

PROJETO E AVALIAÇÃO ECONOMICA DE SISTEMAS
DE SECAGEM DE BORRA DE CAFÉ

Luiz Antonio Viotto
Engenheiro de Alimentos

24/91

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

Tese apresentada à Faculdade de Engenharia de Alimentos da
Universidade Estadual de Campinas para a obtenção do título
de MESTRE em Engenharia de Alimentos.

PROJETO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE SISTEMAS
DE SECAGEM DE BORRA DE CAFÉ

Luiz Antonio Viotto
Engenheiro de Alimentos

Profa. Dra. Florência Cecília Menegalli

Parecer

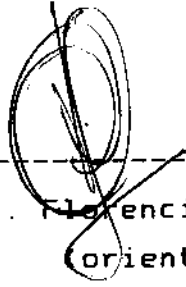
Orientadora

*Este exemplar
corresponde a re-
dação final da tese
defendida por Luiz
Antonio Viotto e
aprovada pela
comissão Julgadora
em 23.09.91.*

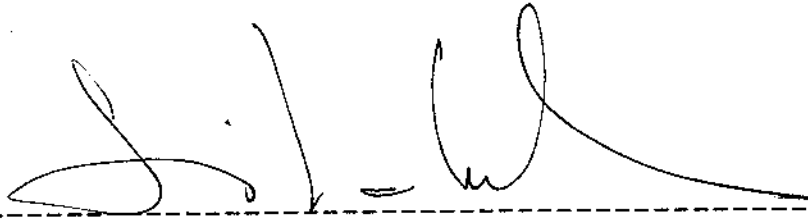
Campinas, 1991



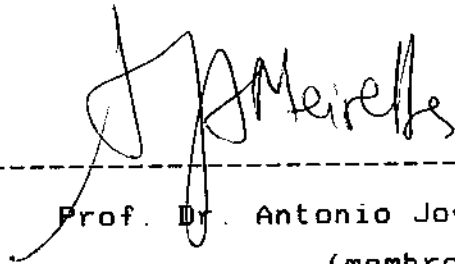
BANCA EXAMINADORA



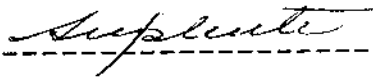
Prof. Dra. Florencia Cecilia Menegalli
(orientadora)



Prof. Dra. Silvia A. Nebra
(membro)



Prof. Dr. Antonio José A. Meirelles
(membro)



Prof. Dr. Carlos Alberto Gasparetto
(membro)

Campinas, 23 de setembro de 1991

A minha mãe (in memoriam),
ao meu pai e a Genny.

A Walkiria e aos filhotes Marcelo e Lucas,
pela presença e pelo sorriso.

AGRADECIMENTOS

A Prof. D^{ra}. Florência Cecília Menegalli, pelo trabalho na orientação desta tese.

A Prof. e amiga Miriam Dupas Hubinger, pelo apoio e grande ajuda no Capítulo V.

Ao Departamento de Engenharia de Alimentos e aos seus professores pelo estímulo dado na realização deste trabalho.

Aos técnicos Jane Barbutti e Marcio Geraldo Oliveira, pela significativa contribuição no trabalho de laboratório, e pela nossa amizade.

Aos colegas da Pós-Graduação do Departamento de Engenharia de Alimentos, pela convivência e intercâmbio, em particular ao Roger D. Barbosa e Javier T. Romero.

Aos funcionários: Otair, Aparecido, Décio e Paraíba pelo apoio na montagem dos equipamentos.

Aos amigos Mirna, Renata, Alexandre, Mariela, Rubinho, Rosa, Maria Helena (Chica) e Valter, pela força, a minha gratidão.

A diretoria da Mac-Sol - Manufatura de Café Solúvel S/A - pelo fornecimento da matéria prima.

Ao CNPq pela bolsa de estudo.

A ABIA (Associação Brasileira das Indústrias de Alimentos) pelas xerocópias desta tese.

