrão (°C)	28,4	25,2	27,4	36,6
	Coef. Variação (%)	35,3	31,0	27,5	35,9
Saída ventilador insuflamento	Média aritmética (°C)	62,6	61,8	79,0	74,9
	Desvio Padrão (°C)	13,3	11,7	14,4	17,8
	Coef. Variação (%)	21,2	18,9	18,3	23,8
Entrada 1	Média aritmética (°C)	61,9	60,8	77,2	73,8
	Desvio Padrão (°C)	10,8	9,4	11,7	15,0
	Coef. Variação (%)	17,5	15,5	15,2	20,3
Entrada 2	Média aritmética (°C)	61,2	60,0	75,7	71,9
	Desvio Padrão (°C)	9,6	8,4	10,6	12,9
	Coef. Variação (%)	15,8	14,0	14,0	17,9
Entrada 3	Média aritmética (°C)	60,5	58,7	72,9	69,1
	Desvio Padrão (°C)	7,9	6,9	8,9	10,5
	Coef. Variação (%)	13,1	11,7	12,3	15,3
Saída 1	Média aritmética (°C)	53,8	53,8	66,4	61,9
	Desvio Padrão (°C)	2,7	2,1	3,2	4,7
	Coef. Variação (%)	5,0	3,9	4,9	7,6
Saída 2	Média aritmética (°C)	55,2	55,4	68,0	60,9
	Desvio Padrão (°C)	3,5	2,2	3,6	4,5
	Coef. Variação (%)	6,3	3,9	5,3	7,4
Saída 3	Média aritmética (°C)	51,5	51,8	60,7	55,4
	Desvio Padrão (°C)	3,9	2,4	2,7	4,2
	Coef. Variação (%)	7,5	4,7	4,5	7,6
Entrada ventilador exaustão	Média aritmética (°C)	51,0	51,3	62,1	56,8
	Desvio Padrão (°C)	2,9	1,7	2,7	3,7
	Coef. Variação (%)	5,7	3,2	4,3	6,5
Ambiente à sombra	Média aritmética (°C)	31,1	29,7	36,6	26,3
	Desvio Padrão (°C)	1,2	1,0	0,8	0,5
	Coef. Variação (%)	3,9	3,2	2,1	1,8
Ambiente ao Sol	Média aritmética (°C)	31,8	31,5	38,8	27,7
	Desvio Padrão (°C)	0,6	0,7	0,8	0,8
	Coef. Variação (%)	1,9	2,3	2,1	3,0
Temperatura termohigrógrafo	Média aritmética (°C)	31,0	31,4	39,6	28,2
	Desvio Padrão (°C)	0,0	0,9	1,7	1,3
	Coef. Variação (%)	0,0	2,8	4,2	4,6
Umidade relativa termohigrógrafo	Média aritmética (°C)	32,3	30,8	28,4	82,8
	Desvio Padrão (°C)	0,6	0,4	2,6	4,1
	Coef. Variação (%)	1,8	1,5	9,2	4,9
Temperatura do produto	Média aritmética (°C)	50,2	49,6	59,3	56,2
	Desvio Padrão (°C)	1,9	1,7	1,3	3,0
	Coef. Variação (%)	3,9	3,4	2,1	5,4

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Avaliação de um secador vibro-fluidizado

Tabela 27: Perfil de temperatura durante a secagem para a amplitude de 1,5mm.

Sensor	Parâmetro	Corridas			
		1	2	3	4
Entrada ventilador insuflamento	Média aritmética (°C)	80,9	79,1	105,9	108,2
	Desvio Padrão (°C)	80,9	25,1	27,3	29,3
	Coef. Variação (%)	100,0	31,7	25,8	27,0
Saída ventilador insuflamento	Média aritmética (°C)	65,0	63,4	80,6	81,4
	Desvio Padrão (°C)	14,4	12,4	14,0	14,6
	Coef. Variação (%)	22,2	19,6	17,4	17,9
Entrada 1	Média aritmética (°C)	64,2	61,9	77,5	77,8
	Desvio Padrão (°C)	11,7	10,0	10,7	11,2
	Coef. Variação (%)	18,3	16,1	13,9	14,4
Entrada 2	Média aritmética (°C)	63,4	61,0	76,3	76,6
	Desvio Padrão (°C)	10,3	8,9	9,7	10,1
	Coef. Variação (%)	16,3	14,6	12,7	13,2
Entrada 3	Média aritmética (°C)	62,4	60,0	74,1	74,1
	Desvio Padrão (°C)	8,4	7,2	7,9	8,3
	Coef. Variação (%)	13,4	12,1	10,7	11,2
Saída 1	Média aritmética (°C)	55,3	52,4	63,9	64,1
	Desvio Padrão (°C)	3,2	3,0	2,9	2,8
	Coef. Variação (%)	5,8	5,8	4,5	4,4
Saída 2	Média aritmética (°C)	57,2	53,9	67,1	68,8
	Desvio Padrão (°C)	3,4	3,2	3,6	3,2
	Coef. Variação (%)	5,9	5,9	5,4	4,6
Saída 3	Média aritmética (°C)	52,5	50,0	59,5	61,3
	Desvio Padrão (°C)	3,7	2,7	3,0	2,5
	Coef. Variação (%)	7,0	5,4	5,0	4,1
Entrada ventilador exaustão	Média aritmética (°C)	52,6	49,4	59,7	61,1
	Desvio Padrão (°C)	3,3	2,6	2,7	2,5
	Coef. Variação (%)	6,2	5,2	4,6	4,1
Ambiente à sombra	Média aritmética (°C)	32,7	30,0	30,1	30,7
	Desvio Padrão (°C)	1,3	1,3	0,9	1,1
	Coef. Variação (%)	4,1	4,4	2,9	3,5
Ambiente ao Sol	Média aritmética (°C)	34,0	31,1	32,7	33,0
	Desvio Padrão (°C)	0,7	0,6	0,7	0,3
	Coef. Variação (%)	2,1	2,1	2,0	0,9
Temperatura termohigrógrafo	Média aritmética (°C)	33,0	30,4	31,3	31,8
	Desvio Padrão (°C)	0,5	0,7	0,5	0,4
	Coef. Variação (%)	1,6	2,4	1,6	1,3
Umidade relativa termohigrógrafo	Média aritmética (°C)	33,8	41,6	39,2	37,2
	Desvio Padrão (°C)	2,0	2,6	0,4	0,4
	Coef. Variação (%)	5,9	6,2	1,0	1,1
Temperatura do produto	Média aritmética (°C)	49,7	49,1	60,6	59,4
	Desvio Padrão (°C)	2,5	1,6	1,8	2,2
	Coef. Variação (%)	5,1	3,2	3,0	3,6

Tabela 28: Tabela resumo do perfil de temperatura.

Sensor	Parâmetro	Temperaturas médias (°C)	
		60	80
Entrada ventilador insuflamento	Média aritmética (°C)	80,4	104,0
	Desvio Padrão (°C)	39,9	30,2
	Coef. Variação (%)	49,5	29,1
Saída ventilador insuflamento	Média aritmética (°C)	63,2	79,0
	Desvio Padrão (°C)	12,9	15,2
	Coef. Variação (%)	20,5	19,4
Entrada secador	Média aritmética (°C)	61,3	74,8
	Desvio Padrão (°C)	9,1	10,6
	Coef. Variação (%)	14,9	14,2
Saída secador	Média aritmética (°C)	53,6	63,2
	Desvio Padrão (°C)	3,0	3,4
	Coef. Variação (%)	5,6	5,4
Entrada ventilador exaustão	Média aritmética (°C)	51,1	59,9
	Desvio Padrão (°C)	2,6	2,9
	Coef. Variação (%)	5,1	4,9
Ambiente	Média aritmética (°C)	31,5	32,0
	Desvio Padrão (°C)	0,9	0,7
	Coef. Variação (%)	3,0	2,3
Temperatura termohigrógrafo	Média aritmética (°C)	31,4	32,7
	Desvio Padrão (°C)	0,5	1,0
	Coef. Variação (%)	1,7	2,9
Umidade relativa termohigrógrafo	Média aritmética (°C)	34,6	46,9
	Desvio Padrão (°C)	1,4	1,9
	Coef. Variação (%)	3,8	4,1
Temperatura do produto	Média aritmética (°C)	49,6	58,9
	Desvio Padrão (°C)	1,9	2,1
	Coef. Variação (%)	3,9	3,5

Conforme pode ser verificado, houve uma grande variação de temperatura para os sensores instalados na entrada e na saída do ventilador de insuflamento (de 17,8 a 35,3%), devido ao fato já explicado anteriormente: grande inércia do aquecedor a gás. Na corrida 1, o sensor na entrada apresentou um coeficiente de variação de 100%, devido possivelmente a uma falha no controlador de temperatura.

A temperatura média na entrada do secador ficou em 61,3 e 74,8°C para as temperaturas de secagem de 60 e 80°C, respectivamente. Constatou-se que para menores valores de temperatura a atuação do controlador de temperatura é melhor. A temperatura do produto apresentou valores médios de 49,6°C para a temperatura de controle de 60°C e de 58,9° para a temperatura de controle de 80°C.

Para a temperatura média de saída do secador, os valores ficaram em 53,6 e 63,2°C. Já para a temperatura média na entrada do ventilador de exaustão, esta ficou em 51,1 e 59,9°C.

Em todas as corridas os sensores instalados no ambiente (à sombra e ao sol) apresentaram valores de temperaturas próximos aos valores registrados no termohigrógrafo.

A eficiência térmica foi calculada com base na equação 117 e os seus valores estão apresentados na Tabela 29:

Tabela 29: Eficiência térmica do secador vibro-fluidizado.

Corridas	1	2	3	4	5	6	7	8
Amplitude (mm)	1,5	1,5	1,5	1,5	0,4	0,4	0,4	0,4
Vazão de sólidos (g/s)	31,13	103,78	103,78	31,13	31,13	103,78	31,13	103,78
T_{ent} (°C)	63,3	61,0	75,9	76,2	61,2	59,8	75,3	71,6
T_{sai} (°C)	55,0	52,1	63,5	64,7	53,5	53,7	65,1	59,4
T_{amb} (°C)	33,3	30,5	31,4	31,9	31,5	30,6	37,7	27,0
Eficiência térmica (%)	27,8	29,1	27,9	25,8	26,0	21,1	27,2	27,4

Os valores baixos da eficiência térmica, indicando que no máximo 29,1% do total da energia foi realmente utilizada no processo de secagem, mostram a necessidade de reaproveitamento do ar de saída do secador.

A eficiência térmica aumenta com o aumento da temperatura para baixas amplitudes de vibração e diminui com o aumento da temperatura para altos valores da amplitude de vibração. No entanto, a pouca variação dos valores da eficiência térmica obtidos não permitem uma análise mais quantitativa.

Partindo-se para a perda de calor para o ambiente e seguindo a mesma metodologia apresentada anteriormente, têm-se as Figuras 5.8-1 a 5.8-4. Nestas Figuras estão indicadas as perdas com o secador com produto e com o secador vazio nas condições de secagem.

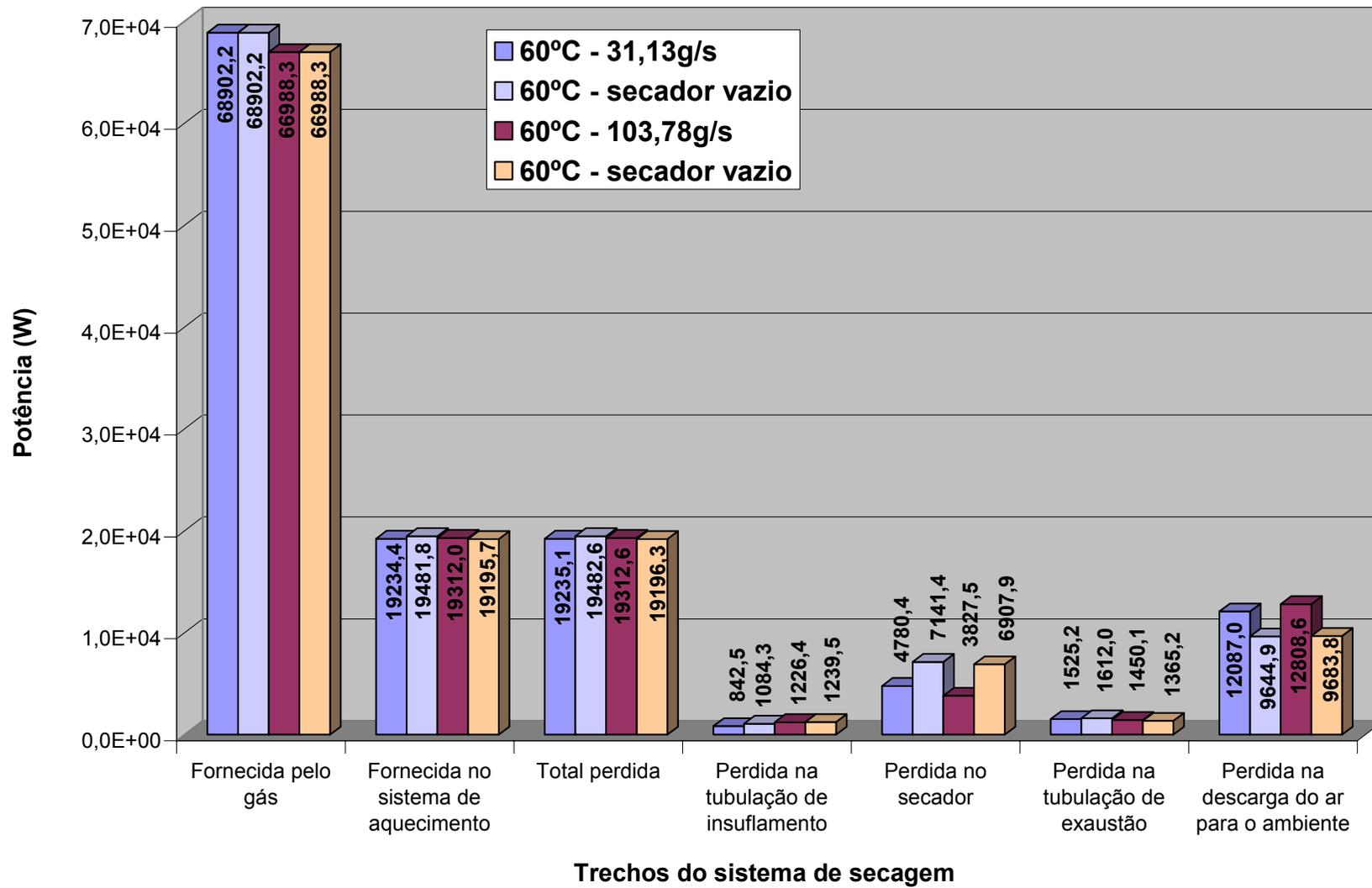


Figura 5.8-1: Potência fornecida ou perdida para a amplitude de 0,4mm e a temperatura de 60°C.

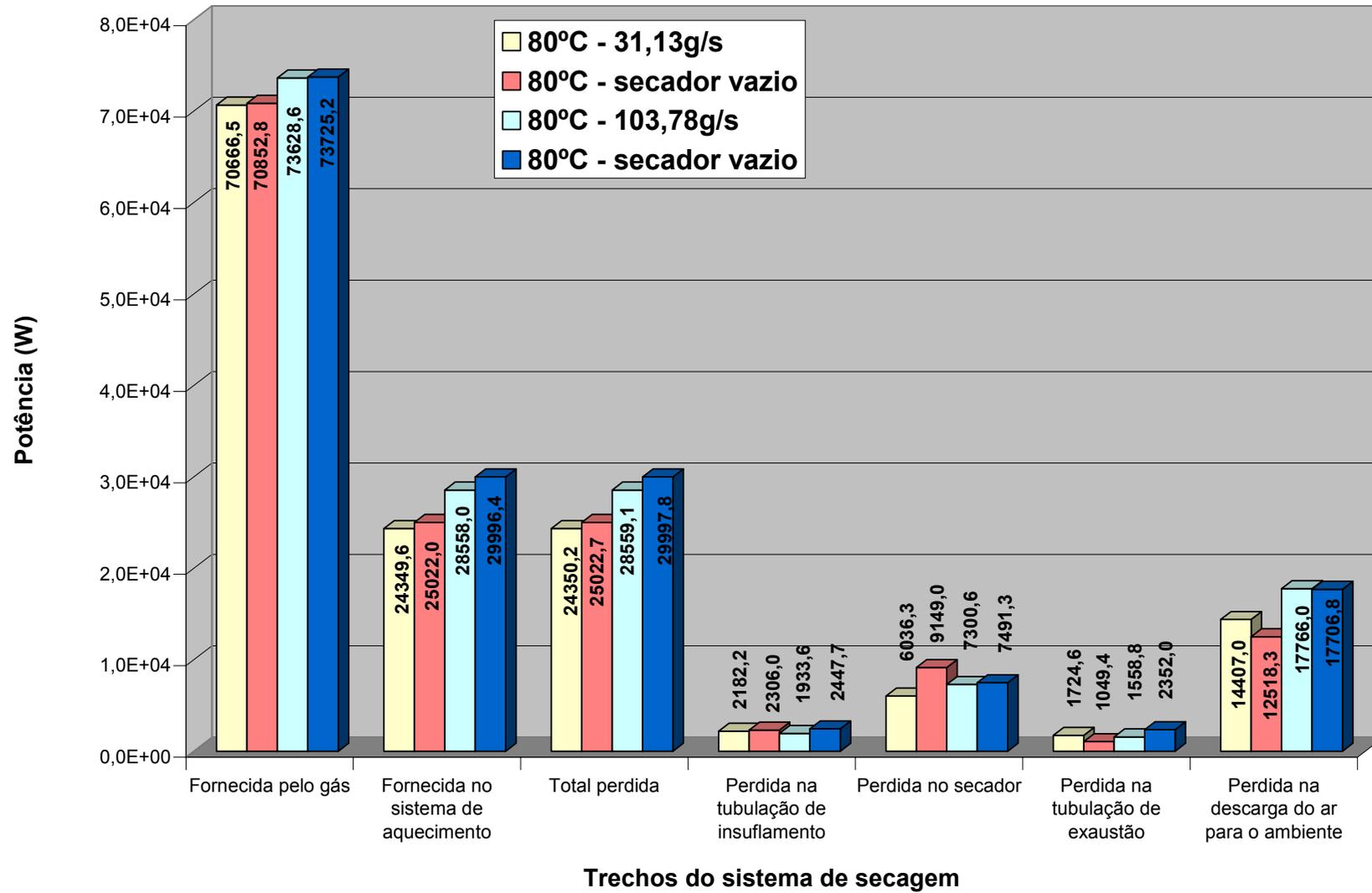


Figura 5.8-2: Potência fornecida ou perdida para a amplitude de 0,4mm e a temperatura de 80°C.

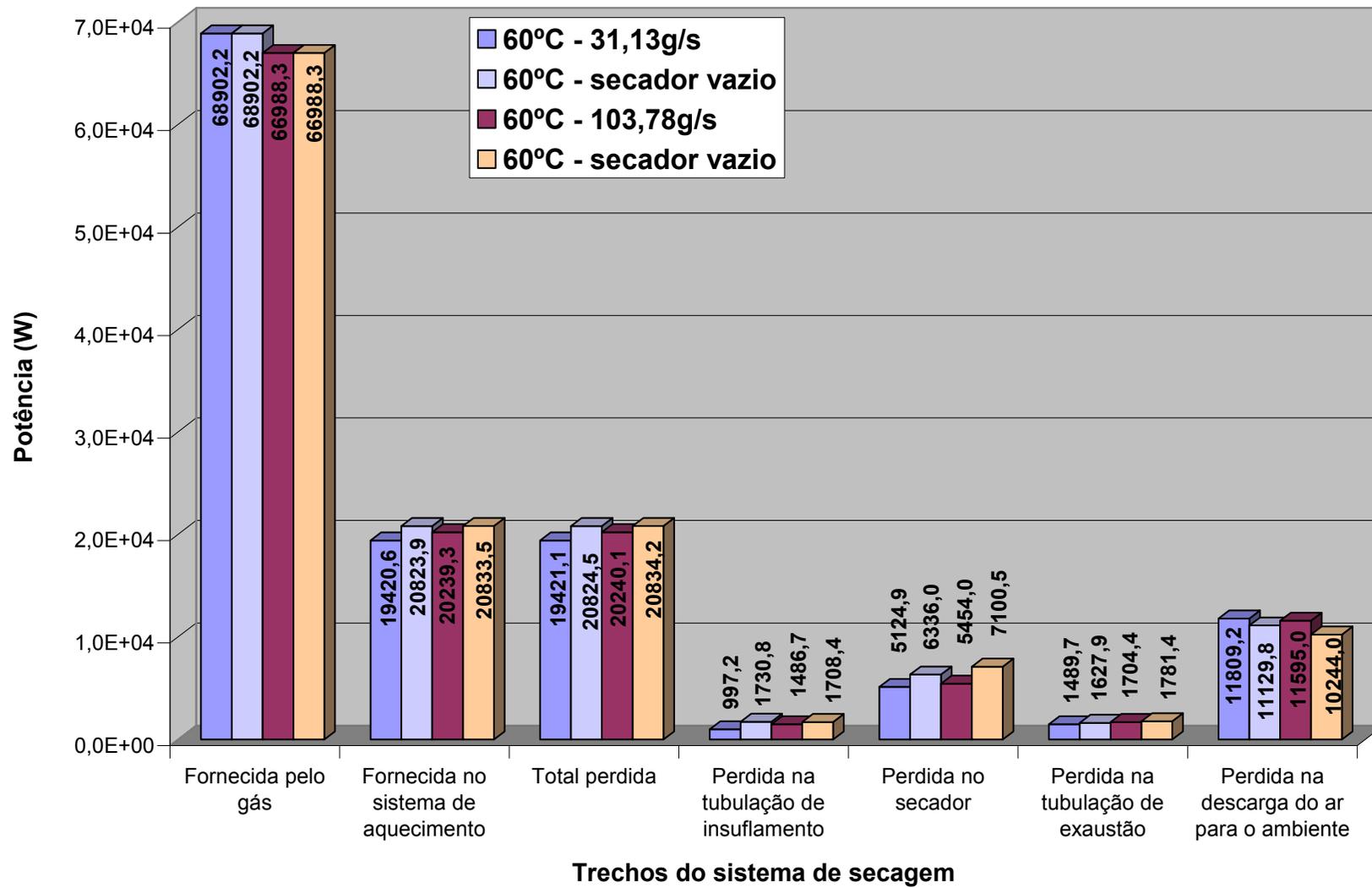


Figura 5.8-3: Potência fornecida ou perdida para a amplitude de 1,5mm e temperatura de 60°C.