A todos os que colaboraram direta ou indiretamente para a realização deste trabalho.

RESUMO

Neste trabalho foi desenvolvido um estudo de avaliação econômica e energética de sistemas de secagem e combustão para a borra de café, combinando o uso de: prensa, secador leito fluidizado e secador transporte pneumático.

A cinética de secagem deste resíduo da indústria do café solúvel foi determinada no secador de leito fluidizado com fluxo mássico de ar variando de 1,05 a 1,50 kg/m²s e temperatura do gás na faixa de 70,3 a 141,5 °C. Nestas condições verificou-se a influência destes parâmetros no processo de secagem. Foi também determinada a velocidade mínima de fluidização em função da umidade do sólido.

Para o secador de transporte pneumático observou-se a influência da temperatura e fluxo mássico de gás e da vazão de sólidos sob a secagem da borra. Estes parâmetros variaram respectivamente entre: 99,2 e 225,9 °C; 5,9 e 11,7 kg/m²s e 11,6 e 41,8 kg/h. A umidade do sólido esteve entre 1,20 e 2,16 b.s..

Em ambos os casos foram comparados os valores experimentais dos adimensionais Nusselt e Reynolds com os modelos obtidos por vários autores para outros materiais. Os resultados mostraram uma tendência semelhante porém os valores de Nusselt obtidos foram inferiores aos encontrados na literatura. Também foram determinados os coeficientes de transferência de calor por volume de leito para os dois casos, sendo este parâmetro utilizado

no dimensionamento dos dois tipos de secadores.

Foram estudadas 4 combinações de equipamentos para a redução de umidade num total de 9 sistemas assim distribuídos: A) prensa (1), B) prensa + leito fluidizado (2), C) prensa + transporte pneumático (1) e D) prensa + leito fluidizado + transporte pneumático (5). A última combinação apresenta vários comprimentos para o pneumático e diversas áreas para o leito fluidizado. Para todos os sistemas acima, foram consideradas as vazões de borra de 1000 e 5000 kg/h, a 85% b.u.. Avaliou-se ainda a aquisição de uma caldeira mista e a adaptação de uma a óleo já existente.

O Retorno do Investimento (% ao ano), foi o critério usado para a avaliação econômica dos sistemas de secagem e combustão. O cálculo deste índice considerou a economia gerada pela queima da borra, a 25% ou 50% b.u., em substituição ao óleo combustível. Os resultados mostraram que os casos em que se utilizou a prensagem e um secador de transporte pneumático com 18 m de comprimento são os mais vantajosos.

ABSTRACT

Drying and combustion systems for spent coffee grounds were evaluated economically and in terms of energy efficiency. The following apparatus were used: press; fluidized bed dryer; pneumatic transport dryer.

The kinetics of the drying of the industrial coffee residue was determined in a fluidized bed dryer at an air rate between $1,05$ and $1,50 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ and gas temperature in the range $70,3$ to $141,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Under such conditions the influence of these two parameters on the drying process was studied. The minimum fluidization velocity was also determined as a function of the water content of the solid.

For the pneumatic transport dryer the effects of temperature and gas rate, and also of solid rate, on the drying of spent coffee grounds were observed. These parameters varied respectively between: $99,2$ and $225,9 \text{ }^{\circ}\text{C}$; $5,9$ and $11,7 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$; $11,6$ and $41,8 \text{ kg h}^{-1}$. The water content of the solids was between $1,20$ and $2,16$ dry basis.

For both dryers, the experimental values of the dimensionless Nusselt and Reynolds numbers were compared to the values of these parameters obtained by other authors for other materials. The results showed a similar tendency, however the values obtained from the Nusselt number were lower than those found in the literature. The heat transfer coefficient per unit

volume of bed were also determined for the two dryers.

Four combinations of equipment for the removal of water were proposed in a total of nine systems distributed as follows: A) press (1), B) press + fluidized bed (2), C) press + pneumatic transport (1), D) press + fluidized bed + pneumatic transport (5). The last combination allows various lengths for pneumatic transport and various areas for the fluidized bed. Flow rate of 1000 and 5000 kg h⁻¹, at 85 per cent moisture, were used for the above systems. The aquisition of a mixt boiler and the adaptation of a boiler was considered.

Investment return (% per year), was the criterion used to evaluate the drying and combustion systems. The calculation of this parameter took into consideration the economy obtained by burning spent coffee grounds, at 25 or 50 per cent moisture, instead of fuel oil. The results showed that the best case involved the use of a press and pneumatic transport dryer of length 18 m.

NOMENCLATURA

- a - área da superfície das partículas por unidade de volume de leito (m^2/m^3);
- A - área do tubo do secador transporte pneumático (m^2);
- A_b - área do bocal (m^2);
- A_l - área da secção transversal do leito fluidizado (m^2);
- a_n - abertura da peneira (mm);
- A_o - área do orifício (m^2);
- A_p - área da partícula (m^2);
- A_{su} - área do sólido úmido (m^2);
- Bc - largura do duto de entrada do ciclone (cm);
- C_b - coeficiente de descarga do bocal;
- Cd - coeficiente de arraste sólido-gás;
- C_o - coeficiente de descarga da placa de orifício;
- $C_{p_{as}}$ - calor específico do ar seco (kcal/kg ar seco $^{\circ}C$);
- $C_{p_{au}}$ - calor específico do ar úmido (kcal/kg ar úmido $^{\circ}C$);
- C_{p_g} - calor específico do gás (kcal/kg $^{\circ}C$);
- C_{p_l} - calor específico da água líquida (kcal/kg $^{\circ}C$);
- $C_{p_{ss}}$ - calor específico do sólido seco (kcal/kg $^{\circ}C$);
- $C_{p_{su}}$ - calor específico do sólido úmido (kcal/kg sólido úmido $^{\circ}C$);
- C_v - calor específico do vapor de água (kcal/kg de água $^{\circ}C$);
- Dc - diâmetro da coluna (m);
- $\bar{d}_p$ - diâmetro médio da partícula (mm ou m);
- $\bar{d}_{pi}$ - diâmetro médio da partícula retida na peneira i-ésima (mm);

- D_t - diâmetro do tubo (m);
 d_{50} - diâmetro de partícula correspondente a uma eficiência fracional de recolhimento de 50% (cm);
 f_g - fator de atrito gás-parede;
 f_s - fator de atrito sólido-parede;
 g - aceleração da gravidade (m/s^2);
 G - fluxo mássico de gás (kg/m^2s);
 h - coeficiente de transferência de calor gás-partícula ($kcal/m^2s\ ^\circ C$);
 ha_{est} - coeficiente de transferência de calor por volume de leito ($kcal/h\ m^3\ ^\circ C$);
 ha_1^* - coeficiente de transferência de calor por volume de leito desprezando as perdas para o ambiente, no primeiro trecho ($kcal/h\ m^3\ ^\circ C$);
 ha_2^* - idem para o segundo trecho ($kcal/h\ m^3\ ^\circ C$);
 ha_1 - coeficiente de transferência de calor por volume de leito, no primeiro trecho ($kcal/h\ m^3\ ^\circ C$);
 ha_2 - idem para o segundo trecho ($kcal/h\ m^3\ ^\circ C$);
 $Hl_{(tl)}$ - entalpia da água líquida na temperatura do sólido ($kcal/kg$);
 $Hv_{(tg)}$ - entalpia do vapor de água na temperatura do gás ($kcal/kg$);
 I_o - investimento do equipamento menor (Cr\$);
 I_1 - investimento do equipamento maior (Cr\$);
 k - condutividade térmica do gás ($kcal/hm\ ^\circ C$);
 L - comprimento do tubo de secagem no transporte pneumático (m);
 L_f - altura do leito fluidizado (m ou cm);