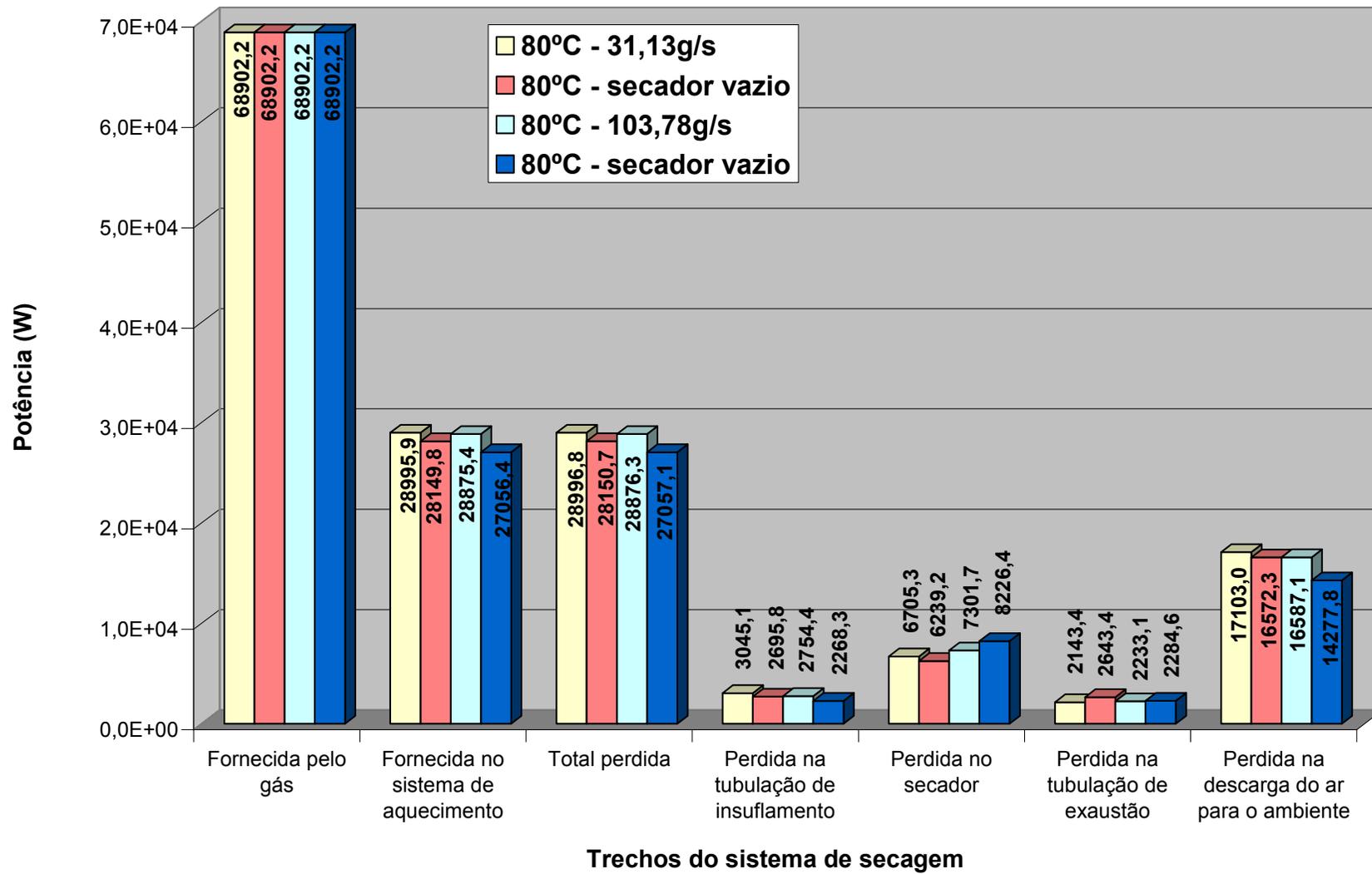


Figura 5.8-4: Potência fornecida ou perdida para a amplitude de 1,5mm e temperatura de 80°C.

As conclusões destas figuras são similares às conclusões apresentadas para a perda de calor com o secador vazio.

Com o aumento da amplitude de vibração tem-se um aumento do consumo energético; comportamento similar é verificado com o aumento da vazão de sólidos.

Não houve uma diferença significativa entre as potências com produto e com o secador vazio. Não se pôde realizar uma análise mais acurada destes dados. Assim, não se pôde determinar a parcela de energia utilizada para evaporar a água e aquecer o sólido.

5.9 DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE CONVECTIVO SISTEMA DE SECAGEM - AMBIENTE

Para se ter uma idéia da transferência de calor convectiva no sistema de secagem, determinou-se o coeficiente convectivo (h) na tubulação de insuflamento, no secador e na tubulação de exaustão. Para tanto, foi necessário o cálculo da área de exposição (troca térmica) através do programa AutoCAD (Tabela 30):

Tabela 30: Área de exposição à transferência de calor por convecção.

Trecho do sistema de secagem	Área exposta (m ²)
Tubulação de insuflamento	7,19
Secador	11,88
Tubulação de exaustão	2,22

O secador é o trecho que apresenta a maior área, confirmando a observação visual, enquanto a tubulação de exaustão é o trecho com a menor área.

Para o cálculo da diferença de temperatura considerou-se a temperatura da fonte fria como sendo a média do ambiente e a temperatura da fonte quente como sendo a média das temperaturas do trecho a ser analisado.

Com a potência perdida para o ambiente de cada trecho, é possível calcular o coeficiente convectivo através da equação de Newton (equação 70), com os resultados indicados na Figura 5.9-1.

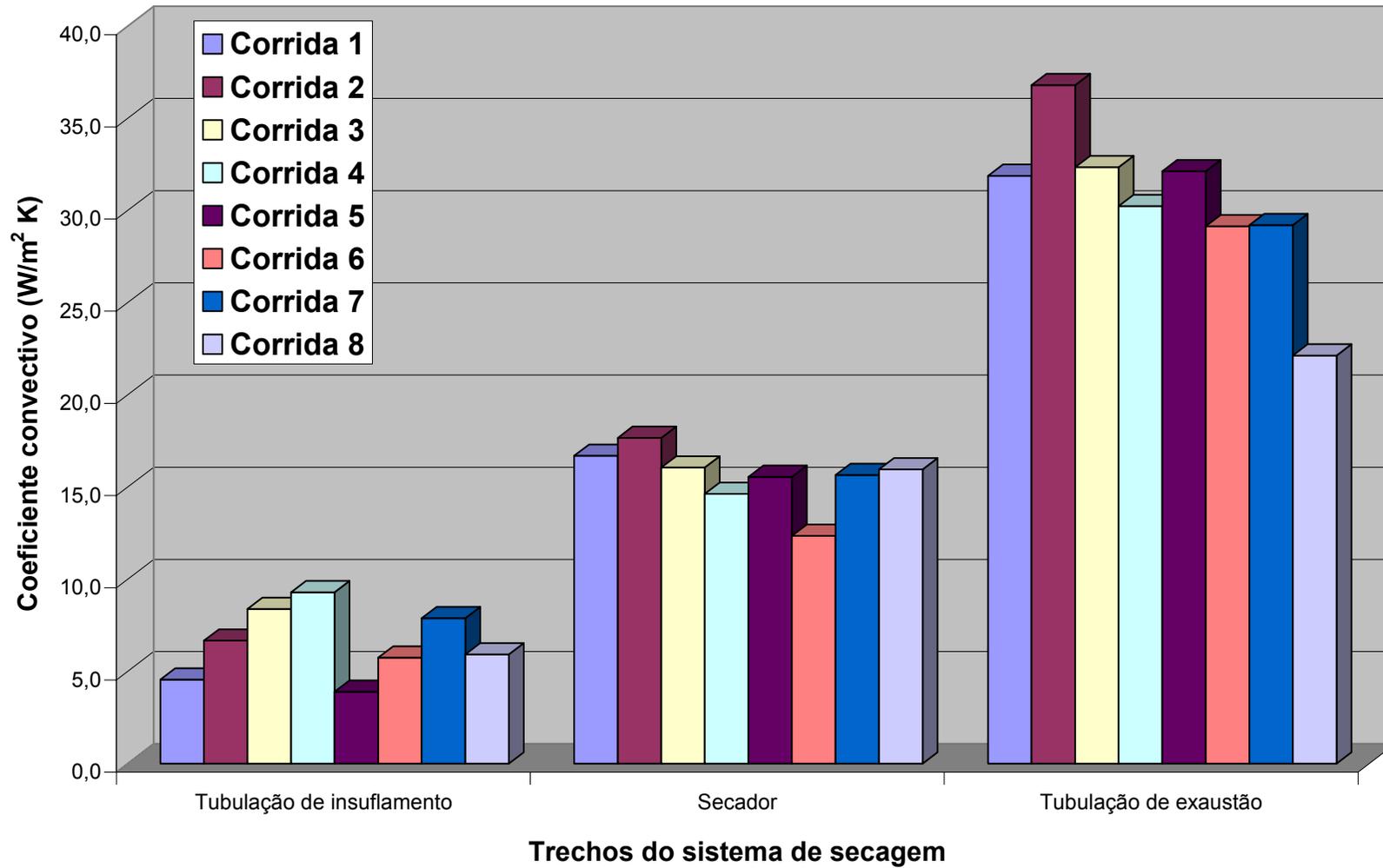


Figura 5.9-1: Coeficiente convectivo para os vários trechos do sistema de secagem.

O coeficiente convectivo aumenta à medida que o trecho do sistema de secagem se eleva em relação ao solo. Isso se deve a uma maior movimentação natural do ar em regiões mais elevadas.

Os valores se encontram na faixa de convecção livre de ar: $5 - 50\text{W/m}^2\text{ K}$ (WELTY, WICKS e WILSON, 1984).

5.10 TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-PARTÍCULA

5.10.1 Teórico

Para comparar as equações apresentadas para a transferência de calor gás-partícula em um leito vibro-fluidizado (Tabela 4), foram efetuados cálculos para permitir a apresentação dos resultados em forma de um gráfico, Figura 5.9-2 (BROD, PÉCORA e PARK, 2001):

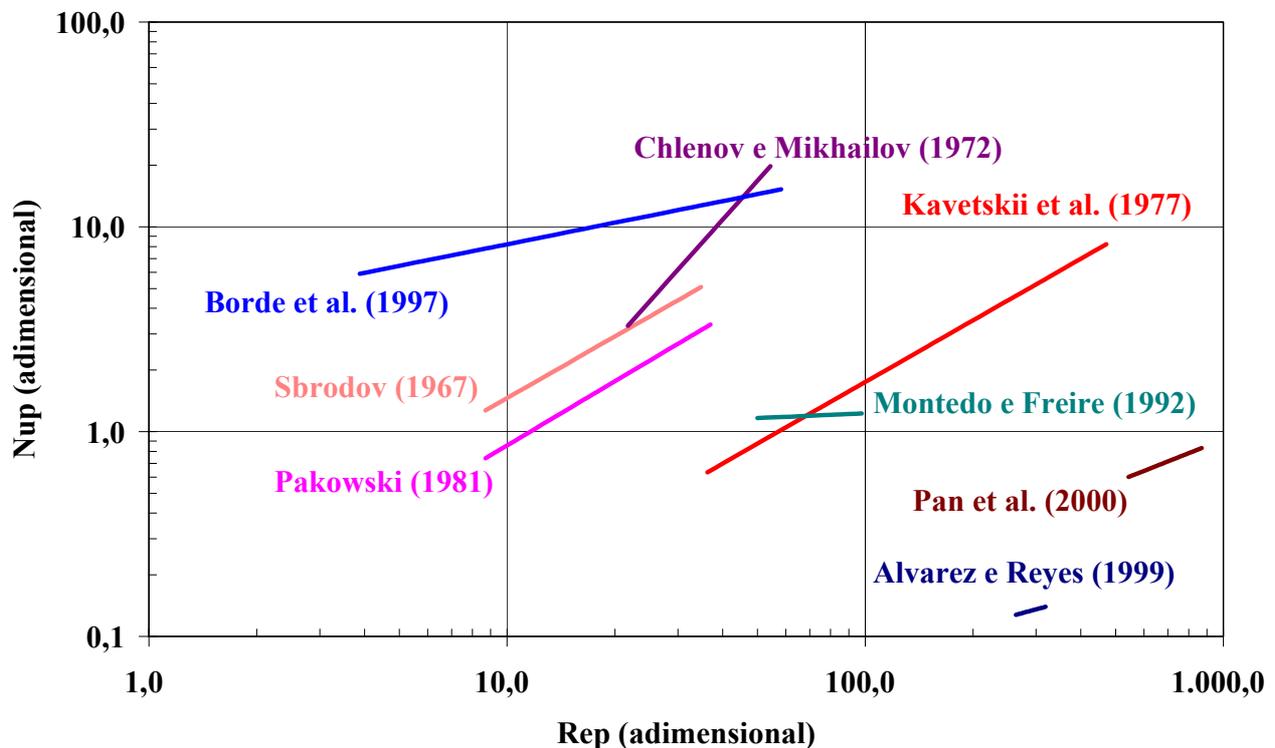


Figura 5.10-1: Comparação entre correlações de diversos pesquisadores para a transferência de calor gás-partícula em um leito vibro-fluidizado.

Não existe uma correlação única para explicar a transferência de calor em leitos vibro-fluidizados. A maioria ainda se baseia em equações empíricas, em experimentos específicos e com muitas aproximações, devido à complexidade dos fenômenos e à dificuldade de determinações experimentais acuradas (PARK, BROD e PÉCORA, 2001).

Apesar de a literatura ser vasta, ainda são necessárias muitas pesquisas futuras para obtenção de dados que possam ser úteis no projeto de um trocador de calor com leito vibro-fluidizado. Além disso, observou-se uma lacuna no tocante à transferência de calor em leitos vibro-fluidizados horizontais.

5.10.2 Experimental

Utilizando as equações para a transferência de calor em leitos fluidizados, o coeficiente convectivo e o número de Nusselt foram calculados. Para efeito comparativo foram testadas algumas das equações apresentadas e chegou-se à mais adequada aos dados experimentais.

Em regime permanente, o coeficiente convectivo gás-partícula experimental pode ser assim determinado (BROD et al., 1999 b):

$$q = \dot{m}_g c_{p,g} (T_{g,ent} - T_{g,sai}) = h_{gp,exp} S_{leito} (T_{g,ent} - T_{sai}) \quad (163)$$

Este valor foi calculado para cada corrida experimental com os dados da vazão mássica do ar, calor específico do ar, área do leito de secagem e temperaturas de entrada e saída do ar e do produto; o mesmo valor foi, também, utilizado na determinação do número de Nusselt experimental.

O número de Reynolds partícula também foi calculado e para cada equação empírica do item anterior, o número de Nusselt foi calculado e comparado com o valor experimental, conforme indicado na Tabela 31.

Tabela 31: Valores do coeficiente convectivo e do número de Nusselt para a secagem da casca de ovo.

Corridas	eq*	1	2	3	4	5	6	7	8
Re_p		162,07	164,15	152,05	151,89	163,93	165,14	152,55	155,34
$T_{g,ent}$ (°C)		63,3	61,0	75,9	76,2	61,2	59,8	75,3	71,6
$T_{g,sai}$ (°C)		55,0	52,1	63,5	64,7	53,5	53,7	65,1	59,4
T_s (°C)		49,7	49,1	60,6	59,4	50,2	49,6	59,3	56,2
$h_{gp, exp.}$ (W/m ² K)	163	208,20	256,21	264,50	222,53	240,55	207,91	209,76	263,46
Equações		Número de Nusselt							
Experimental	57	5,23	6,48	6,44	5,41	6,08	5,27	5,11	6,48
Coluna de recheio (Whitaker, 1972)	59	16,35	16,47	15,73	15,72	16,46	16,53	15,76	15,93
Alvarez e Reyes (1999)	97	0,04	0,04	0,04	0,04	0,18	0,18	0,17	0,17
Pakowski (1981)	91	34,02	34,48	31,84	31,80	18,95	19,10	17,59	17,92
Kavetskii et al. (1977)	90	2,94	2,99	2,70	2,70	2,98	3,01	2,71	2,78
Sbrodov (1967)	88	26,03	26,37	24,42	24,40	25,06	25,25	23,32	23,75
Chlenov e Mikhailov (1972)	87	946,10	958,27	887,63	886,66	356,09	358,73	331,38	337,44
Vyletok e Mushtayev (1977)	89	1,58	1,59	1,53	1,53	1,24	1,25	1,20	1,21
Pan et al. (2000)	98	0,07	0,07	0,06	0,06	0,07	0,07	0,06	0,06
Borde et al. (1997)	94	10,95	11,05	10,47	10,46	11,04	11,10	10,50	10,63
Kunii e Levenspiel (1969)	65	30,73	30,92	29,80	29,78	30,90	31,01	29,84	30,11
Kunii e Levenspiel (1969) aproximada	66	22,62	22,93	21,14	21,12	22,90	23,07	21,22	21,63

*: número da equação.

De acordo com BROD, PÉCORÁ e PARK (2001) há uma grande variação nos valores do número de Nusselt gás – partícula, já que as equações empíricas são específicas para a determinada condição em que foram ajustadas.

Os valores do coeficiente convectivo gás-partícula variaram de 208,2 a 264,50W/m² K, situando-se acima dos valores de h para convecção livre do ar.

Houve pouca variação nos valores do número de Reynolds, já que foi utilizada apenas uma vazão do ar e a variação existente é devida às diferenças de temperatura. Assim, não se pôde realizar um ajuste com as equações empíricas encontradas em literatura. A correlação que melhor expressou os dados experimentais foi a equação proposta por Kavetskii et al. (1977).

5.11 ISOTERMAS DE SORÇÃO PARA A CASCA DE OVO

Os únicos dados disponíveis para as isotermas de sorção da casca de ovo foram determinados por BROD (1999) para a temperatura de 25°C. Apesar de as temperaturas utilizadas na secagem, bem maiores que 25°C, realizou-se uma determinação da umidade de equilíbrio para essa temperatura a fim de verificar a sua ordem de grandeza.

Segundo BROD (1999), o modelo que apresentou o melhor ajuste foi a equação de Peleg (PELEG, 1993):

$$X_{eq} = p_1 \cdot aw^{p_3} + p_2 \cdot aw^{p_4} \quad (164)$$

Com a restrição de $p_3 < 1$ e $p_4 > 1$, os valores dos parâmetros estão mostrados no Quadro 11:

Quadro 11: Ajuste da umidade de equilíbrio da casca do ovo.

Modelo	ER (%)	Parâmetros	Valores
PELEG	1,20	p_1	0,015
		p_2	0,017
		p_3	0,301
		p_4	11,336

Com estes valores é possível determinar a umidade de equilíbrio da casca de ovo na temperatura de 25°C, utilizando a umidade relativa do ar de secagem.

Para a determinação da umidade relativa do ar de secagem foi utilizado o programa computacional de cálculo psicrométrico Psicrometria: partindo de um ar ambiente com umidade relativa (UR_{amb}) e a temperatura (T_{amb}), aqueceu-se este ar, com umidade absoluta

(X) constante, até à temperatura média da entrada do secador (T_{ent}), determinando-se neste ponto a umidade relativa do ar de secagem que corresponde à atividade de água (a_w). Utilizando este dado na equação de Peleg determina-se a umidade de equilíbrio (X_{eq}).

Tabela 32: Determinação da umidade de equilíbrio para a casca de ovo.

Corrida	T_{amb} (°C)	UR_{amb} (%)	X_{amb} (kg_{H_2O}/kg_{ms})	T_{ent} (°C)	a_w (-)	X_{eq} (kg_{H_2O}/kg_{ms})
1	33,0	33,8	0,0113	63,3	0,074	0,0067
2	30,4	41,6	0,0120	61,0	0,087	0,0071
3	31,3	39,2	0,0119	75,9	0,045	0,0058
4	31,8	37,2	0,0119	76,2	0,045	0,0058
5	31,0	32,3	0,0096	61,2	0,069	0,0066
6	31,4	30,8	0,0094	59,8	0,072	0,0067
7	39,6	28,4	0,0138	75,3	0,053	0,0061
8	28,2	82,8	0,0215	71,6	0,096	0,0073

Os valores da umidade de equilíbrio para a casca de ovo na temperatura de 25°C e na umidade relativa do ar de secagem foram muito baixos, menores que 1% da massa seca. Como a temperatura do ar de secagem é bem maior do que 25°C (de 59,8 a 75,9°C), a sua umidade de equilíbrio é ainda menor, insignificante para as determinações. Assim, considerou-se para todas as corridas de secagem, uma umidade de equilíbrio desprezível.

5.12 SECAGEM

5.12.1 Curvas de secagem

Para a construção das curvas de secagem, determinou-se o adimensional do conteúdo de umidade através da equação 10 utilizando uma umidade de equilíbrio desprezível e os tempos de residência determinados no item 5.5.2.

As Figuras a seguir mostram as curvas de secagem para as duas amplitudes de vibração estudadas.

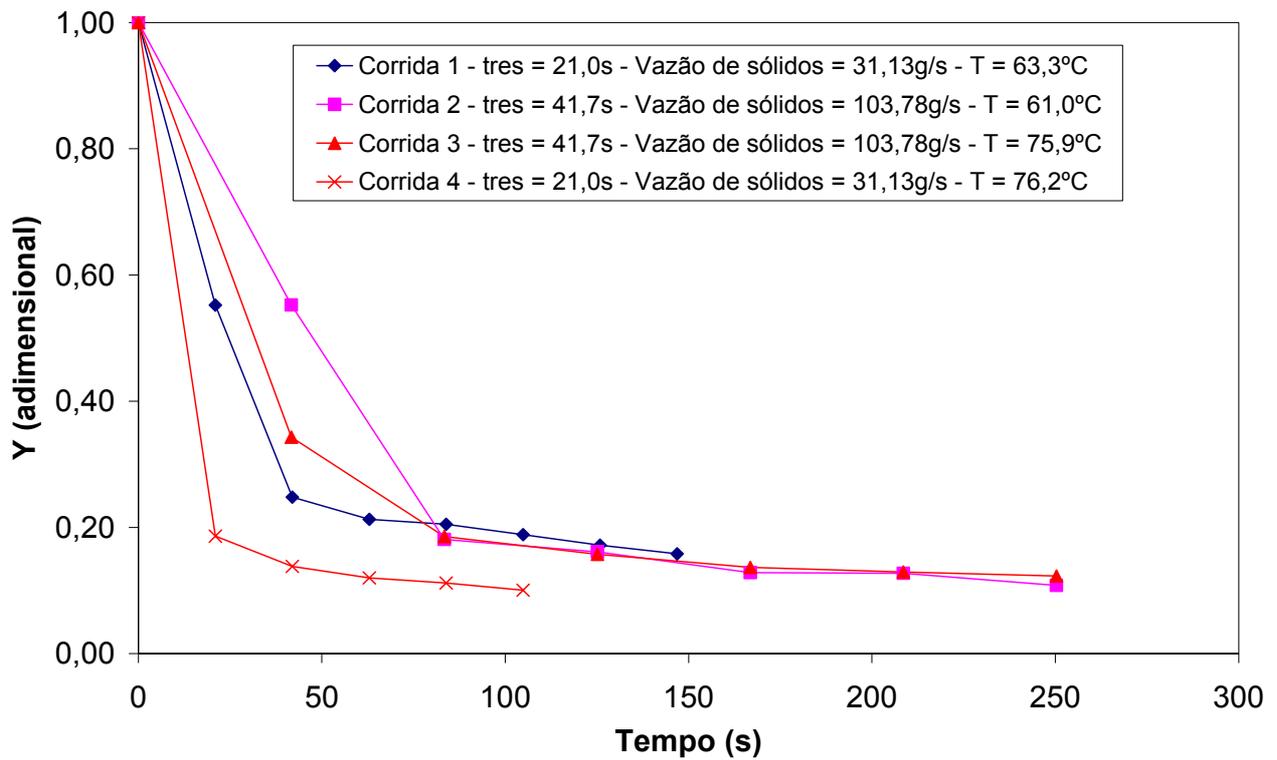


Figura 5.12-1: Curva de secagem para a casca de ovo, amplitude de vibração de 1,5mm.

Em uma primeira análise das curvas, verifica-se que para temperaturas maiores, a taxa de secagem é maior mantendo o mesmo tempo de residência. Além disso, observam-se dois períodos decrescentes de secagem, confirmado pelas figuras do logaritmo do adimensional de umidade:

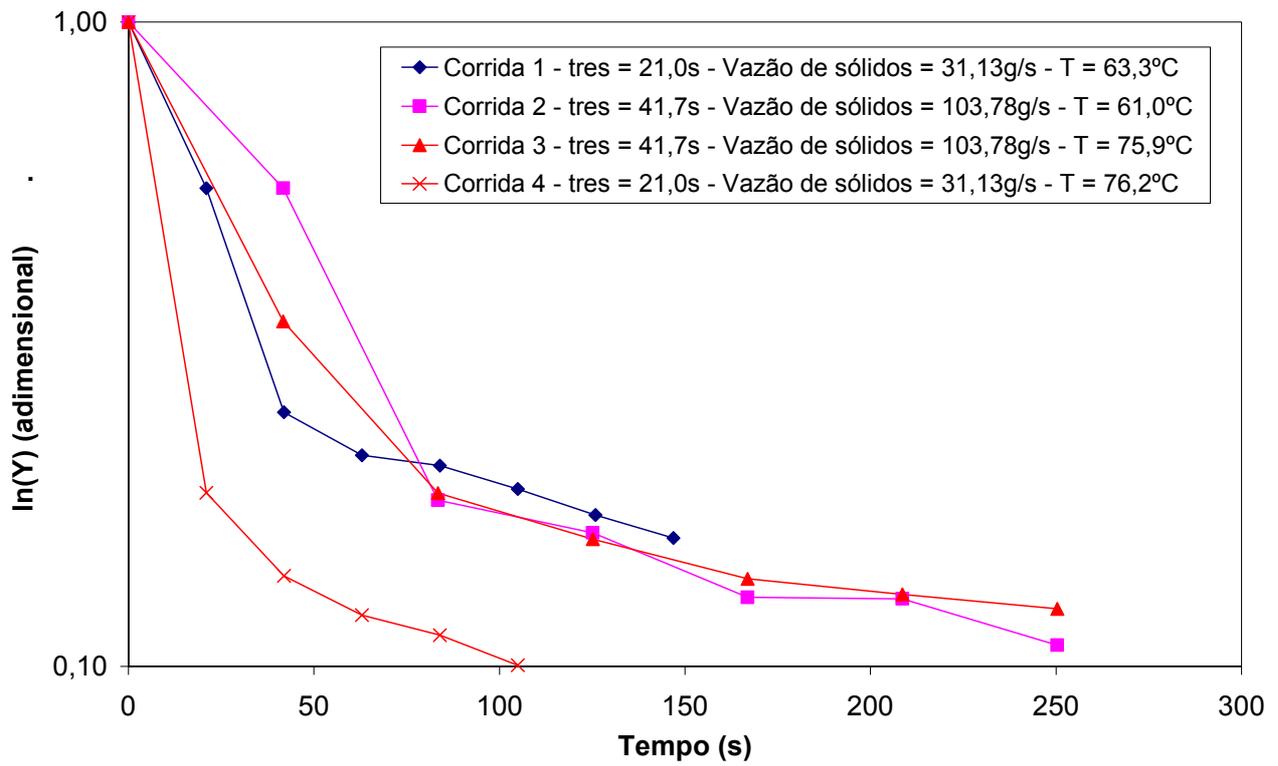


Figura 5.12-2: Logaritmo do adimensional da curva de secagem para a casca de ovo, amplitude de vibração de 1,5mm.

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Avaliação de um secador vibro-fluidizado

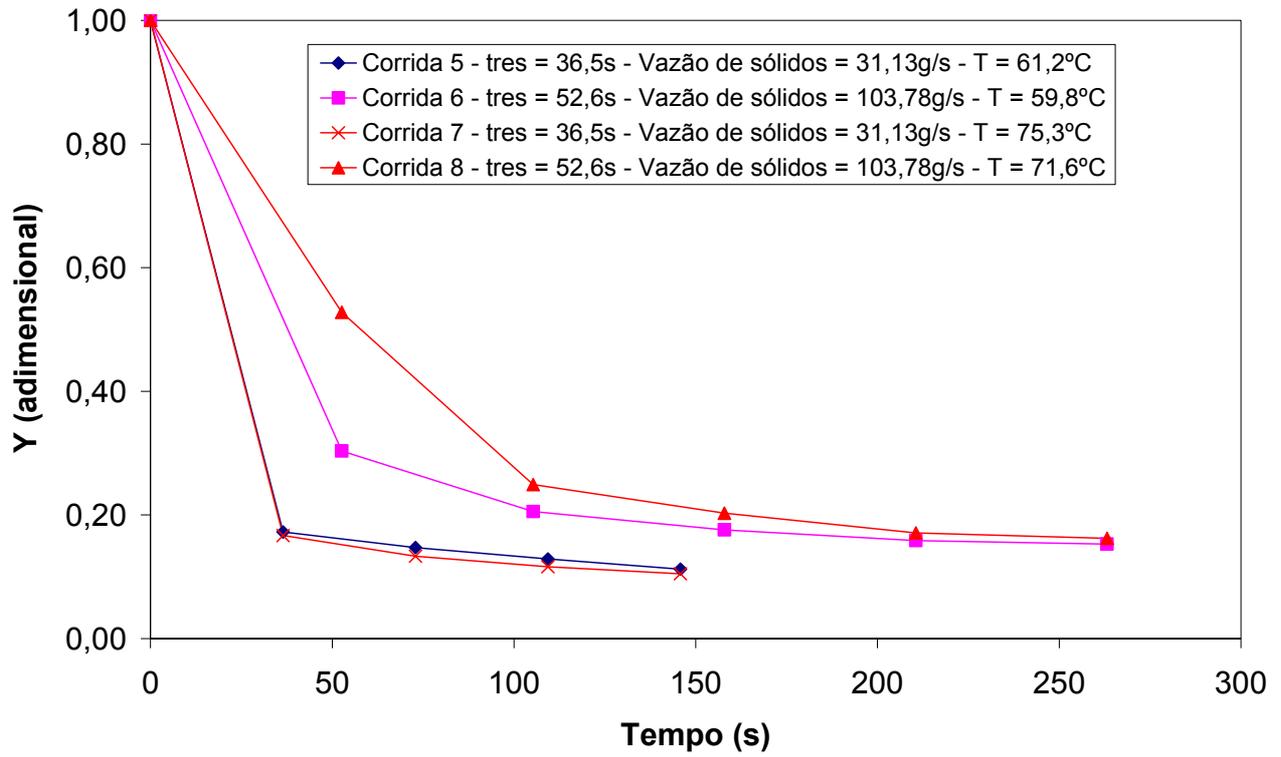


Figura 5.12-3: Curva de secagem para a casca de ovo, amplitude de vibração de 0,4mm.

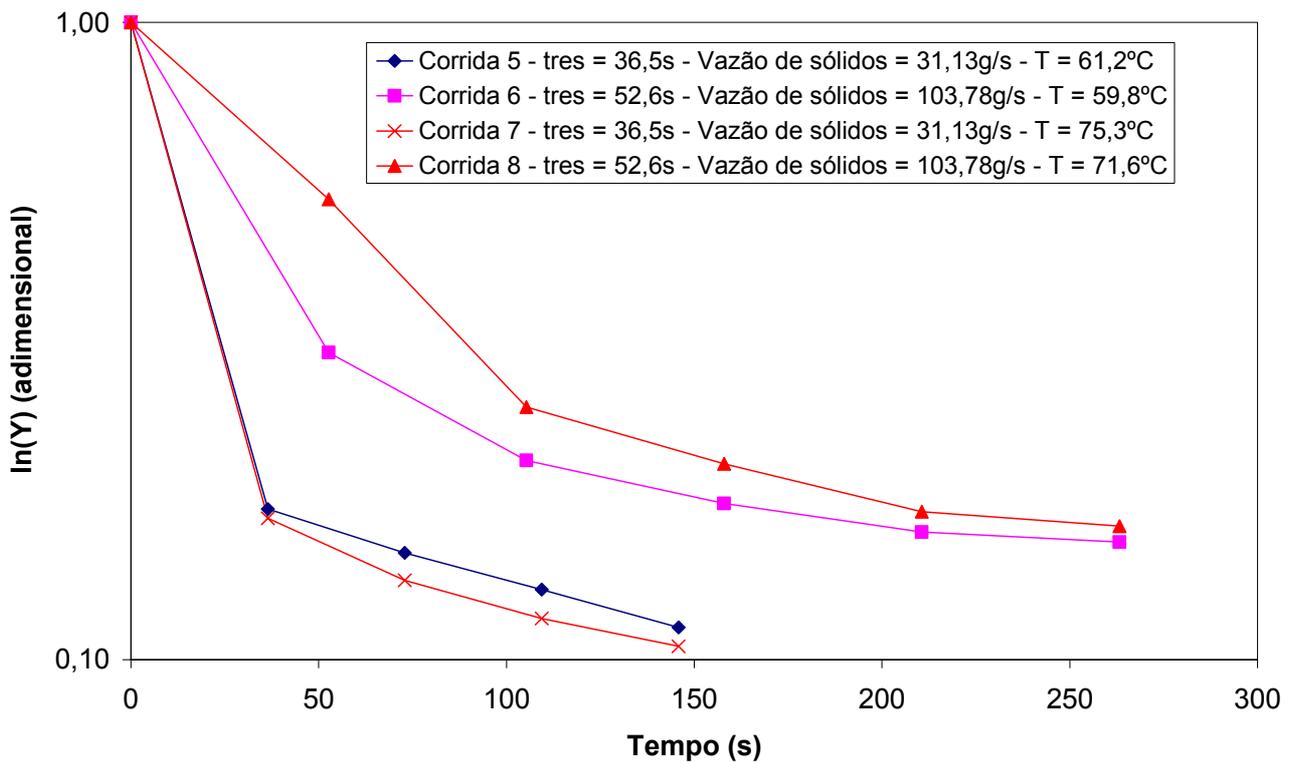


Figura 5.12-4: Logaritmo do adimensional da curva de secagem para a casca de ovo, amplitude de vibração de 0,4mm.

Para uma análise mais apurada, parte-se para a determinação das taxas de secagem conforme item a seguir.

5.12.2 Cinética de secagem

Para uma melhor visualização do comportamento da secagem, as taxas de secagem foram calculadas em função do conteúdo de umidade, e foram graficadas em função do conteúdo de umidade médio (PARK, BROD e SILVA, 1996; PARK, BIN e BROD, 2002).

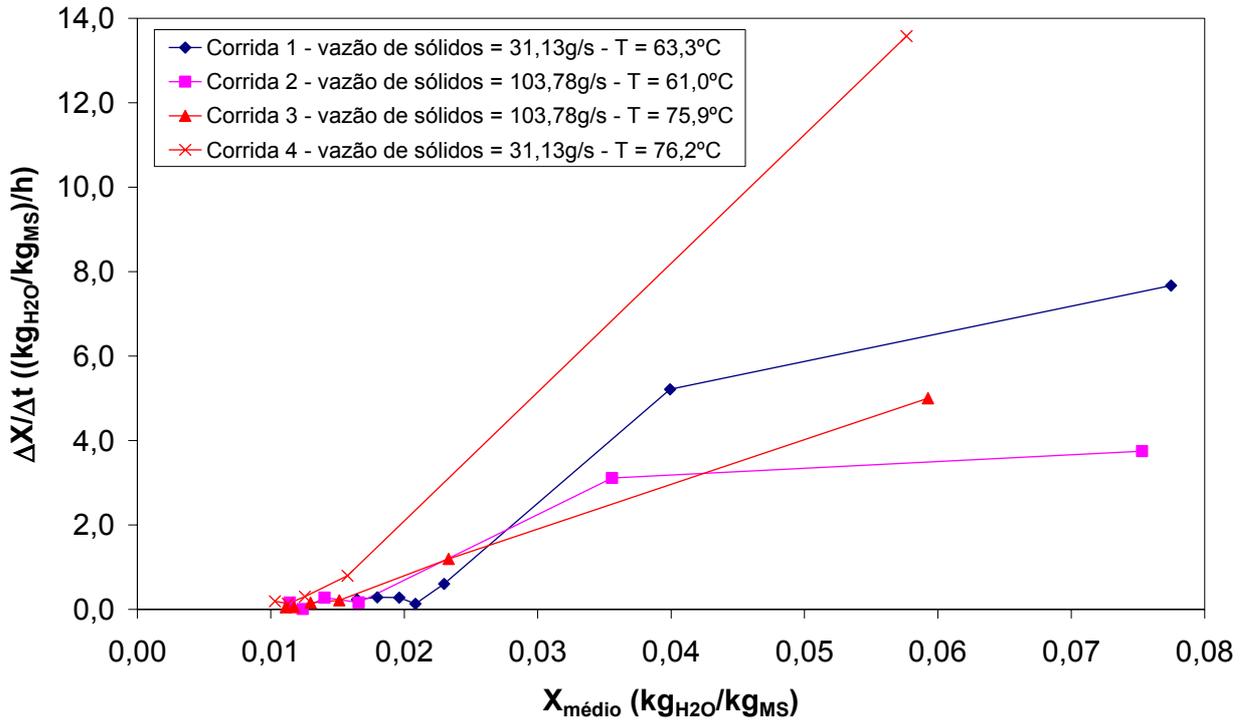


Figura 5.12-5: Curva da taxa de secagem para a casca de ovo, amplitude de vibração de 1,5mm.

Para temperaturas maiores a taxa de secagem é maior mantendo a mesma vazão de sólidos.

Mantendo a temperatura, para vazões de sólidos menores, têm-se taxas de secagem maiores. Este comportamento é explicado pela maior área exposta para a transferência de calor e massa para menores vazões de sólidos.

Além disso, observa-se que, conforme o item anterior, existem dois períodos de secagem à taxa decrescente.

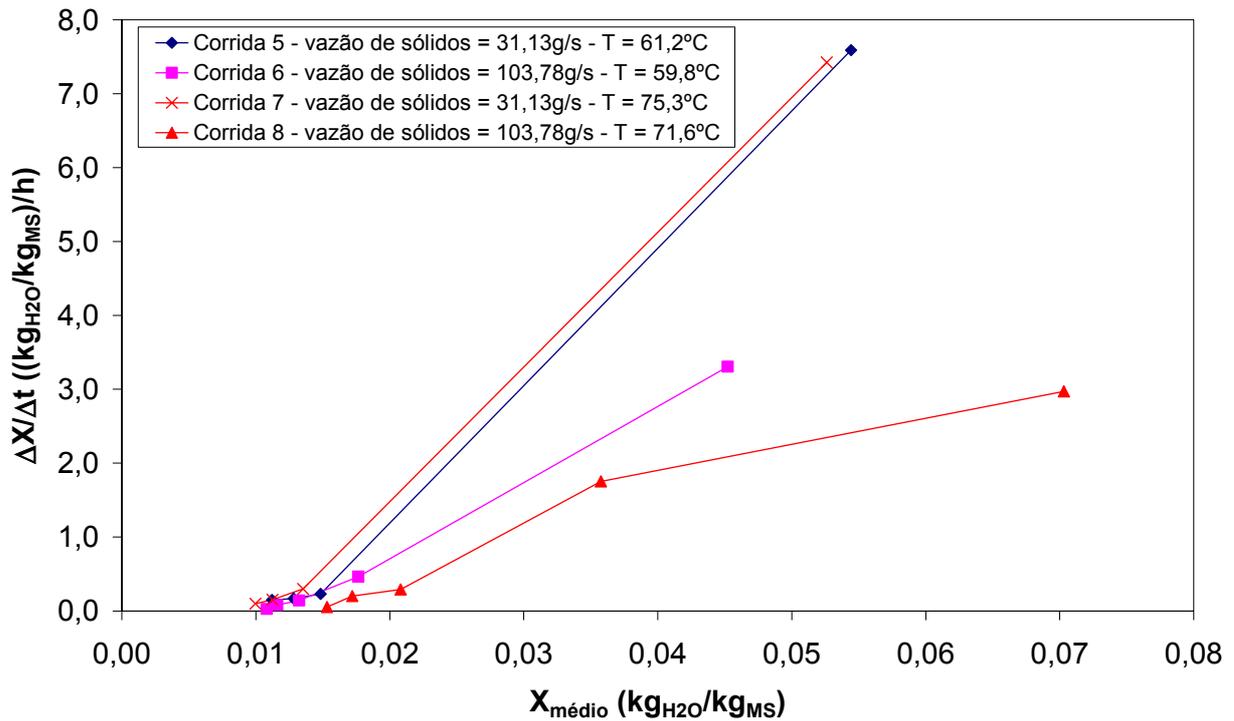


Figura 5.12-6: Curva da taxa de secagem para a casca de ovo, amplitude de vibração de 0,4mm.