L_i - altura do leito fixo (m ou cm);
 M - massa de borra no leito (kg);
 M_{elu} - massa de elutriado (g);
 M_o - massa de óleo combustível economizada (kg/h);
 M_{so} - massa seca inicial (kg);
 M_{vapor} - massa de vapor produzida pela caldeira (kg/h);
 n - expoente de economia de escala;
 Nu - número de Nusselt $Nu = h \bar{d}_p / k$;
 P - pressão estática (N/m^2);
 P' - peso de sólido por unidade de área (N/m^2);
 PC_i - poder calorífico inferior (kcal/kg);
 PC_{ib} - poder calorífico inferior da borra úmida (kcal/kg);
 PC_{io} - poder calorífico inferior do óleo combustível (kcal/kg);
 PC_s - poder calorífico superior (kcal/kg);
 P_T - perda de temperatura por comprimento no secador transporte pneumático ($^{\circ}C/m$);
 P_o - capacidade do equipamento menor;
 P_i - capacidade do equipamento maior;
 Q_p - calor perdido por comprimento de tubo no secador transporte pneumático (kcal/ms);
rpm - rotações por minuto;
 Re_s - número de Reynolds $Re = \rho_g \bar{d}_p v_g / \mu$;
 RI - retôrno de investimento (%/ano);
 T - temperatura do gás ($^{\circ}C$);
 T_{al} - temperatura do gás na alimentação ($^{\circ}C$);
 T_{bu} - temperatura de bulbo úmido ($^{\circ}C$);
 T_g - temperatura do gás ($^{\circ}C$);

T_{9q} - temperatura do gás quente na alimentação ($^{\circ}\text{C}$);
 T_s - temperatura do sólido ($^{\circ}\text{C}$);
 T_{2C} - temperatura na saída do leito, obtida por cálculo ($^{\circ}\text{C}$);
 T_{7R} - temperatura no ponto 7 obtida por regressão linear ($^{\circ}\text{C}$) entre os pontos 7 e 19;
 T_{19R} - temperatura no ponto 19 obtida por regressão linear ($^{\circ}\text{C}$) entre os pontos 7 e 19;
 v_b - velocidade do gás no bocal (m/s);
 v_g - velocidade do gás (m/s);
 v_{mf} - velocidade mínima de fluidização (m/s);
 $\bar{v}_{mf}$ - velocidade mínima de fluidização média (m/s);
 v_s - velocidade do sólido (m/s);
 V_f - volume do leito fluidizado (m^3);
 V_g - vazão volumétrica do gás (m^3/h);
 V_l - volume do leito fixo (m^3);
 V_p - volume da partícula (m^3);
 V_r - vazão real de gás (m^3/s);
 V_s - volume do sólido no leito (m^3);
 V_v - volume de vazio no leito (m^3);
 W_{as} - vazão mássica do gás secundário (kg/s);
 W_g - vazão mássica de gás (kg/s);
 W'_g - vazão mássica do ar secundário (kg/s);
 W_{gs} - vazão de gás seco (kg/s);
 W_s - vazão de sólido (kg/s);
 W_{ss} - vazão de sólido seco (kg/s);
 X - umidade do sólido em base seca (kg água/kg de sólido seco);
 $\bar{X}$ - umidade média do sólido em base seca (kg água/kg de

- sólido seco);
- X' - porcentagem de umidade da borra em base úmida (kg água /kg de sólido úmido) $\times 100$;
- x_i - fração mássica da peneira i-ésima;
- Y - umidade absoluta do ar de secagem (kg água/kg de ar seco);
- Y_1 - umidade absoluta do ar de secagem na entrada do leito (kg água/kg de ar seco);
- Z - comprimento do secador transporte pneumático (m);
- ΔZ - diferença de comprimento (m);
- ΔH - diferença de altura do líquido manométrico (m);
- ΔP - perda de pressão (N/m^2);
- ΔP_t - perda de pressão total (mm c a);
- ΔT_g - diferença de temperatura do gás ($^{\circ}C$);
- ΔZ_0 - diferença de comprimento entre o ponto 7 e 19 (m);
- ΔZ_1 - diferença de comprimento entre a alimentação e o ponto 1 (m);
- ΔZ_2 - diferença de comprimento entre a alimentação e o ponto 7 (m);