Analisando a Figura 5.12-16, há uma diferença não observada nas curvas de secagem entre as corridas 5 e 7: a corrida 7, de temperatura maior, apresenta uma taxa de secagem maior. O mesmo ocorre com as corridas 6 e 8.

O comportamento de taxas menores para vazões de sólidos maiores, para mesmas temperaturas de secagem, também foi observado. Confirmando o aumento da área exposta para a transferência de calor e massa para menores vazões de sólidos.

Aqui também são observados os dois períodos de secagem à taxa decrescente: um exponencial para altos conteúdos de umidade e outro linear, para baixos conteúdos de umidade.

5.12.3 Difusividades efetivas

Nos itens 5.12-1 e 5.12-2 constatou-se ser inviável aplicar a equação da resolução da segunda Lei de Fick para o caso da secagem da casca de ovo, no secador vibro-fluidizado, mas, assim mesmo, a difusividade efetiva foi determinada para se obter valores de referência para discussões futuras.

A difusividade efetiva foi calculada utilizando a equação da resolução da Segunda Lei de Fick (equação 10) com cinco termos e a rotina de estimação não linear (método de estimação Quasi-Newton) do programa estatístico STATISTICA 5.0 (STATISTICA, 1995).

A espessura da casca de ovo foi determinada por BROD et al. (1999 a) e o valor da semi-espessura pode assim ser expresso: $0,381\text{mm} / 2 = 0,191\text{mm} = 0,191 \times 10^{-3}\text{m}$.

Tabela 33: Difusividades efetivas para a casca de ovo triturada.

Corrida	Amplitude (mm)	Vazão de sólidos (g/s)	Temperatura controlada (°C)	T _{ent} (°C)	D _{ef} (m ² /s)	R ²	ER (%)
1	1,5	31,13	60	63,3	2,647E-10	0,96	30,48
2		103,78	60	61,0	1,780E-10	0,98	31,11
3		103,78	80	75,9	2,217E-10	0,97	40,88
4		31,13	80	76,2	7,731E-10	0,97	57,88
5	0,4	31,13	60	61,2	4,611E-10	0,97	54,02
6		103,78	60	59,8	1,777E-10	0,96	37,60
7		31,13	80	75,3	4,935E-10	0,98	54,17
8		103,78	80	71,6	1,256E-10	0,99	18,40

Conforme esperado pelas taxas de secagem, a resolução da equação da segunda Lei de Fick não se ajustou bem aos dados experimentais da secagem da casca de ovo, confirmado pelos altos valores do erro relativo (acima de 10% recomendado por AGUERRE et al, 1985). Apesar deste fato, os valores das difusividades efetivas obtidos a partir das curvas experimentais permitem concluir: a difusividade efetiva aumenta com o aumento da temperatura de secagem e diminui com o aumento da vazão de sólidos. Para 80°C, um aumento da amplitude vibração ocasiona um aumento da difusividade efetiva.

5.12.4 Parâmetros da equação de Page

Já que a Lei de Fick não pôde ser utilizada, partiu-se para a determinação dos parâmetros da equação empírica de Page (equação 13) utilizando o programa estatístico STATISTICA 5.0 (STATISTICA, 1995), e os seus valores aparecem na Tabela 34.

Tabela 34: Parâmetros da equação empírica de Page.

Corrida	Amplitude (mm)	Vazão de sólidos (g/s)	Temperatura controlada (°C)	T _{ent} (°C)	Parâmetros de Page		R ²	ER (%)
					A	B		
1	1,5	31,13	60	63,3	0,145	0,538	0,98	15,79
2		103,78	60	61,0	0,041	0,773	0,98	25,51
3		103,78	80	75,9	0,267	0,390	1,00	9,62
4		31,13	80	76,2	0,944	0,193	1,00	2,02
5	0,4	31,13	60	61,2	1,013	0,152	1,00	1,62
6		103,78	60	59,8	0,384	0,294	1,00	4,21
7		31,13	80	75,3	0,986	0,166	1,00	0,20
8		103,78	80	71,6	0,050	0,673	0,99	12,86

Para a equação de Page também foi verificada uma falta de ajuste para as corridas 1, 2 e 8, explicado também, pela presença de duas diferentes taxas de secagem decrescentes. Para as demais corridas o ajuste foi bom, com erros relativos abaixo de 10%.

Para ilustrar ainda mais esta falta de ajuste, foi graficado o conteúdo adimensional de secagem experimental e as equações de ajuste (Fick e Page) para os menores erros relativos de cada equação. Como Page se ajustou para algumas curvas, foi também graficado o seu pior ajuste para comparação.

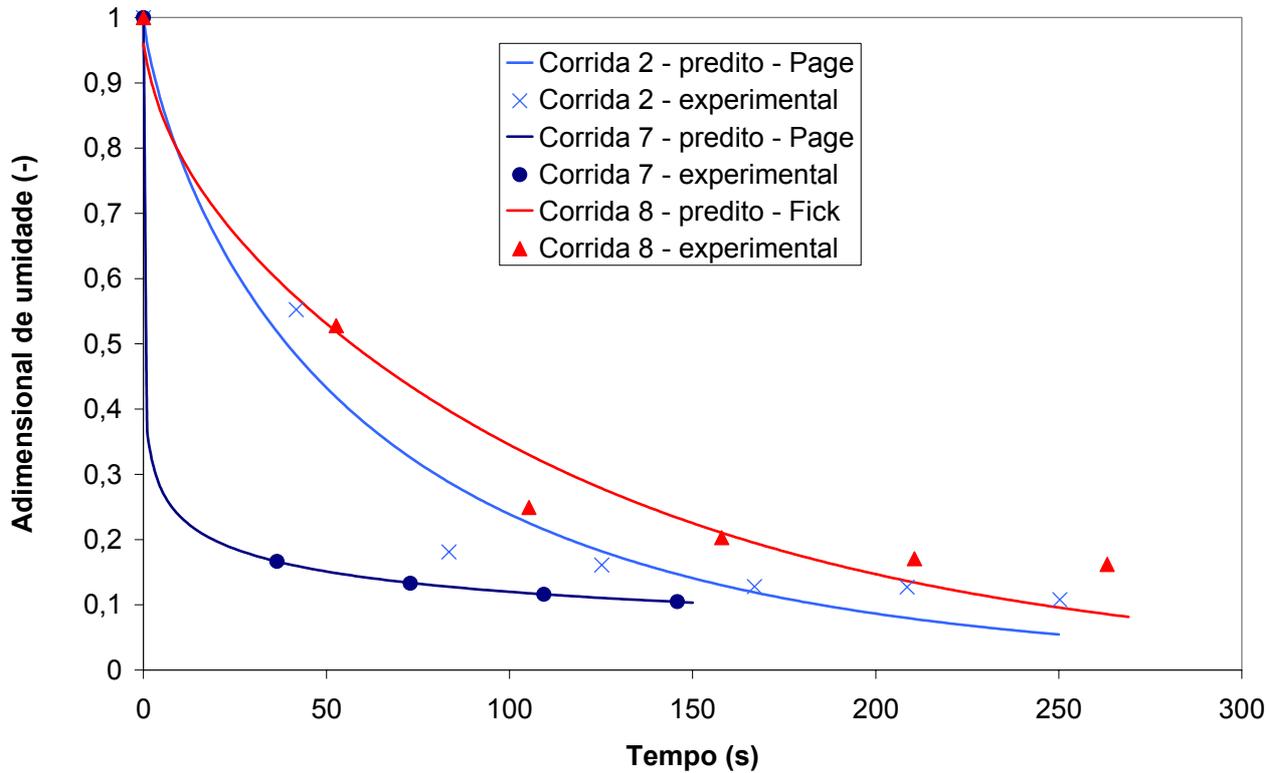


Figura 5.12-7: Comparação entre os valores preditos e experimentais para Fick e Page.

Atente-se para o fato de que mesmo o menor erro relativo para Fick não apresentou um bom ajuste. Já para Page o ajuste foi bom para a corrida 8 (menor erro relativo) e ruim para a corrida 2 (maior erro relativo).

5.12.5 Energia de ativação

Como a equação para o cálculo das difusividades efetivas não apresentou um bom ajuste, seus valores não puderam ser utilizados para a determinação da energia de ativação.

5.13 AVALIAÇÃO ENERGÉTICA E DE CUSTOS

5.13.1 Consumo de energia elétrica

Para a determinação do consumo de energia elétrica durante a secagem, utilizaram-se os dados da potência elétrica dos ventiladores de insuflamento e de exaustão (dado pelo item 5.1.3.3.), da potência elétrica dos moto-vibradores e da potência elétrica do alimentador. O consumo de energia elétrica no queimador não foi computado por ser insignificante comparado aos outros consumos.

Tabela 35: Consumo de energia elétrica durante a secagem.

Corrida	1	2	3	4	5	6	7	8
Consumo energético ventilador insuflamento (kJ)	20405,9	9258,8	6275,3	10080,9	8260,0	5841,7	4184,6	6541,8
Consumo energético ventilador exaustão (kJ)	23598,6	10707,4	7257,1	11658,2	9552,4	6755,7	4839,3	7565,4
Consumo energético moto-vibradores (kJ)	10827,6	4912,8	3329,7	5349,0	4382,8	3099,7	2220,4	3471,2
Consumo energético alimentador (kJ)	2915,1	1322,7	896,5	1440,1	1517,1	1073,0	768,6	1201,6
Consumo energia elétrica total (kJ)	57747,2	26201,6	17758,6	28528,3	23712,3	16770,1	12012,9	18779,9
Consumo energia elétrica total (kWh)	16,04	7,28	4,93	7,92	6,59	4,66	3,34	5,22

O item com maior consumo foi no ventilador de insuflamento, e a corrida que apresentou maior gasto foi a corrida de maior duração: corrida 1.

5.13.2 Consumo e custo total de energia

A seguir têm-se os resultados obtidos com os ensaios experimentais da avaliação energética do sistema de secagem vibro – fluidizada (ALMEIDA, BROD e PARK, 2002).

O valor do quilo de GLP utilizado foi de R\$ 3,24, conforme a cotação padrão (preço cheio) de GLP a granel para o Estado de São Paulo, fornecida pela Ultragáz para o dia

16/12/2002. (Obs.: para o caso da Unicamp, devido ao convênio firmado com a Ultragáz, o preço do gás é menor: R\$ 1,90).

Comparou-se o custo teórico da secagem utilizando a lenha como combustível com poder calorífico de 10467kJ/kg (Quadro 4) a um custo de R\$ 30,00/m³, que resulta em R\$ 0,07/kg (1m³ de lenha = 450kg)

Em relação ao preço da energia elétrica, foi utilizado o preço fornecido pela CPFL para consumo não residencial para o dia 13 de dezembro de 2002: R\$ 0,23/kWh (CPFL, 2002).

Tabela 36: Consumo total de energia durante a secagem da casca de ovo utilizando gás GLP (experimental).

Parâmetros	Corrida 1	Corrida 2	Corrida 3	Corrida 4	Corrida 5	Corrida 6	Corrida 7	Corrida 8
Vazão do ar (m ³ /s)	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58
Amplitude de vibração (mm)	1,5	1,5	1,5	1,5	0,4	0,4	0,4	0,4
Vazão de sólidos (g/s)	31,13	103,78	103,78	31,13	31,13	103,78	31,13	103,78
Tempo de residência (s)	21,0	41,7	41,7	21,0	36,5	52,6	36,5	52,6
Temperatura de secagem (°C)	63,3	61,0	75,9	76,2	61,2	59,8	75,3	71,6
Tempo de secagem (s)	6354	2883	1954	3139	2572	1819	1303	2037
Vazão de gás corrigida (kg/h)	5,06	4,92	5,06	5,06	5,06	4,92	5,19	5,41
Tempo gás ligado (h)	0,67	0,41	0,43	0,59	0,35	0,28	0,49	0,53
Consumo GLP (kg)	3,42	2,04	2,19	3,00	1,79	1,36	2,52	2,89
Custo GLP (R\$)	11,07	6,60	7,10	9,71	5,82	4,41	8,17	9,35
Consumo energia elétrica (kWh)	16,04	7,28	4,93	7,92	6,59	4,66	3,34	5,22
Custo energia elétrica (R\$)	3,71	1,68	1,14	1,83	1,52	1,08	0,77	1,21
Custo total de energia (R\$)	14,78	8,29	8,24	11,54	7,34	5,49	8,94	10,56
Massa de água evaporada durante a secagem (kg _{H2O} /kg _{MS})	0,084	0,087	0,077	0,087	0,082	0,059	0,081	0,077
Custo total de energia por massa de água evaporada durante a secagem (R\$ / (kg_{H2O}/kg_{MS}))	175,84	95,75	106,46	131,98	89,07	93,36	110,79	136,93

Tabela 37: Consumo total de energia durante a secagem da casca de ovo utilizando lenha (teórico).

Parâmetros	Corrida 1	Corrida 2	Corrida 3	Corrida 4	Corrida 5	Corrida 6	Corrida 7	Corrida 8
Vazão do ar (m ³ /s)	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58
Amplitude de vibração (mm)	1,5	1,5	1,5	1,5	0,4	0,4	0,4	0,4
Vazão de sólidos (g/s)	31,13	103,78	103,78	31,13	31,13	103,78	31,13	103,78
Tempo de residência (s)	21,0	41,7	41,7	21,0	36,5	52,6	36,5	52,6
Temperatura de secagem (°C)	63,3	61,0	75,9	76,2	61,2	59,8	75,3	71,6
Tempo de secagem (s)	6354	2883	1954	3139	2572	1819	1303	2037
Consumo lenha (kg)	15,98	9,54	10,25	14,02	8,40	6,37	11,83	13,52
Custo lenha (R\$)	1,07	0,64	0,68	0,93	0,56	0,42	0,79	0,90
Consumo energia elétrica (kWh)	16,04	7,28	4,93	7,92	6,59	4,66	3,34	5,22
Custo energia elétrica (R\$)	3,71	1,68	1,14	1,83	1,52	1,08	0,77	1,21
Custo total de energia (R\$)	4,78	2,32	1,82	2,77	2,08	1,50	1,56	2,11
Massa de água evaporada durante a secagem (kg _{H2O} /kg _{MS})	0,084	0,087	0,077	0,087	0,082	0,059	0,081	0,077
Custo total de energia por massa de água evaporada durante a secagem (R\$ / (kg_{H2O}/kg_{MS}))	56,82	26,79	23,57	31,64	25,28	25,55	19,33	27,34
Economia na utilização da lenha em relação ao GLP (%)*	67,7	72,0	77,9	76,0	71,6	72,6	82,6	80,0

* = 100 – 100*(Custo Lenha / Custo GLP)

Não há dúvidas de que a lenha ainda representa uma excelente alternativa energética, com uma economia de até 82,6% quando comparada com o gás. Enquanto a variação do custo para a secagem da casca de ovo no secador vibro-fluidizado variou de R\$89,07 a R\$175,84 por massa de água evaporada utilizando o gás GLP, a utilização da lenha resultou em uma variação de R\$19,33 a R\$56,82 por massa de água evaporada.

As maiores desvantagens do uso da lenha ficam nos problemas de manuseio, de estocagem, de controle, danos ao meio ambiente (poluição, desmatamento etc) e baixa eficiência de queima, os quais deverão ser computados no ato do projeto. Portanto, seus custos seriam aumentados se fossem computados todos estes custos vinculados à operacionalização da queima da lenha.

Há que se avaliar também que os custos mais elevados estão nos maiores tempos de secagem e nas menores vazões de sólidos.

Ressalta-se que uma grande economia de energia poderá ser obtida através da reutilização do ar de secagem, isolamento do sistema de secagem e da utilização de um queimador de potência nominal adequada, conforme análise dos itens 5.7 e 5.8.

5.14 ANÁLISE ESTRUTURAL

As características do modelo processado no programa computacional de CAD podem ser visualizadas a partir da imagem gerada pelo próprio programa. Cada parte constituinte foi desenhada separadamente, pois os vínculos de posicionamento (*constraints*) entre elas foram gerados quando incorporadas aos recursos do Mechanical Desktop (OLIVEIRA, BROD e PARK, 2002).

Assim, obtém-se graficamente cada uma dessas partes, como a base estrutural do secador, mostrada a seguir:

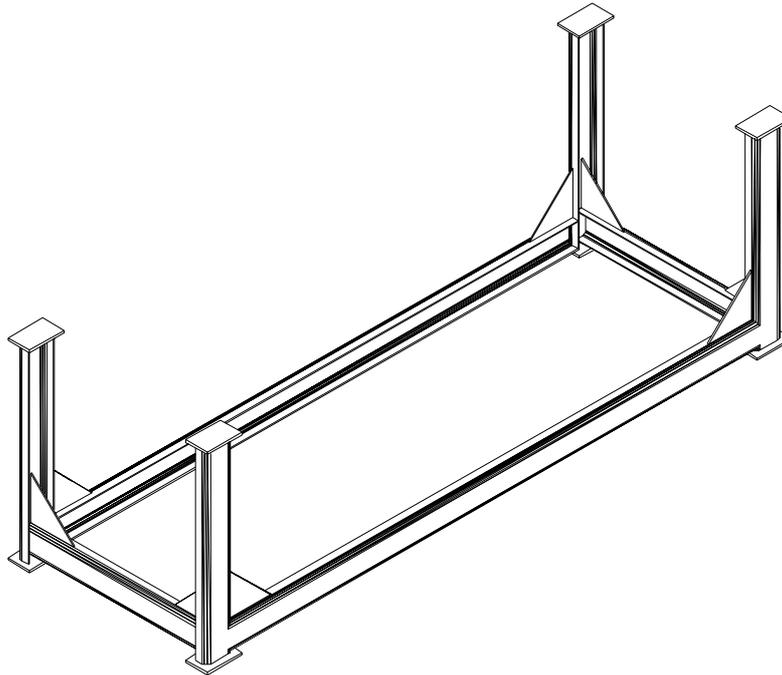


Figura 5.14-1: Desenho esquemático em perspectiva representando a base estrutural do secador vibro-fluidizado.

Tem-se, ainda, o modelo das coifas superiores:

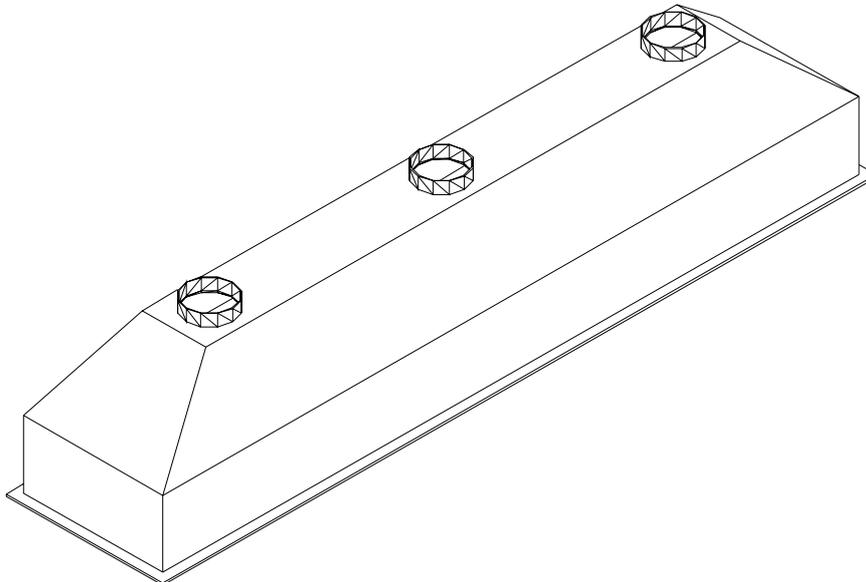


Figura 5.14-2: Desenho esquemático representando as coifas superiores do secador.

Foram feitas algumas modificações nas coifas inferiores no que se refere, principalmente, aos reforços estruturais que constituem este elemento. Alguns componentes estruturais do secador também foram modelados, como o suporte de ligação entre a parte fixa (base) e a parte móvel (vibração do secador) e reforços laterais que suportam a carga dos moto-vibradores. A seguir, é mostrado o modelo das coifas inferiores:

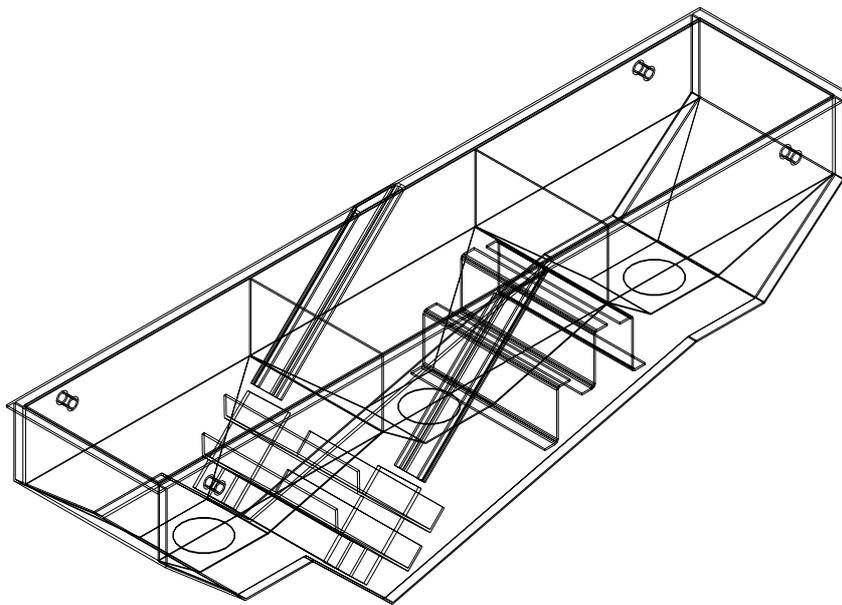


Figura 5.14-3: Representação do modelo das coifas inferiores do secador com reforços (vista fio-de-aramé).

O modelo das molas, parte integrante fundamental na análise dinâmica do secador, foi obtido tendo disponível um programa LISP no próprio AutoCAD. As molas são representadas a seguir:

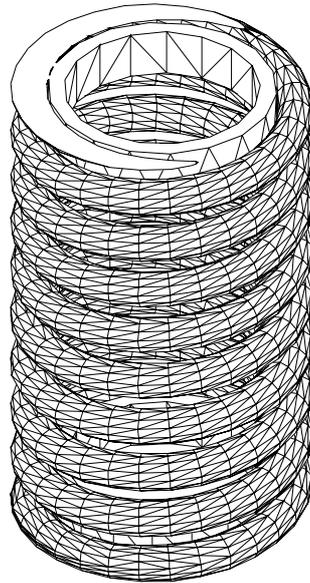


Figura 5.14-4: Desenho esquemático representando as molas do secador.

Com todas as partes constituintes modeladas, foi possível a inserção destas no programa Mechanical Desktop e a formação do conjunto. Foi feita também a inserção das *constraints*, relacionando e fixando o posicionamento de todas as partes constituintes do secador e da sua base. Através deste procedimento, permite-se uma análise estrutural estática e dinâmica mais aprofundada em outro pacote computacional de análise estrutural.

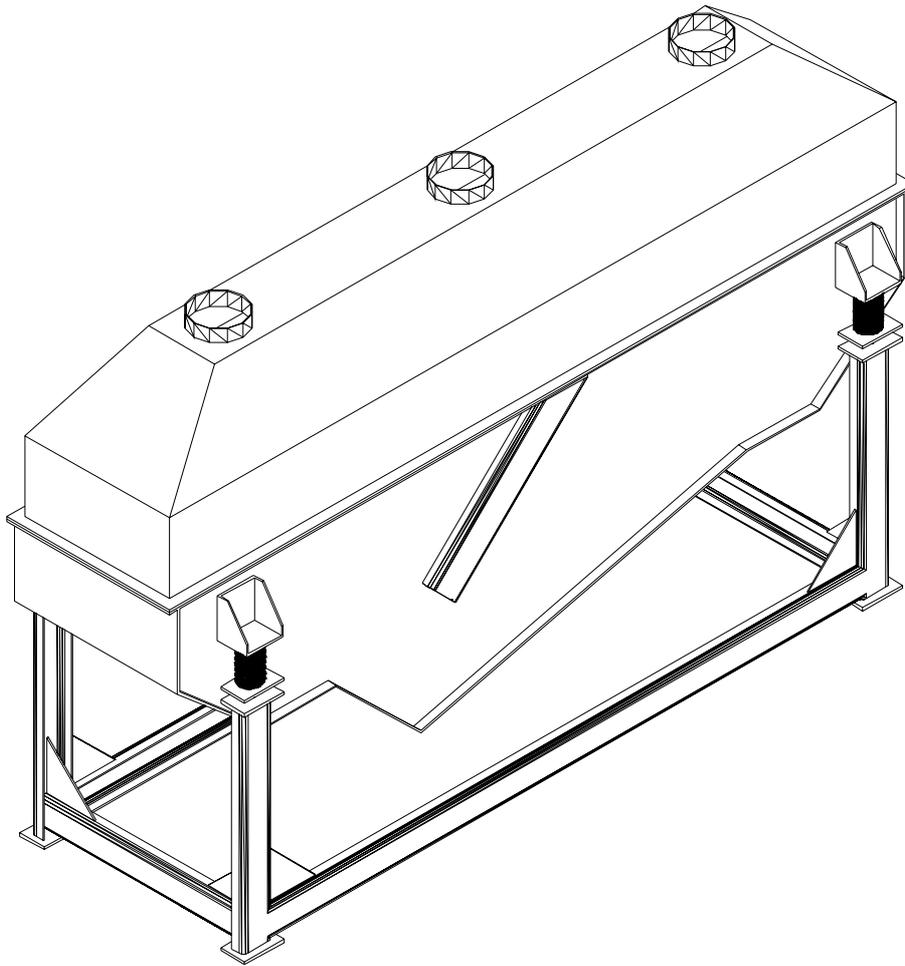


Figura 5.14-5: Representação gráfica do modelo do secador.

Quanto ao modelo da base do secador, este foi realizado no ANSYS a partir de propriedades materiais do aço de que é constituído, além das características e das chamadas propriedades geométricas das vigas. Assim, os elementos foram posicionados nos centros geométricos da seção transversal das vigas com o intuito de permitir a correta aplicação dos carregamentos nos nós e sua distribuição por toda a seção.

As restrições foram também aplicadas deixando os graus de liberdade necessários à análise dos esforços e deformações.

Aplicando os esforços referentes ao peso do secador nas vigas de sustentação, obtêm-se os valores de translação de determinados nós e sua representação gráfica (Tabela 38):

Tabela 38: Translação dos nós da estrutura.

Nó	Translação (m)
1	0,0000
2	0,0000
3	0,0000
4	0,0000
5	8,1549E-04
6	8,1549E-04
7	8,1549E-04
8	8,1549E-04

Na Tabela 38, os nós numerados de 1 a 4 estão situados na parte inferior da base, enquanto que os numerados de 5 a 8 estão situados na parte superior.

Nos resultados gerados pelo ANSYS, verificou-se que as vigas horizontais não recebem nenhum esforço, enquanto as vigas verticais recebem toda a tensão gerada pelo peso do secador. Infere-se daí que a função das vigas horizontais é, simplesmente, de fixar o posicionamento das barras verticais.

Foram encontrados valores de tensão nos elementos comprimidos da ordem de 1,9 MPa, estando muito abaixo do limite de proporcionalidade do aço que é de cerca de 200 MPa.

Sendo de natureza muito simplificada, este modelo da base de sustentação do secador, utilizado nesta verificação, decidiu-se pela adoção de um novo a partir do modelo gerado pelo programa Mechanical Desktop e exportado para o Ansys. Além deste, incluiu-se o modelo do secador com o intuito de obter os esforços nas chapas da estrutura do equipamento (Figuras 5.14-6 e 5.14-7).

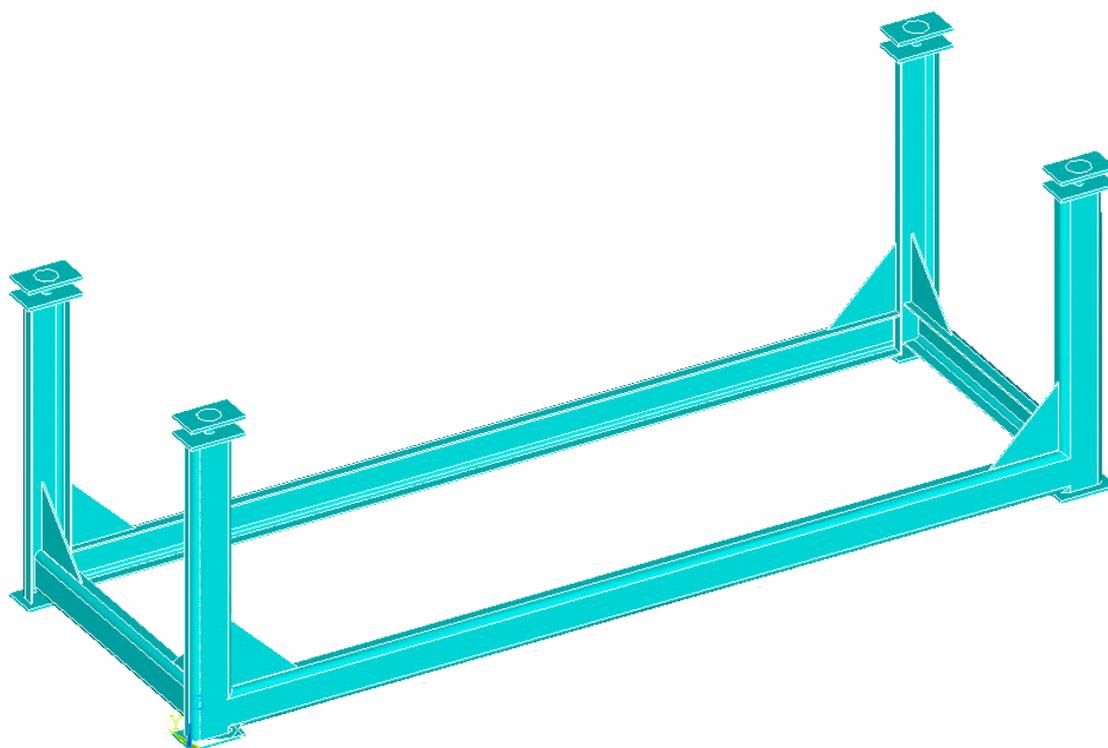


Figura 5.14-6: Representação da base do secador pelo programa ANSYS.

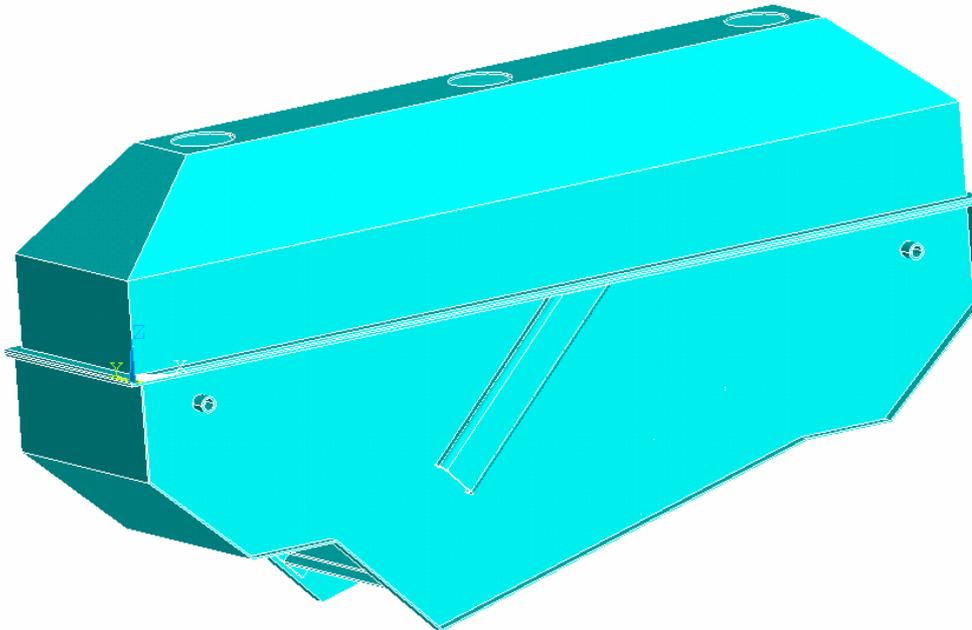


Figura 5.14-7: Representação do corpo do secador pelo programa ANSYS.

O detalhamento empregado na modelagem implicou na não solução do problema, impedindo a análise estrutural do secador e da base, mesmo com a aplicação de malhas de elementos finitos mais simplificadas e na geração da malha elemento por elemento.

Buscava-se a análise dinâmica destes elementos, porém esbarrou-se no grande número de elementos constituintes da estrutura (arestas, soldas, reforços, uniões etc.) e na necessidade de máquinas de alto desempenho com programas não disponíveis atualmente, na UNICAMP. Considerando a alta especificidade desta análise, que foge ao escopo do trabalho, a análise estrutural não pôde ser finalizada.

VI CONCLUSÕES

6.1 SISTEMA DE SECAGEM

O sistema de secagem foi todo montado e colocado em funcionamento. Está operando com excelentes resultados.

O secador foi todo instrumentado com sensores de temperatura, pressão e velocidade do ar. Os sensores foram calibrados.

O alimentador apresenta comportamento linear da vazão em função da frequência. Assim, conhecendo a frequência de funcionamento do alimentador, tem-se a vazão de sólidos no secador somente multiplicando por 10,38.

6.2 AERODINÂMICA

Através do levantamento das curvas características do sistema e dos ventiladores foi possível analisar como a pressão e a velocidade no interior do secador eram influenciadas pela abertura ou fechamento das válvulas de controle de fluxo. Além disso, foi possível determinar melhores condições de trabalho.

O novo ventilador de insuflamento apresentou melhor desempenho que o anterior, com vazões máximas da ordem de $70\text{m}^3/\text{min}$ e pressão estática máxima de 180mm.c.a.

O manômetro em U utilizado para a medida de perda no leito do secador demonstrou sua praticidade e funcionalidade.

A equação que correlaciona a velocidade do ar no interior da tubulação com o diferencial de pressão do tubo de Pitot fixo resultou em um excelente ajuste aos dados experimentais obtidos, com um erro relativo médio de 3,94% para os dados expressos em mmH_2O .

Não foi possível a quantificação da perda de carga no leito de secagem com produto, já que a perda de carga na tela é muito alta.

A melhor configuração do sistema é a que apresenta a pressão estática perto de zero na saída do secador.

6.3 PARÂMETROS VIBRACIONAIS

A amplitude de vibração do secador foi determinada através do novo método de análise de imagens, aqui desenvolvido. O método mostrou-se prático e preciso, apresentando valores de amplitude de vibração de 0,15mm a 1,51mm. Com os valores do adimensional de vibração (Γ) foi possível classificar o secador como *aerado vibrado*, com valores variando de 2 a 22.

6.4 TEMPO DE RESIDÊNCIA

A análise de imagens foi utilizada para calcular a fração mássica da casca de ovo marcada. Esta nova técnica foi aplicada com sucesso, apresentando bons resultados e uma grande facilidade para se determinar o tempo de residência.

A amplitude de vibração foi o parâmetro de maior significância no tempo de residência e no número de dispersão das partículas. O regime de escoamento no secador vibro-fluidizado pode ser classificado como *plug flow* disperso, tanto para os testes em escala industrial como para os testes em escala laboratorial.

O tempo de residência variou de 16,7 a 147,6s para os testes em escala industrial e de 21,0 a 52,6s para os testes em escala laboratorial.

6.5 TRANSFERÊNCIA DE CALOR

Através da análise do perfil de temperatura no sistema de secagem, comprovou-se que o controlador de temperatura do sistema de aquecimento atua com uma grande variação de temperatura.

A maior perda de calor foi observada na saída do ventilador de exaustão e no corpo do secador. Houve também uma grande diferença entre a potência fornecida pelo gás e a

potência utilizada para aquecer o ar. Esta diferença foi explicada pela má combustão do gás, pela perda de calor no corpo do ventilador de insuflamento e pelo superdimensionamento do aquecedor.

Para o caso do secador sem produto, a potência fornecida e a potência perdida aumentam com o aumento da temperatura e da vazão do ar.

No caso do secador com produto e secador vazio, não se verificou uma diferença significativa. Além disso, com o aumento da amplitude de vibração e da vazão de sólidos tem-se um aumento da perda de calor para o ambiente.

A eficiência térmica do secador indicou que de 21,1 a 29,1% do total da energia fornecida pelo aquecedor foram realmente utilizadas na secagem.

Os valores encontrados para o coeficiente convectivo entre o sistema de secagem e o ambiente se encontram dentro dos valores correspondentes para a convecção natural do ar.

Das equações propostas (pelos diversos autores referenciados) para a transferência de calor em leitos vibro-fluidizados, a equação sugerida por Kavetskii et al. (1972, apud: PAKOWSKI, MUJUMDAR e STRUMIŁŁO, 1984) foi a que melhor se ajustou aos dados experimentais.

6.6 SECAGEM

Analisando as curvas do adimensional de secagem versus o tempo pode-se afirmar que, para temperaturas maiores, a taxa de secagem é maior mantendo o mesmo tempo de residência

As curvas da taxa de secagem versus o conteúdo médio de umidade apresentaram dois períodos de secagem. Este comportamento é também verificado na curva do logaritmo do adimensional de secagem.

Com estas observações concluiu-se que para equações exponenciais (como a Lei de Fick e a equação empírica de Page) os dados experimentais não puderam ser ajustados. Observação confirmada pelos altos valores dos erros relativos para a difusividade efetiva, valores não confiáveis. Em relação à equação de Page, esta se ajustou a algumas corridas de secagem.

A energia de ativação não pôde ser determinada, em decorrência das restrições aos valores das difusividades efetivas encontrados.

6.7 AVALIAÇÃO ENERGÉTICA E DE CUSTOS

O consumo de energia elétrica durante a secagem variou de 3,34 a 16,04kWh, e os maiores valores foram para tempos de secagem maiores.

O custo monetário para evaporar um quilo de água da casca de ovo durante os experimentos variou de R\$89,07 a R\$175,84 utilizando o gás GLP e de R\$19,33 a R\$56,82 utilizando a lenha.

Conforme esperado e observado a lenha ainda representou uma excelente alternativa energética, representando uma economia de custos de até 83% quando comparado com o gás. Há que se ponderar na escolha da lenha combustível, as desvantagens geradas por problemas de estocagem, manejo e danos ao meio ambiente (poluição, desmatamento etc.).

É importante frisar que os maiores custos se referem a maiores tempos de secagem que correspondem a maiores perdas de energia no sistema.

6.8 ANÁLISE ESTRUTURAL

Os modelos geométricos das partes constituintes do secador vibro-fluidizado foram produzidos a partir do programa de desenho assistido por computador AutoCAD.

A partir desses arquivos digitais do modelo do secador, foi possível inserir os dados reais da estrutura em programas modeladores como o Mechanical Desktop, permitindo também uma análise estática no programa de simulação ANSYS, com o objetivo de se analisar a estrutura do secador.

No modelo da base do secador, as barras verticais foram as que suportaram os esforços.

A análise da base do secador permitiu inferir quanto à robustez deste componente, pois a tensão encontrada nas vigas foi muito inferior ao limite de proporcionalidade do aço. Isso implica que a resistência destes elementos está muito acima dos esforços gerados na análise estática. Seria necessária uma análise dinâmica (vibratória) a fim de determinar se a estrutura romperia por fadiga.

O estudo baseado no modelo do secador e da base gerado pelo programa Mechanical Desktop utilizado para a análise estrutural pelo método de elementos finitos no programa Ansys, não se mostrou adequado ao secador vibro-fluidizado.

VII COMENTÁRIOS ADICIONAIS

7.1 DIFICULDADES

O secador, construído em escala industrial, serviu de maneira plena aos propósitos da pesquisa, apesar dos problemas comuns a este tipo de equipamento: dificuldades operacionais, grandes exigências de energia, grandes necessidades de matéria prima e de mão-de-obra.

As novas propostas para a completa formulação da metodologia, tendo por base a análise de imagens, levaram a um grande dispêndio de tempo com as muitas e necessárias calibrações e utilização de vários recursos computacionais.

A instalação tardia da central de gás GLP, devido à dificuldade de estabelecer contratos de parceria, final de 2001, limitou o tempo que poderia ter sido usado para mais estudos de transferência de calor e secagem.

Também a montagem especial e exclusiva para o inversor de freqüência, com o intuito de evitar interferências no sistema de aquisição de dados, trouxe muitos transtornos, felizmente resolvidos.

A análise da estrutura das coifas inferiores e superiores e da base pelo método de elementos finitos é muito complexa, devido ao grande número de elementos constituintes da estrutura (arestas, soldas, tolerâncias, chapas, reforços, perfis, uniões etc.) e na necessidade de máquinas de alto desempenho com programas não disponíveis atualmente na UNICAMP. Considerando a alta especificidade desta análise, que foge ao escopo do trabalho, a análise estrutural não pôde ser finalizada.

7.2 ENCERRAMENTO E NOVAS LINHAS DE PESQUISA

Todas as etapas propostas foram desenvolvidas a contento.

Muitos resultados das pesquisas e dos estudos mereceram publicações e discussões em congressos internacionais, inclusive.

Tais trabalhos e apresentações, além de agregarem valor, possibilitaram troca de informações e ampliação de idéias com os grandes especialistas da área.

O secador, apesar das dificuldades surgidas, foi avaliado, cobrindo todas as etapas para seu completo dimensionamento. Todas as informações, revisões e resultados constituem uma apreciável base de dados para formalizar um projeto industrial de um sistema de secagem vibro-fluidizada, a não só para o material utilizado (casca de ovo triturada), mas para qualquer outro material granular.

Para dar continuidade a este estudo e completá-lo, propõem-se outras linhas de pesquisa:

- ✓ Estudar os efeitos da inclinação do secador no tempo de residência e conseqüentemente, na cinética de secagem;
- ✓ Estudar os efeitos da vazão de ar na cinética de secagem e na transferência de calor;
- ✓ Estudar a porosidade do leito e a velocidade mínima de vibro-fluidização;
- ✓ Estudar a utilização de aletas no leito de secagem para aumentar o tempo de residência;
- ✓ Estudar o comportamento de outro material no secador vibro-fluidizado;
- ✓ Estudar a reutilização do ar de secagem.

Com a superação de dificuldades iniciais e resultantes de experimentações e ajustes, completou-se o trabalho pretendido e pôde-se, então, disponibilizar para a UNICAMP e para pesquisadores da área, propostas e soluções a problemas pouco investigados, apesar de fundamentais para se ter uma exata e nítida visão do secador, com todas as suas particularidades, além de um dimensionamento total de suas possibilidades.

O alcance e a validade do trabalho tornaram-no contribuição efetiva, com subsídios da maior importância, para a continuidade e complementações de suas aplicabilidades no mundo acadêmico e no mercado.

VIII BIBLIOGRAFIA

- [1] ABRAHÃO, R.F. **Desenvolvimento de elementos finitos quadrilaterais subparamétricos para análise de placas**. 1997. 186f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - FEM - UNICAMP, Campinas.
- [2] ADOBE® ImageReady™ 3.0. **Program**, San Jose-USA: Adobe Systems Incorporated, 2000.
- [3] ADOBE® Photoshop® 6.0. **Program**, San Jose-USA: Adobe Systems Incorporated, 2000.
- [4] ADOBE® Premiere® 6.0. **Program**, San Jose-USA: Adobe Systems Incorporated, 2000.
- [5] AEROMACK. **Ventiladores Siroco**. Disponível em: <<http://www.aeromack.com.br/siroco.htm>>, Acesso em: 8 jan. 2002.
- [6] AGUERRE, R.J.; GABITTO, J.F.; CHIRIFE, J. Utilization of Fick's second law for the evaluation of diffusion coefficients in food process controlled by internal diffusion. **Journal of Food Technology**, Oxford, v. 20, n. 5, p. 623-629, 1985.
- [7] ALMEIDA, M.T. **Vibrações mecânicas para engenheiros**. 2. ed. São Paulo: Edgard Blücher Ltda, 1990. 445p.
- [8] ALMEIDA, R.G.; BROD, F.P.R.; PARK, K.J. Estudo de secagem e avaliação energética do secador vibro-fluidizado. In: CONGRESSO INTERNO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA, 10., 2001, Campinas-SP. **Caderno de Resumos...** Campinas-SP: PRP/PRG/SAE/UNICAMP, 2002. CD-ROM, trabalho T-517.
- [9] ALMEIDA, R.G.; PARK, K.J.; BROD, F.P.R. Funcionamento de ventiladores acoplados a um secador vibro-fluidizado. In: CONGRESSO INTERNO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA, 9., 2001, Campinas-SP. **Caderno de Resumos...** Campinas-SP: PRP/UNICAMP, 2001. p. 152.

- [10] ALVAREZ, P.I.; REYES, A. Modelación y simulación del secado de griz de maíz en lecho vibrofluidizado. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS (ENEMP), 27., 1999, Campos do Jordão-SP. **Anais...** São Paulo-SP: EPUSP, 2000. p.481-487.
- [11] AMERICAN SOCIETY OF AGRICULTURAL ENGINEERS – ASAE. **Moisture Relationship of Grains**. St. Joseph, 1991, p.363-367. (ASAE Data, D245.4).
- [12] ANSYS® Release 5.4. **Program**, Urbana-IL-USA: SAS IP, Inc., 1997.
- [13] ARORA, J.S. **Introduction to optimum design**. Singapore: McGraw-Hill, Inc. 1989. 625p.
- [14] ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DAS INDÚSTRIAS DA ALIMENTAÇÃO – ABIA. **O Sistema e a indústria Agroalimentar no Brasil: Diagnóstico de Competitividade, Indicadores e Tendências**. São Paulo: ABIA. 1993. 272p.
- [15] ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – ABNT. **NBR 6023: Informação e documentação – Referências – Elaboração**. Rio de Janeiro, 2000. 22p.
- [16] ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE AGRIBUSINESS – ABAG. **Dimensionamento do agribusiness**. Disponível em: <<http://www.abagbrasil.com.br/>>. Acesso em: 25 out. 2002.
- [17] ASSOCIATION OF OFFICIAL ANALYTICAL CHEMISTS - AOAC. Official Methods of Analysis: 930.04, **Moisture Content in Plants**, 1990, v. 1.
- [18] AUTODESK® AutoCAD® 2002. **Program**, San Rafael-UDA: Autodesk Inc., 2001.
- [19] AUTODESK® Mechanical Desktop® 6. **Program**, San Rafael-UDA: Autodesk Inc., 2001.
- [20] BAHU, R.E. Fluidized bed dryer scale-up. **Drying Technology**, New York, v. 12, n. 1, p. 329-339, 1994.
- [21] BANZATTO, L.L.; ZACTITI, E.M.; LIMAVERDE, J.R.; FINZER, J.R.D. Secador de bandejas vibradas: controle do escoamento dos sólidos aplicando vibrações me sentidos opostos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS (ENEMP). 27., 1999, Campos do Jordão-SP. **Anais...** São Paulo-SP: Editora da USP, 2000. p. 563-569.

-
- [22] BASKAKOV, A.P.; ZAVAROV, A.S.; GRACHEV, S.V.; RISHKÓV, A.F.; FILIPPOVSKIJ, N.F.; SVETLACOV, V.I. Heat and chemical heat treatment in fluidized and vibrofluidized beds. **Heat Transfer Engineering**, Bristol, v. 10, n. 1, 1989.
- [23] BAZARAA, M.S.; SHERALI, H.D.; SHETTY, C.M. **Nonlinear programming: theory and algorithms**. 2. ed. New York: John Wiley & Sons, Inc. 1993. 638p.
- [24] BIRD, R.B.; STEWART, W.E.; LIGHTFOOT, E.N. **Transport phenomena**. New York: John Wiley & Sons, Inc., 1960. 780 p.
- [25] BOBBIO, P.A. **Química do Processamento de Alimentos**. 2. ed. São Paulo: Varela, 1992. 151p.
- [26] BORDE, I.; DUKHOVNY, M.; ELPERIN, T. Heat and mass transfer in a moving vibrofluidized granular bed. **Powder Handling & Processing**, Clausthal Zellerfeld-Germany, v. 9, n. 4, p. 311-314, 1997.
- [27] BORDE, I.; DUKHOVNY, M.; ELPERIN, T.; KATZ, V. Investigation of drying in a multistage dryer with a vibrofluidized bed. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM (IDS'96), 10., 1996, Cracóvia-Polônia. **Proceedings...** Lodz-Polônia: Lodz Technical University, 1996. v. A, p. 398-404.
- [28] BROD, F.P.R. **Construção e teste de um secador vibro-fluidizado**. 1999, 200f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Faculdade de Engenharia Agrícola, UNICAMP, Campinas.
- [29] BROD, F.P.R.; ALMEIDA, R.G.; ALONSO, L.F.T.; PARK, K.J. Determinação das propriedades físicas e fluidodinâmicas para a casca de ovo triturada. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 28., 1999, Pelotas-RS. **Anais...** Pelotas-RS: SBEA, 1999 a. CD-ROM, artigo n.º 201.
- [30] BROD, F.P.R.; ALMEIDA, R.G.; ALONSO, L.F.T.; PARK, K.J. Determinação das propriedades térmicas para a casca de ovo triturada. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 28., 1999, Pelotas-RS. **Anais...** Pelotas-RS: SBEA, 1999 b. CD-ROM, artigo n.º 202.

- [31] BROD, F.P.R.; ALONSO, L.F.T.; PARK, K.J. Construção de secador vibro-fluidizado. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 26., 1997, Campina Grande-PB. **Anais...** Campina Grande-PB: SBEA, 1997. CD-ROM, artigo n.º 031.
- [32] BROD, F.P.R.; ALONSO, L.F.T.; PARK, K.J. Secagem de produtos agrícolas. **XI SEMEAGRI – Semana de Engenharia Agrícola da Unicamp**. Campinas: Agrológica – Empresa Júnior de Eng. Agrícola. 1999 a. 122 p.
- [33] BROD, F.P.R.; ALONSO, L.F.T.; PARK, K.J. Obtenção de um sistema de secagem para a casca de ovo. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 28., 1999 b, Pelotas-RS. **Anais...** Pelotas-RS: SBEA, 1999 b. CD-ROM, artigo n.º 203.
- [34] BROD, F.P.R.; ALONSO, L.F.T.; ROSA, R.H.C.; MINAGAWA, F.K.; PARK, K.J. Carrot (*Daucus carota* L.) drying in a vibro-fluidized dryer. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM (IDS'98), 11., 1998, Halkidiki, Grécia. **Proceedings...** Thessaloniki-Grécia: Ziti Editions, 1998. v. B, p. 1237-1243.
- [35] BROD, F.P.R.; PARK, K.J.; ALMEIDA, R.G. Funcionamento de ventiladores acoplados a um secador vibro-fluidizado. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 30., 2001, Foz do Iguaçu-PR. **Anais...** Foz do Iguaçu-PR: SBEA, 2001. CD-ROM.
- [36] BROD, F.P.R.; PARK, K.J.; ALMEIDA, R.G. Using image analysis to obtain residence time distribution of a vibrofluidized dryer. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM IDS' 2002, 13., 2002, Beijing, China. **Proceedings...** Beijing: China Agricultural University, 2002. v. A, p. 539-547.
- [37] BROD, F.P.R.; PARK, K.J.; ALONSO, L.F.T. A vibro-fluidized drying system for eggshell. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM IDS' 2000, 12., 2000, Noordwijkerhout, Holanda. **Proceedings...** Amsterdam: Elsevier Science, 2000. CD-ROM, paper nº 142.
- [38] BROD, F.P.R.; PÉCORÁ, A.A.B.; PARK, K.J. Transferência de calor em leitos vibro-fluidizados: um estudo comparativo. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica, 16., 2001, Uberlândia-MG. **Anais...** Uberlândia-MG: UFU, 2001. v. 9, p. 391-401, CD-ROM.

- [39] BROD, F.P.R.; ROSA, R.H.C.; ALONSO, L.F.T.; PARK, K.J. Perda de carga em um secador vibro-fluidizado. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 27., 1998, Poços de Caldas-MG. **Anais...** Lavras-MG: UFLA/SBEA, 1998. v. IV, p. 31-33.
- [40] BRODKEY, R.S.; HERSHEY, H.C. **Transport phenomena: a unified approach**. New York: McGraw-Hill Book Company, 1988. 847p.
- [41] BROOKER, D.B.; BAKKER-ARKEMA, F.W.; HALL, C.W. **Drying and storage of grains and oilseeds**. New York: AVI Book, 1992. p. 148-157.
- [42] BURJAILI, M.M. **Desenvolvimento de um secador rotatório com recheio de inertes**. 1996. 218f. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos) - Faculdade de Engenharia de Alimentos, UNICAMP, Campinas.
- [43] CAMARGO, C.F.S.; GARIM, M.M.; FREIRE, J.T. Determinação do coeficiente global de transferência de calor entre um leito vibro-fluidizado e um corpo nele submerso. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS – ENEMP. 26., 1998, Teresópolis-RJ. **Anais...** Rio de Janeiro-RJ: DTQ-UFRRJ, 1998. v. I, p. 91-98.
- [44] CANELLAS NETO, A.A.; FREIRE, J.T. Estudo do coeficiente de transferência de massa em leito vibro-fluidizado. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS (ENEMP). 27., 1999, Campos do Jordão-SP. **Anais...** São Paulo-SP: Editora da USP, 2000. p. 307-314.
- [45] CARDOSO, C.S.B.; KIECKBUSCH, T.G. Secagem de fatias de banana em leito vibro-fluidizado a altas temperaturas por curto tempo. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS – ENEMP. 26., 1998, Teresópolis-RJ. **Anais...** Rio de Janeiro-RJ: DTQ-UFRRJ, 1998. v. II, p. 385-392.
- [46] ČERMÁK, B.; HOUŠKA, K.; CHOC, M.; KORGER, M.; VALCHÁŘ, J.; VIKTORIN, Z. Recent development of drying theory and computing methods in Czechoslovakia. **Drying Technology**, New York, v.7, n.1, p.101-128, 1989.
- [47] CHEAH, C.W.; HIRT, D.E.; LIU, Y.A.; SQUIRES, A.M. A vibrofluidized-bed heat exchanger for heat recovery from a hot gas - part I: feasibility study of a pilot-scale system. **Powder Technology**, Lausanne, v. 55, p. 257-267, 1988.

- [48] CHEN, Y.L.; LIN, P.S.; PENG, Y.L. Particle agglomeration characteristics in vibro-fluidized bed dryers. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, Tokyo, v. 24, n. 5, out. 1991.
- [49] CHIRIFE, J. Fundamentals of the drying mechanism during air dehydration of foods. In: MUJUNDAR, A.S. **Advances in drying**. Washington: Hemisphere Publishing Corporation, 1981. v.1, p.73-102.
- [50] CNA - Confederação da Agricultura e Pecuária do Brasil. **A Agropecuária Brasileira**. Brasília. Disponível em: <<http://www.cna.org.br/>>. Acesso em: 5 nov. 2002.
- [51] COMPANIA PAULISTA DE FORÇA E LUZ – CPFL. **Taxas e tarifas**. Disponível em: <http://www.cpfl.com.br/new/servicos/taxas_tarifas.asp>. Acesso em: 13 dez. 2002.
- [52] CONPET. **Programa Nacional da Racionalização do Uso dos Derivados do Petróleo e do Gás Natural**. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/conpet/Conpet.htm>>. Acesso em: 2 fev. 2000.
- [53] CONVERSE, A.O. **Otimização**. São Paulo: São Paulo Livraria Editora Ltda. 1977. 262p.
- [54] COOK, R.D.; MALKUS, D.S.; PLESHA, M.E. **Concepts and applications of finite element analysis**. 2. ed. New York: John Willey & Sons. 1981. 537p.
- [55] Corel DRAW. **Corel PHOTO-PAINT, Manual**, Ottawa,Canada: Corel Corporation, 2000.
- [56] CRANK, J. **The mathematics of diffusion**. 2. ed. Oxford: Clarendon Press, 1975. 414 p.
- [57] CROSTA, A.P. Processamento digital de imagens de sensoriamento remoto. Campinas-SP: IG-UNICAMP, 1992. 170p.
- [58] DAESUNG Bulk and Powder Handling Systems. **Vibrating fluid bed dryer cooler**. Disponível em <<http://www.dsmachinery.co.kr/e-total-vir-fluid.html>>. Acesso em: 13 nov. 2002.
- [59] DANIELSEN, S.; HOVMAND, S. Drying of granulated product in a vibrated fluid be. In: MUJUMDAR, A.S. (Org.). **Drying 80**, New York: Hemisphere Publishing, 1980. v.1, p.194-199.
- [60] DAUDIN, J.D. Calcul des cinétiques de séchage par l'air chaud des produits biologiques solides. **Sciences des Aliments**, Paris, v.3, p.1-36, 1983.

-
- [61] DELLA TONIA JR.; V.; FREIRE, J.T.; TOBINAGA, S. Leito vibro-fluidizado I – desenvolvimento do equipamento e testes preliminares. In: ENCONTRO SOBRE ESCOAMENTO EM MEIOS POROSOS - ENEMP. 17., 1989, São Carlos-SP. **Anais...** São Carlos-SP: UFSCar, 1989. v.I, p.307-311.
- [62] DOLMANOV, F.V.; ZELENINA, G.A.; TAZIKOV, E.B. Carburizing of titanium in a vibrofluidized bed. **Metal Science and Heat Treatment**, New York, v. 18, n. 3-4, p. 260-261, 1976.
- [63] DONG, Z.X.; PAN, Y.K.; DENG, W.Y.; WEI, Z.; MUJUMDAR, A.S. Effect of vibration on the drying rate during the falling rate period. **Drying Technology**, New York, v. 9, n. 3, p. 723-733, 1991.
- [64] DU, C.; TURTON, R. An experimental study of the heat transfer between near-fluidized particles and an oscillating immersed surface. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, Oxford, v.40, n.10, p.2351-2361, 1997.
- [65] DUTTA, A.; DULLEA, L.V. Effects of external vibration and the addition of fibers on the fluidization of a fine powder. **AIChE Symposium Series - Advances in Fluidized Systems**, New York, v.87, n.281, p.38-46, 1991.
- [66] ECCLES, E.R.A. Flow and heat-transfer phenomena in aerated vibrated beds (Thesis Summary). **Drying Technology**, New York, v. 8, n. 4, p. 895-898, 1990.
- [67] ECCLES, E.R.A.; MUJUNDAR, A.S. Cylinder-to-bed heat transfer in aerated vibrated beds of small particles. **Drying Technology**, New York, v.10, n.1, p.139-164. 1992 a.
- [68] ECCLES, E.R.A.; MUJUNDAR, A.S. A correlation for cylinder-to-bed heat transfer in aerated vibrated beds of small particles. **Drying Technology**, New York, v.10, n.1, p.165-187. 1992 b.
- [69] ECCLES, E.R.A.; MUJUNDAR, A.S. Bubble phenomena in aerated vibrated beds of small particles. **Drying Technology**, New York, v.15, n.1, p.92-116, 1997.
- [70] ERDÉSZ, K. Hydrodynamic studies on vibrated fluidized beds. **Powder Handling & Processing**, Germany, v.2, n.4, p.327-339, 1990.

- [71] ERDÉSZ, K.; MUJUMDAR, A.S. Hydrodynamic aspects of conventional and vibrofluidized beds - a comparative-evaluation. **Powder Technology**, Lausanne, v.46, n.2-3, p.167-172, 1986.
- [72] ERDÉSZ, K.; MUJUMDAR, A.S.; RINGER, D.U. Hydrodynamic similarity of conventional and vibrated fluidized beds. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM (Drying '86), 5., 1986, Boston-USA. **Proceedings...** Boston-USA: Cambridge University, 1986. v.1, p.169-176.
- [73] ERDÉSZ, K.; ORMÓS, Z. Granulation in vibro fluidized bed. In: MUJUMDAR, A.S. **Drying of solids: recent international developments**, New York: Halsted Press, 1986. p. 54-67.
- [74] ERDÉSZ, K.; MUJUMDAR, A.S. Bibliography of literature on fundamentals and applications of vibration in particle processing. **Drying Technology**, New York, v.5, n.2, p.311-332, 1987.
- [75] ERDÉSZ, K.; MUJUMDAR, A.S. Numerical investigation of a phenomenological model for vibrated fluidized beds. **Drying Technology**, New York, v.7, n.3, p.487-502, 1989.
- [76] EVANS, L.B. Optimization theory and it application in food processing. **Food Technology**, Chicago, n. 36, v. 7, p. 88-93, 1982.
- [77] FENILI, A. **Sobre a Modelagem e Dinâmica de Estruturas Flexíveis de Rastreamento (Pequenas e Grandes Deflexões)**. 1997. 262f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - FEM - UNICAMP, Campinas.
- [78] FINZER, J.R.D. **Secagem de fatias de cebola em leito vibro-fluidizado**. 1984, 134f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Alimentos) Faculdade de Engenharia de Alimentos, UNICAMP, Campinas.
- [79] FINZER, J.R.D.; KIECKBUSCH, T.G. Secagem de fatias de cebola sob vibração. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, Campinas, v.6, n.2, p.99-120, 1986.
- [80] FINZER, J.R.D.; KIECKBUSCH, T.G. Secagem em sistemas com vibração. In: FREIRE, J.T., SARTORI, D.J.M. **Tópicos especiais em secagem**, São Carlos, SP: UFSCar, 1992. v.1, p.87-127.

- [81] FITO, P.J.; SANZ, F.J.; FLORS, A. Secado de salvado de arroz em lecho vibro-fluidizado. I. Estudio de la fluidización. **Revista de Agroquímica y Tecnología de Alimentos**, Valencia-Spain, v.15, n.2, p.220-226, 1975.
- [82] FLANDRIN, J.L.; MONTANARI, M. **A História da Alimentação**. São Paulo: Estação Liberdade. 1998. 885p.
- [83] FORNELL, A.; BIMBENET, J.J.; ALMIN, Y. Experimental-study and modelization for air drying of vegetable products. **Lebensmittel-Wissenschaft & Technologie**, London, v. 13, n. 2, p. 96-100, 1980.
- [84] FOUST, A.S.; WENZEL, L.A.; CLUMP, C.W.; MAUS, L.; ANDERSEN, L.B. **Princípios das Operações Unitárias**. 2. ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1982. 670p.
- [85] GARARD, I. D. **The story of food**. Westport: Avi Publishing Company, 1974. 240p.
- [86] GARIM, M.M.; FREIRE, J.T. Coeficiente de transferência de massa de uma esfera para um leito vibro-fluidizado. In: ENCONTRO SOBRE ESCOAMENTO EM MEIOS POROSOS, 21., 1993, Ouro Preto-MG. **Anais...** Belo Horizonte: UFMG, 1994. v. II, p.408-419.
- [87] GARIM, M.M.; FREIRE, J.T. Análise da influência da atrição no coeficiente de transferência de massa de um corpo submerso para um leito vibro-fluidizado. In: ENCONTRO SOBRE ESCOAMENTO EM MEIOS POROSOS, 22., 1994, Florianópolis-SC. **Anais...** Florianópolis: DEQ/UFSC, 1994. v. I, p.147-154.
- [88] GARIM, M.M.; FREIRE, J.T. Uma análise das curvas características de leitos fluidizados e vibro-fluidizados utilizando as curvas de desvio padrão das medidas realizadas. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS – ENEMP. 26., 1998, Teresópolis-RJ. **Anais...** Rio de Janeiro-RJ: DTQ-UFRRJ, 1998. v.I, p.253-259.
- [89] GELDART, D. **Gas fluidization technology**. Grã Bretanha: John Wiley & Sons Ltd., 1986. 468p.
- [90] GELPERIN, N.I.; EINSTEIN, V.G. Heat transfer in fluidized beds. In: DAVIDISON, J.F, HARRISON, D. **Fluidization**, London: Academic Press, 1971. p. 471-540.
- [91] GERE, J.M.; WEAVER, W.Jr. **Análise de estruturas reticuladas**. Rio de Janeiro: Ed. Guanabara, 1981. 443p.

- [92] GUPTA, R.; MUJUMDAR, A.S. Aerodynamics and thermal characteristics of vibrated fluid beds – a review. In: MUJUMDAR, A.S. (Org.). **Drying 80**, New York: Hemisphere Publishing, 1980 a. v.1, p.141-1150.
- [93] GUPTA, R.; MUJUMDAR, A.S. Aerodynamics of a vibrated fluid bed. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, Ottawa-Canada, v.58, n.3, p.332-338, 1980 b.
- [94] GUTMAN, R.G. Vibrated beds of powders - Part I: a theoretical model for the vibrated bed. **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, Rugby: Institution of Chemical Engineers, v.54, n.3, p.174-183. 1976 a.
- [95] GUTMAN, R.G. Vibrated beds of powders - Part II: heat transfer in (and) energy dissipation of a vibrated bed. **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, Rugby, v.54, n.4, p.251-257, 1976 b.
- [96] HAN, W.; MAI, B.; GU, T. Residence time distribution and drying characteristics of a continuous vibro-fluidized bed. **Drying Technology**, New York, v.9, n.1, p.159-181, 1991.
- [97] HASATANI, M.; ARAI, N.; HORI, K. Drying of granular particles in a multistage inclined fluidized-bed with mechanical vibration. **Drying Technology**, New York, v. 3, n. 1, p. 39-62, 1985.
- [98] HASATANI, M.; ITAYA, Y.; MIURA, K. Drying of granular materials in an inclined vibrated fluidized bed by combined radiative and convective heating. **Drying Technology**, New York, v. 9, n. 2, p. 349-366, 1991.
- [99] HEISER Jr., C.B. **Sementes para a Civilização: A História da Alimentação Humana**. São Paulo: Ed. da Universidade de São Paulo. 1977. 253p.
- [100] HIMMELBLAU, D.M. **Process analysis by statistical methods**. 2. ed. New York: John Wiley & Sons, Inc., 1970. 463p.
- [101] HOVMAND, S. Fluidized bed drying. In: MUJUMDAR, A. S. **Handbook of Industrial Drying**. New York: Marcel Dekker Inc., 1987. cap. 6, p. 165-225.
- [102] HSIAU, S.S.; PAN, S.J. Motion state transitions in a vibrated granular bed. **Powder Technology**, Lausanne, v. 96, n. 3, p. 219-226, mai. 1998.

- [103] HSIAU, S.S.; WU, M.H.; CHEN, C.H. Arching phenomena in a vibrated granular bed. **Powder Technology**, Lausanne, v. 99, n. 2, p. 185-193, set. 1998.
- [104] INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA – IBGE. **Levantamento Sistemático da Produção Agrícola**. Brasília: Diretoria de Pesquisas, 2002. Disponível em: <<http://www.ibge.gov.br/>>. Acesso em: 25 out. 2002.
- [105] JANSSEN, L.P.B.M.; MARRING, E.; HOOGERBRUGGE, J.C.; HOFFMANN, A.C. The mechanical behaviour of vibrated, aerated beds of glass and starch powder. **Chemical Engineering Science**, Oxford, v. 53, n. 4, p. 761-772, fev. 1998.
- [106] JESUZ J.C. RADÜNZ L.L, MELO E.C., ROCHA R.P., BERBERT, P.A.. Automação do controle da temperatura do ar em secador de plantas medicinais e aromáticas. In: XXX CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 2001, Foz do Iguaçu – PR. **Anais...** Foz do Iguaçu-PR: SBEA, 2001. CD-ROM.
- [107] JINESCU, G.; BALABAN, C. Drying of granulated polymers in vibro-fluidized bed. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM, 3., 1982, Birmingham-England. **Proceedings...** England: Drying Research Ltd., 1982. v.2, p.124-129.
- [108] JINESCU, G.; TEBRENCU, C.; IONESCU, E.; PETRESCU, M.; JINESCU, C.. Hydrodynamic aspects at vibrated-fluidized drying of polydisperse powdery materials. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM IDS2000, 12., 2000, Noordwijkerhout-Holanda. **Proceedings...** Amsterdam: Elsevier Science, 2000. CD-ROM, paper nº 244.
- [109] KAMIŃSKI, W.; STAWCZYK, J.; TOMCZAK, E. Presentation of drying kinetics in a fluidized bed by means of radial basis functions. **Drying Technology**, New York. v.15, n.6-8, p.1753-1762, 1997.
- [110] KEEY, R.B. **Drying: principles and practice**. Oxford: Pergamon Press, 1972. 358 p.
- [111] _____. **Introduction to industrial drying operations**. Oxford: Pergamon Press, 1978. 376 p.
- [112] _____. **Drying of loose and particulate materials**. New York: Hemisphere Publishing Corporation, 1992. 504 p.
- [113] KILPATRICK, P.W.; LOWE, E.; Van ARSDEL, W. B. Tunnel dehydrators for fruits and vegetables. **Advances in Food Research**, New York, v. 6, p. 314-372, 1955.

- [114] KING, C.J. Rates of moisture sorption and desorption in porous dried food stuffs. **Food Technology**, Chicago, v. 22, n. 4, p. 165-171, 1968.
- [115] KIPLE, K.F.; ORNELAS, K.C. **The Cambridge world history of food**. Cambridge: Cambridge University Press, 2000. v. 2.
- [116] KNUDSEN, J.G.; KATZ, D.L. **Fluid dynamics and heat transfer**. New York: McGraw-Hill Book Company, Inc., 1958. 576 p.
- [117] KUDRA, T. Novel drying technologies for particulates, slurries and pastes. In: **Drying 92**, [s.l.]: Elsevier Science Publishers, 1992. v. B, p. 224-239.
- [118] KUIPERS, J.A.M.; TAMMES, H.; PRINS, W.; VANSWAIJ, W.P.M. Experimental and theoretical porosity profiles in a 2-dimensional gas-fluidized bed with a central jet. **Powder Technology**, Lausanne, v. 71, n. 1, p. 87-99, jul. 1992.
- [119] KUIPERS, N.J.M.; STAMHUIS, E.J.; BEENACKERS, A.A.C.M. Fluidization of potato starch in a stirred vibrating fluidized bed. **Chemical Engineering Science**, Oxford, v. 51, n. 11, p. 2727-2732, jun. 1996.
- [120] KUMARAN, V. Kinetic theory for a vibro-fluidized bed. **Journal of Fluid Mechanics**, United Kingdom, v. 364, p. 163-185, 1998.
- [121] KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization engineering**. New York: John Wiley & Sons Inc., 1969. 534p.
- [122] _____. **Fluidization engineering**. 2nd ed. Washington: Butterworth-Heinemann, 1991. 491p.
- [123] KUNII, D.; SUZUKI, M. Particle-to-fluid heat and mass transfer in packed beds of fine particles. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, Oxford, v.10, p.845-852, 1967.
- [124] LABUZA, T.P. Sorption phenomena in foods. **Food Technology**. Chicago, v. 22, n.3, p. 15-24. 1968.
- [125] LABUZA, T.P.; SIMON, I.B. Surface tension effects during dehydration. Air drying of apple slices. **Journal of Food Technology**, Oxford, v. 24, n.6, p., 712-715, 1970.
- [126] LEU, L.P.; LI, J.T.; CHEN, C.M. Fluidization of group B particles in an acoustic field. **Powder Technology**, Lausanne, v. 94, n. 1, p. 23-28, nov. 1997.

- [127] LEU, L.P.; YEN, Y.S. Effect of sound on the fluidization of group B particles. **Canadian Journal of Chemical Engineering**, Ottawa, v. 77, n. 6, p. 1215-1220, dec. 1999.
- [128] LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações químicas**: volume 2 – Cálculo de reatores. São Paulo: Edgard Blücher, 1974. v. 2, 211p.
- [129] LEWIS, W.K. The rate of drying of solids materials. **The Journal of Industrial and Engineering Chemistry**, Washington, v. 13, n. 5, p. 427-32, 1921.
- [130] LIN, K.H.; Van NESS, H.V.; ABBOTT, M.M. Reaction kinetics and reactor design. In: PERRY, R.H.; CHILTON, C.H. **Chemical Engineers' Handbook**, 5 ed. Tokyo: McGraw-Hill Kogakusha, LTD. 1973. s. 4, p. 3.
- [131] LOEWER, O.J.; BRIDGES, T.C.; BUCKLIN, R.A. **On-farm drying and storage systems**. St. Joseph: ASAE, 1994, cap. 4. 560p.
- [132] LUIKOV, A.V. **Heat and Mass Transfer in Capillary-Porous Bodies**. Oxford: Pergamon Press, 1966. 523p.
- [133] LUIKOV, A.V.; MIKHAYLOV, Y.A. **Theory of Energy and Mass Transfer**. Oxford: Pergamon Press, 1965. 392p.
- [134] LUPPI, O. **Mechanical Desktop: Guia Gráfico**. Rio de Janeiro: Letra Capital, 2002. 420p.
- [135] MALHOTRA, K. R&D opportunities in drying of advanced electro-ceramics. **Drying Technology**, New York, v.10, n.3, p.715-732, 1992.
- [136] MALHOTRA, K.; MUJUMDAR. A.S. Immersed surface heat-transfer in a vibrated fluidized-bed. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, Washington, v.26, n.10, p.1983-1992, out. 1987.
- [137] MARELLA, C.; PATEL, S.; SHAH, U.S. A mathematical model for vibrofluidized beds for drying casein. **Journal of Food Science and Technology**, Mysore - India, v. 34, n. 2, p. 153-154, 1997.
- [138] MATLAB 6.1, 2001, **Program**, The Math Works, Inc., USA.
- [139] MELO, E.C.; PÉREZ, S.P.; GARCÍA, J.L. Secador experimental para a cura de tabaco (*Nicotiana tabacum*) tipo virgínia. **Revista Brasileira de Armazenagem**, Viçosa: CENTREINAR. v. 22, n. 2, p. 16-20, 1997.

- [140] MENEZES, E.A.; FINZER, J.R.D.; LIMAVERDE, J.R. Desenvolvimento de um secador de bandejas vibradas. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS – ENEMP. 23., 1995, Maringá-PR. **Anais...** [s.l.: s.n.], 1995. v.1, p.285-297.
- [141] MENEZES, E.A.; CARILLI, A.; FINZER, J.R.D.; LIMAVERDE, J.R. Secagem de grãos de café em sistema de múltiplas bandejas vibradas. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS – ENEMP. 24., 1996 a, Uberlândia-MG. **Anais...** Uberlândia-MG: UFU, 1996. v.1, p.247-252.
- [142] MENEZES, E.A.; CARILLI, A.; FINZER, J.R.D.; LIMAVERDE, J.R. escoamento de grãos de café em sistemas de múltiplas bandejas vibradas. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE SISTEMAS PARTICULADOS – ENEMP. 24., 1996 b, Uberlândia-MG. **Anais...** Uberlândia-MG: UFU, 1996. v.2, p.763-768.
- [143] MENON, A.S.; MUJUMDAR, A.S. Drying of solids: principles, classification, and selection of dryers. In: MUJUMDAR, A.S. **Handbook of Industrial Drying**. New York: Marcel Dekker Inc., 1987. cap. 9, p. 295-326.
- [144] MESQUITA, A.L.S.; GUIMARÃES, F.A.; NEFUSSI, N. **Engenharia de ventilação industrial**. 2. ed. São Paulo: CESTESB, 1988. p.278-298.
- [145] MEYER, J.A.; VILLA, L.G.; ROA, G.; ROSSI, S.J. Energia para a Secagem dos Produtos Agropecuários. **Revista Brasileira De Armazenamento**, Viçosa, MG, v. 4, p. 4-14, 1978.
- [146] MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. **Balço Energético Nacional (BEN)**. Brasília, 2001. Disponível em: <<http://www.mme.gov.br>>. Acesso em: 22 out. 2002.
- [147] MOHSENIN, N.N. **Physical properties of plants and animals materials**. 2.ed. Amsterdam: Gordon and Breach Publishers, 1986. 841p.
- [148] MONTEDO, O.R.K.; FREIRE, J.T. Nota sobre o coeficiente de troca térmica de um cilindro horizontal submerso em um leito vibro-fluidizado. In: ENCONTRO SOBRE ESCOAMENTO EM MEIOS POROSOS, 19., 1991, Campinas-SP. **Anais...** Campinas-SP: FEA-UNICAMP, 1991. v. I, p. 293-298.

- [149] MONTEDO, O.R.K.; FREIRE, J.T. Influência da geometria e da mobilidade do aquecedor no coeficiente de transferência de calor corpo submerso-leito em um leito vibro-fluidizado. In: ENCONTRO SOBRE ESCOAMENTO EM MEIOS POROSOS, 20., 1992, São Carlos-SP. **Anais...** São Carlos-SP: UFSCar, 1992. v. 2, p. 421-429.
- [150] MORENO, R.; RÍOS, R.; CALBUCURA, H. Batch vibrating fluid dryer for sawdust particles: experimental results. **Drying Technology**, New York, v. 18, n. 7, p. 1481-1493. 2000.
- [151] MORI, S.; HARUTA, T.; YAMAMOTO, A.; YAMADA, I.; MIZUTANI, E. Vibrofluidization of very fine particles. **International Chemical Engineering**. New York, v. 31, n. 3, p. 475-480, 1991.
- [152] MOROOKA, S.; OKUBO, T.; KUSAKABE, K. Recent work on fluidized-bed processing of fine particles as advanced materials. **Powder Technology**, Lausanne, v. 63, n. 2, p. 105-112, nov. 1990.
- [153] MROWIEC, M.; CIESIELCZYK, W. Fluidized-bed dryers for paste materials. **International Chemical Engineering**, New York, v.17, n.2, p.373-379, 1977.
- [154] MUJUMDAR, A.S. Aerodynamics, heat transfer and drying in vibrated fluid beds. **Rev. latinoam. transf. cal. mat.**, [s.l.], v.7, p.99-110, 1983.
- [155] MUJUMDAR, A.S. Drying technologies of the future. **Drying Technology**, New York, v.9, n.2, p.325-347, 1991.
- [156] MUJUNDAR, A.S.; ERDÉSZ, K. Applications of vibration techniques for drying and agglomeration in food processing. **Drying Technology**, New York, v.6, n.2, p.255-274. 1988.
- [157] NAUMOV, V.A.; BURT, I.V.; KONYUKHOV, V.Yu. Kinetics of complete catalytic oxidation of ethanol. **Kinetics and Catalysis**, Russia, v. 38, n. 6, 1997.
- [158] NILSSON, L.; WIMMERSTEDT, R. Drying in longitudinal-flow vibrating fluid-beds - Pilot plant experiments and model simulations. **Drying Technology**, New York, v. 5, n. 3, p. 337-361, 1987.

- [159] NODA, K.; MAWATARI, Y.; UCHIDA, S. Flow patterns of fine particles in a vibrated fluidized bed under atmospheric or reduced pressure. **Powder Technology**, Lausanne, v. 99, n. 1, p. 11-14, sep. 1998.
- [160] NOGUEIRA Jr., A.C. **Desenvolvimento de um elemento finito do tipo hierárquico para análise estática de placas e cascas a partir do elemento superparamétrico quadrilateral linear**. 1998. 232 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - FEM - UNICAMP, Campinas - SP.
- [161] NOVY, M.G.; KIECKBUSCH, T.G. Secagem de alimentos líquidos em leito vibro-fluidizado contendo inertes. In: ENCONTRO SOBRE ESCOAMENTO EM MEIOS POROSOS - ENEMP. 15., 1987, Uberlândia-MG. **Anais...** Uberlândia-MG: CETEC-UFU, 1987. v. II, p. 430-440.
- [162] OLIVEIRA, R.A.; BROD, F.P.R.; PARK, K.J. Modelagem e análise estrutural de um secador vibro-fluidizado. In: CONGRESSO INTERNO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA, 10., 2001, Campinas-SP. **Caderno de Resumos...** Campinas-SP: PRP/PRG/SAE/UNICAMP, 2002. CD-ROM, trabalho T-515.
- [163] PAGE, G.E. **Factors influencing the maximum of air drying shelled corn in thin layer**. M.Sc. Thesis, USA. Purdue University, Indiana, 1949.
- [164] PAGLIOSA, P. A. **Um sistema de modelagem estrutural orientado a objetos**. 1998. 385f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo, São Carlos.
- [165] PAKOWSKI, Z.; MUJUMDAR, A.S. Heat transfer from a horizontal cylinder to a vibrated fluid bed of wet particles. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM, 3., 1982, Birmingham-England. **Proceedings...** England: Drying Research Ltd., 1982. v.2, p.149-155.
- [166] PAKOWSKI, Z.; MUJUMDAR, A.S.; STRUMIŁŁO, C. Theory and application of vibrated beds and vibrated fluid beds for drying process. In: MUJUMDAR, A. S. (ed.) **Advances in drying**. New York: Hemisphere Publishing Corporation, 1984. v.3, cap.7, p. 245-306.
- [167] PAN, Y.K.; GAN, Y.M.; LIU, X.D.; WEI, Z.; MUJUMDAR, A.S. Drying of sticky granular-materials during the constant rate period in a vibrated fluidized-bed. **Drying Technology**, New York, v. 9, n. 4, p. 1067-1079, 1991.

- [168] PAN, Y.K.; PANG, J.Z.; LI, Z.Y.; MUJUMDAR, A.S.; KUDRA, T. Drying of photosynthetic bacteria in a vibrated fluid bed of solid carriers. **Drying Technology**, New York, v. 13, n. 1-2, p. 395-404, 1995.
- [169] PAN, Y.K.; LI, Z.Y.; MUJUMDAR, A.S.; KUDRA, T. Drying of a root crop in vibro-fluidized beds. **Drying Technology**, New York, v. 15, n. 1, p. 225-223, 1997 a.
- [170] PAN, Y.K.; WU, H.; LI, Z.Y.; MUJUMDAR, A.S.; KUDRA, T. Effect of a tempering period on drying of carrot in a vibro-fluidized bed. **Drying Technology**, New York, v. 15, n. 6-8, p. 2037-2043, 1997 b.
- [171] PAN, Y.K.; ZHAO, L.J.; DONG, Z.X.; MUJUMDAR, A.S.; KUDRA, T. Intermittent drying of carrot in a vibrated fluid bed: Effect on product quality. **Drying Technology**, New York, v. 17, n. 10, p. 2323-2340, 1999.
- [172] PAN, Y.K.; ZHAO, L.J.; HU, W.B. The effect of tempering-intermittent drying on quality and energy of plant materials. **Drying Technology**, New York, v. 17, n. 9, p. 1795-1812, 1999.
- [173] PAN, Y.K.; LI, J.G.; ZHAO, L.J.; YE, W.H.; MUJUMDAR, A.S.; KUDRA, T. Drying of a dilute suspension in a vibrated fluidized bed of inert particles. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM IDS2000, 12., 2000, Noordwijkerhout-Holanda. **Proceedings...** Amsterdam: Elsevier Science, 2000. CD-ROM, paper nº 266.
- [174] PAN, Y.K.; LI, J.G.; ZHAO, L.J.; YE, W.H.; MUJUMDAR, A.S.; KUDRA, T. Performance characteristics of the vibrated fluid bed of inert particles for drying of liquid feeds. **Drying Technology**, New York, v.19, n.8, p.2003-2018, 2001.
- [175] PARK, K.J. **Estudo comparativo do coeficiente de difusão sem e com encolhimento durante a secagem**. 1987. 54f. Tese (Livre Docência em Fenômenos de Transporte) - DEA - FEA – UNICAMP, Campinas.
- [176] PARK, K.J.; BIN, A.; BROD, F.P.R. Drying of pear D'anjou with and without osmotic dehydration. **Journal of Food Engineering**, Oxford, v.56, n.1, p.97-103, 2002.
- [177] PARK, K.J.; BROD, F.P.R., SILVA, J.E.A.R. Grated coconut characteristic drying curve. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM (IDS'96), 10., 1996, Cracóvia-Polônia. **Proceedings...** Lodz-Polônia: Lodz Technical University, 1996. v.B, p.1029-1036.

- [178] PARK, K.J.; BROD, F.P.R.; PÉCORA, A.A.B. Transferência de calor em leitos fluidizados borbulhantes e leitos vibro-fluidizados – revisão. **Boletim da SBCTA**, Campinas-SP, v. 34, n. 2, p. 113-127, jul.-dez. 2001.
- [179] PARK, K.J.; OLIVEIRA, R.A.; BROD, F.P.R. **Secagem de materiais biológicos: histórico e importância**. Feira de Santana-BA: Escola de Negócios do Estado da Bahia. 2002, 47p.
- [180] PARK, K.J.; VOHNIKOVA, Z.; BROD, F.P.R. Evaluation of drying parameters and desorption isotherms of garden mint leaves (*Mentha crispata* L.). **Journal of Food Engineering**, Oxford, v. 51, n. 3, p. 193-199, 2002.
- [181] PARK, K.J.; YADO, M.K.M.; BROD, F.P.R. Estudo de secagem de pêra bartlett (*Pyrus* sp.) em fatias. **Revista Ciência e Tecnologia de Alimentos**, Campinas-SP, v. 21, n. 3, p. 288-292, set.-dez. 2001.
- [182] PELEG, M. Assessment of a semi-empirical four parameter general model for sigmoid moisture sorption isotherms. **Journal of Food Processing Engineering**, Connecticut-USA, v. 16, n. 1, p. 21-37, 1993.
- [183] PERRY, H.P.; CHILTON, C.H. **Chemical engineers' handbook**. 5. ed. New York: McGraw-Hill, 1973.
- [184] PHOTOSHOP 6.0, 2000, **Program**, Adobe Systems Incorporated, USA.
- [185] PORTELLA, J.A.; EICHELBERGER, L. **Uso de gás liquefeito de petróleo na secagem estacionária de milho em secador de leito fixo**. Passo Fundo: Embrapa Trigo, 2001. 4p.html. (Embrapa Trigo. Comunicado Técnico Online, 64). Disponível em: <http://www.cnpt.embrapa.br/biblio/p_co64.htm>. Acesso em: 01 mai. 2002.
- [186] PORTELLA J.A.; MARTINS R.R. Uso de GLP na secagem de grãos em secador de leito fixo. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 30., 2001, Foz do Iguaçu – PR. **Anais...** Foz do Iguaçu-PR: SBEA, 2001. CD-ROM.
- [187] POTANIN, A.A. On models of granular material flow under dynamic conditions. **Powder Technology**, Lausanne, v. 69, n. 2, p. 107-117, 1992.
- [188] POULALLION, P.; CARVALHO, J.G. **A oferta de energia: elementos para a decisão da indústria**. Rio de Janeiro: CNI. 1996. 86p.

- [189] PROENÇA, R.P.C. **Inovação tecnológica na produção de alimentação coletiva**. Florianópolis: Insular, 2000. 136p.
- [190] QUÍMICOS ESIOD S.A. **Secadero de lecho vibrofluidizado**. Disponível em: <<http://www.essiod.com.ar/plantaindustrial/planta.htm>>. Acesso em: 10 set. 2002. Catálogo comercial em homepage.
- [191] RAMESH, M.N.; KUMAR, M.A.; SRINIVASA RAO, R.M. Application of artificial neural networks to investigate the drying of cooked rice. **Journal of Food Process Engineering**, Connecticut, v. 19, n.3, p. 321-329, 1996.
- [192] RAMESH, M.N.; SRINIVASA RAO, R.M. Drying studies of cooked rice in a vibrofluidized bed drier. **Journal of Food Engineering**, Great Britain, v. 27, p. 389-396, 1996.
- [193] REINATO, C.H.R. **Avaliação técnica, econômica e qualitativa do uso do GLP na secagem do café**. Disponível em <<http://www.ufla.br/Imprensa/Abril-2002/Anteriores/01-04-02/cafe.htm>>. Acesso em: 01 mai. 2002.
- [194] RENNIE, P.R.; CHEN, X.D.; HARGREAVES, C.; MACKERETH, A.R. A study of the cohesion of dairy powders. **Journal of Food Engineering**, Oxford, v. 39, n. 3, p. 277-284, fev. 1999.
- [195] RINGER, D.U.; MUJUMDAR, A.S. Immersed surface-to-particle heat transfer in a vibrofluidized bed. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM, 3., 1982, Birmingham-England. **Proceedings...** England: Drying Research Ltd., 1982. v.2, p.107-114.
- [196] RINGER, D.U.; MUJUMDAR, A.S. Analysis of aerodynamics and heat-transfer in vibrofluidized beds. **Drying Technology**, New York, v.2, n.4, p.449-470, 1983-84.
- [197] RIZVI, S.S.H. Thermodynamic properties of food in dehydration. In: RAO, M.A.; RIZVI, S.S.H. **Engineering properties of food**. New York: Marcel Dekker, 1986. v.4, p.113-124.
- [198] ROMANKOV, P.G. Drying. In: DAVIDISON, J.F.; HARRISON, D. **Fluidization**. London: Academic Press, 1971. p. 569-598.
- [199] ROWE, P.N. Experimental properties of bubbles. In: DAVIDISON, J.F.; HARRISON, D. **Fluidization**. London: Academic Press, 1971. p. 121-191.

- [200] RYZHKOV, A.F. Hydrodynamics and mass heat-transfer in vibrofluidized dispersed media (Thesis Summary). **Drying Technology**, New York, v. 10, n. 1, p. 271-274, 1992.
- [201] SANTOS, A.; SANTAMARÍA, J.; MENÉNDEZ, M. Oxidative coupling of methane in a vibrofluidized bed at low fluidizing velocities. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, Washington, v. 34, n. 5, p. 1581-1587, mai. 1995.
- [202] SANZ, F.J.; FITO, P.J.; REQUENI, V. Secado de salvado de arroz em lecho vibro-fluidizado. II. Estudio de la cinética Del secado em el período de velocidad de secado constante. **Revista de Agroquímica y Tecnología de Alimentos**, Valencia-Spain, v. 17, n. 1, p. 131-139, 1977.
- [203] FITO, P.J.; SANZ, F.J.; ARANDA, V. Secado de salvado de arroz em lecho vibro-fluidizado. III. Período de velocidad de secado decreciente. **Revista de Agroquímica y Tecnología de Alimentos**, Valencia-Spain, v. 17, n. 1, p. 140-148, 1977.
- [204] SARAVACOS, G.D.; CHARM, S.E. A study of the mechanism of fruit and vegetable dehydration. **Food Technology**, Chicago, v.16, p.78-81, 1962.
- [205] SATIJA, S.; ZUCKER, I.L. Hydrodynamics of vibro-fluidized beds. **Drying Technology**, New York, v.4, n.1, p.19-43, 1986.
- [206] SECRETARIA DE ESTADO DE ENERGIA, **Balanco Energético do Estado de São Paulo (BESP) – Ano Base/2000**. São Paulo: Secretaria de Estado de Energia, 2001. Disponível em: <<http://www.energia.sp.gov.br>>. Acesso em: 22 out. 2002.
- [207] SECRETARIA DE PRODUÇÃO E COMERCIALIZAÇÃO, **Balança comercial do agronegócio**. Brasília: Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, 2002. Disponível em: <<http://www.agricultura.gov.br/spc/comercializacao.htm>>. Acesso em: 20 nov. 2002.
- [208] SHAH, R.M.; GOYEL, S.K. Drying characteristics of tea fluidized on a vibrating bed (part II) - handling of dust grades & its impacts on quality. **Drying Technology**, New York. v.13, n.5-7, p. 1523-1541, 1995.
- [209] SHERWOOD, T.K. The Drying of Solids (I). **Industrial and Engineering Chemistry**, Washington, v. 21, n. 1, p. 12-16, 1929 a.

- [210] SHERWOOD, T.K. The Drying of Solids (II). **Industrial and Engineering Chemistry**, Washington, v. 21, n. 10, p. 976-980, 1929 b.
- [211] SHILTON, N.C.; NIRANJAN, K. Fluidization and its applications to food processing. **Food Structure**, Chicago, v.12, n.2, p.199-215, 1993.
- [212] SHORIKOV, Y.S.; MUZYCHUK, R.V.; SHARIPOVA, N.S.; SBITNEV, V.L.; SEITZAHANOV, A.F.; ORLOV, A.M.; FASMAN, A.B. Change in porous structure of powders upon heat treatment of Ru(OH)₄ in a vibrofluidized be. **Inorganic Materials**, New York, v. 24, n. 11, p. 1575-1578, 1988.
- [213] SLOCOMBE, J.W.; FEYERHERM, A.M.; STETSON, L.E. Electrical energy usage on Kansas grain farms. **Applied Engineering in Agriculture**. USA, v. 8, n. 2, p. 263-266, 1992.
- [214] SOPONRONNARIT, S., NATHAKARANAKULE, A., LIMTRAKOOL, W., RUNGJIWARUK, W., NATHAKARANAKULE, S., RAKWICHIEEN, W. Banana fruit drying. **Reric International Energy Journal**, Pathum Thani: Regional Energy Resources Info Center, v. 19, n. 2, p. 55-62, 1997. Abstract obtido via base de dados WEB OF SCIENCE. ON LINE. Fev. 2000.
- [215] SOPONRONNARIT, S.; WETCHACAMA, S.; TRUTASSANAWIN, S.; JARIYATONTIVAIT, W. Design, testing and optimization of vibro-fluidized bed paddy dryer. In: INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM IDS2000, 12., 2000, Noordwijkerhout-Holanda. **Proceedings...** Amsterdam: Elsevier Science, 2000. CD-ROM, paper nº 225.
- [216] SOUSA e SILVA, J.; PINTO, F.A.C. Ventiladores e sua construção. In: SOUSA e SILVA, J. **Pré-Processamento de produtos agrícolas**. Juiz de Fora, MG: Instituto Maria, 1995, cap. 10, p. 253-284.
- [217] SOUZA, R.S. O custo da alimentação no Brasil: evolução e controvérsias. **Agronegócio Brasileiro: Desafios e Perspectivas**, Brasília: Sociedade Brasileira de Economia e Sociologia Rural – SOBER, 1998, v. 1, n. 1, p.679-691, 1998.
- [218] STAKIĆ, M.B. Heat and mass transfer during processes of powdery and fine-grained materials by means of vibro-fluidization (Thesis Summary). **Drying Technology**, New York, v. 13, n. 8&9, p. 2241-2242, 1995.

- [219] STATISTICA for Windows 5.0. **Computer program manual**. Tulsa, OK: StatSoft, Inc., 1995.
- [220] STRUMIŁŁO, C.; KUDRA, T. **Drying**: principles, applications and design. Switzerland: Gordon and Breach Science Publishers, 1986. 448p.
- [221] STRUMIŁŁO, C.; PAKOWSKI, Z. Drying of granular products in vibrofluidized beds. In: MUJUNDAR, A. S. (ed.). **Drying '80**: Developments in Drying, Washington: Hemisphere Publishing, 1980. v.1, p.211-226.
- [222] STRUMIŁŁO, C.; ZBICIŃSKI, I.; LIU, X.D. Effect of particle structure on quality retention of bio-products during thermal drying. **Drying Technology**, New York, v. 14, n. 9, p. 1921-1946, 1996.
- [223] STRUMIŁŁO, C.; ZBICIŃSKI, I.; LIU, X.D. Thermal drying of biomaterials with porous carriers. **Drying Technology**, New York, v. 13, n. 5-7, p. 1447-1462, 1995.
- [224] SUNTHAR, P.; KUMARAN, V. Temperature scaling in a dense vibrofluidized granular material. **Physical Review E**, College PK-USA, v. 60, n. 2, p. 1951-1955, ago. 1999.
- [225] SUZUKI, K.; HOSAKA, H.; YAMAZAKI, R.; JIMBO, G. Drying characteristics of particles in a constant drying rate period in vibro-fluidized bed. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, Tokyo, v. 13, n. 2, p. 117-122, 1980 a.
- [226] SUZUKI, K.; HOSAKA, H.; YAMAZAKI, R.; JIMBO, G. Some investigations of falling rate period of vibro-fluidized bed drying. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, Tokyo, v. 13, n. 6, p. 493-495, 1980 b.
- [227] SUZUKI, K.; HOSAKA, H.; YAMAZAKI, R.; JIMBO, G. Characteristics of vibro-fluidized bed for drying of wetted and agglomerated particles. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, Tokyo, v. 13, n. 6, p. 495-498, 1980 c.
- [228] SZALAY, A.; ERDÉSZ, K.; ZAGROUBA, F.; ROQUES, M.A. Principles for hydro dynamical and geometrical design of vibrated bed driers. **Drying Technology**, New York, v. 13, n. 5-7, p. 1249-1260, 1995.
- [229] TAKAHASHI, K.; ENDOH, K. A new correlation method for the effect of vibration on forced-convection heat-transfer. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, Tokyo, v. 23, n. 1, p. 45-50, 1990.

- [230] TEXEIRA NETO, R. O., QUAST, D. G. **Isotermas de adsorção de umidade em alimentos**. Campinas: ITAL, v. 8, p. 141-197, 1993.
- [231] THOMAS, B.; LIU, Y.A.; CHAN, R.; SQUIRES, A.M. A method for observing phase-dependent phenomena in cyclic systems: application to study of dynamics of vibrated beds of granular solids. **Powder Technology**, Lausanne, v. 52, n. 1, p. 77-92, 1987.
- [232] THOMAS, B.; MASON, M.O.; SPRUNG, R.; LIU, Y.A.; SQUIRES, A.M. Heat transfer in shallow vibrated beds. **Powder Technology**, Lausanne, v. 99, n. 3, p. 293-301, 1998.
- [233] THOMPSON, J.F.; CHINNAN, M.S.; MILLER, M.W.; KNUTSON, G.D. Energy conservation in drying of fruits in tunnel dehydrators. **Journal of Food Process Engineering**, Westport, v. 4, n. 3, p. 155-169, 1981.
- [234] THOMSON, W.T. **Teoria da vibração com aplicações**. Rio de Janeiro: Interciência. 1978. 462p.
- [235] TREYBALL, R.B. **Drying. Mass Transfer Operations**. New York: McGraw-Hill, 1968, p. 569-575.
- [236] ULTRAGÁZ. **Ultrasystem na indústria**. Disponível em: <<http://www.ultragaz.com.br>>. Acesso em: 14 dez. 2002.
- [237] UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE – USDA. **WASDE - World Agricultural Supply and Demand Estimates Report**. Disponível em: <<http://www.usda.gov/oce/waob/wasde/wasde.htm>>. Acesso em: 15 nov. 2002.
- [238] UNIVERSIDAD DE SANTIAGO DE CHILE. **Lecho Vibrofluidizado**. Disponível em: <<http://lauca.usach.cl/~diq/investigacion/secado.html>>. Acesso em: 10 set. 2002.
- [239] UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS – UNICAMP., Campinas - SP, Alexandre W. Mazzonetto, Osvaldo A. E. Bustamante, Luís Felipe Toro Alonso, Kil Jin Park. **Processo e equipamento de secagem em leite vibro-fluidizado**. BR nº PI 9302443, 1993.
- [240] VACCAREZZA, L.M.; LOMBARDI, J.L.; CHIRIFE, J. Kinetics of moisture movement during air drying of sugar beet root. **Journal of Food Technology**, Oxford, v. 9, p.317-27, 1974.

- [241] VAN BRACKEL, J. Mass Transfer in Convective Drying. In: MUJUMDAR, A.S. **Advances in Drying**, Washington: Hemisphere Publishing Corporation, 1980. p. 217-267.
- [242] VATECH. **Tecnologia do leite fluidizado EscherWyss®**. Rio de Janeiro, 199?, 12p. Catálogo técnico s/n.
- [243] WANG, Z.; LI, H. A new criterion for prejudging the fluidization behavior of powders. **Powder Technology**, Lausanne, v. 84, n. 2, p. 191-195, 1995.
- [244] WEBER, E.A. **Armazenagem Agrícola**, Porto Alegre: Kleper Weber Industrial, 1995. 400p.
- [245] WELTY, J.R.; WICKS, C.E.; WILSON, R.E. **Fundamentals of momentum, heat and mass transfer**. 3rd ed. New York: John Wiley & Sons, 1984. 803p.
- [246] WHITAKER, S. Forced convection heat transfer correlations for flow in pipes, past flat plates, single cylinders, single spheres, and for flow in packed beds and tube bundles. **AIChE Journal**, New York, v. 18, n. 2, p. 361-371, 1972.
- [247] WILDMAN, R.D.; HANSEN, J.P.; PARKER, D.J. Velocity auto-correlation functions in three-dimensional vibro-fluidized granular beds. **Physics of Fluids**, Melville-USA, v. 14, n. 1, p. 232-239, jan. 2002.
- [248] WILDMAN, R.D.; HUNTLEY, J.M. Novel method for measurement of granular temperature distributions in two-dimensional vibro-fluidized beds. **Powder Technology**, Lausanne, v. 113, n. 1-2, p. 14-22, nov. 2000.
- [249] WILDMAN, R.D.; HUNTLEY, J.M.; HANSEN, J.P. PARKER, D.J.; ALLEN, D.A. Single-particle motion in three-dimensional vibrofluidized granular beds. **Physical Review E**, College PK-USA, v. 62, n. 3, p. 3826-3835, Part B, set. 2000.
- [250] WILDMAN, R.D.; HUNTLEY, J.M.; HANSEN, J.P. Self-diffusion of grains in a two-dimensional vibrofluidized bed. **Physical Review E**, College PK-USA, v. 60, n. 6, p. 7066-7075, Part B, dez. 1999.
- [251] WILDMAN, R.D.; HUNTLEY, J.M.; HANSEN, J.P.; PARKER, D.J. Numerical solution of the Smoluchowski equation for a vibrofluidized granular bed. **Physical Review E**, College PK-USA, v. 64, n. 5, art. n. 051304, Part 1, nov. 2001.

-
- [252] WILDMAN, R.D.; HUNTLEY, J.M.; PARKER, D.J. Granular temperature profiles in three-dimensional vibrofluidized granular beds. **Physical Review E**, College PK-USA, v. 63, n. 6, art. n. 061311, Part 1, jun. 2001.
- [253] WILDMAN, R.D.; PARKER, D.J. Coexistence of two granular temperatures in binary vibrofluidized beds. **Physical Review Letters**, College PK-USA, v. 88, n. 6, art. n. 064301, fev. 2002.
- [254] YAMAZAKI, R.; KANAGAWA, Y.; JIMBO, G. Heat transfer in vibro-fluidized bed – effect of pulsated gas flow. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, Tokyo, v. 7, n. 5, p. 373-378, 1974.
- [255] ZAVAROV, A.S.; TYUPAKOV, V.A.; BELYAUSH, S.I. Apparatus with a vibrofluidized bed for heat-treatment. **Metal Science and Heat Treatment**, New York, v. 22, n. 5-6, p. 334-336, 1980.
- [256] ZHU, K.; LI, X.; CHU, Z.; YANG, J. The thermo-image experimental study for the optimization of seeds drying. **Drying Technology**, New York, v. 17, n. 9, p. 1935-1945, 1999.