LETRAS GREGAS

- β_A - coeficiente de arraste do sólido, eq. 36;
- β_B - coeficiente de atrito gás sólido, eq 35;
- β_p - relação entre o diâmetro do orifício e o da tubulação;
- β_v - concentração volumétrica de sólido;
- γ - relação mássica entre a vazão de gás e de sólido;

ϵ - porosidade;
 ϵ_f - porosidade do leito fluidizado;
 η - rendimento (%);
 η_o - eficiência da caldeira queimando óleo combustível (%);
 η_b - eficiência da caldeira queimando borra (%);
 η_{pcs} - eficiência em relação ao poder calorífico superior (%);
 λ, λ_{Tev} - calor latente de vaporização na temperatura de bulbo úmido do gás (kcal/kg);
 λ^* - diferença de entalpia do vapor na temperatura do gás e a água líquida na temperatura de evaporação (kcal/kg);
 μ - viscosidade do gás (kg/ms);
 ρ_f - densidade do fluido (kg/m³);
 ρ_g - densidade do gás (kg/m³);
 ρ_m - densidade do líquido manométrico (kg/m³);
 ρ_s - densidade do sólido (kg/m³);
 ρ_{ss} - densidade do sólido seco (kg/m³);
 σ - tensões normais sólido-sólido (N/m²);
 τ - tempo de residência (min.);
 $\bar{\theta}$ - esfericidade média da partícula;
 ζ_{vg} - tensão de cisalhamento gás-parede (N/m²);
 ζ_{ws} - tensão de cisalhamento sólido-parede (N/m²);

SUBÍNDICES

1	entrada ou inicial;
2	saída ou final;
f	fluidizado;
g	gás;
s	sólido;
so	solido seco inicial;
ss	solido seco;
as	ar seco;
est	estimado;
v-g	gás-parede;
v-s	sólido-parede;
su	sólido úmido;
gq	gás quente;
R	correlação linear;
as	ar secundário;
amb	ambiente;
b	borra;
o	óleo combustível.

ÍNDICE GERAL

CAPÍTULO I

I.1	INTRODUÇÃO.....	1
I.2	CAFÉ NO BRASIL.....	1
I.2.1	Consumo de café no mercado brasileiro.....	1
I.2.2	Presença brasileira na produção e exportação de café solúvel na América do Sul e no Mundo.....	4
I.2.3	Presença do café no perfil das exportações brasileiras.....	7
I.2.4	Quadro atual da indústria de café solúvel.....	7
I.3	INDÚSTRIA DE CAFÉ SOLÚVEL.....	12
I.4	COMPOSIÇÃO.....	14
I.4.1	Componentes orgânicos.....	15
I.4.2	Cinzas e minerais.....	15
I.4.2	Aminoácidos.....	16
I.5	APLICAÇÕES.....	17
I.5.1	Ração animal.....	17
I.5.2	Adubo.....	19
I.5.3	Outras possíveis aplicações.....	19
I.6	USO COMO FONTE DE ENERGIA.....	19

CAPÍTULO II

II	MATÉRIA PRIMA.....	25
II.1	PREPARO DA MATÉRIA PRIMA.....	25

II.2	DETERMINAÇÃO DA UMIDADE DAS AMOSTRAS.....	25
II.3	DISTRIBUIÇÃO GRANULOMETRICA DA MATERIA PRIMA.....	26
II.4	DENSIDADE APARENTE.....	28
II.5	DENSIDADE DO LEITO FIXO.....	29

CAPITULO III

III.1	FENOMENO DA FLUIDIZAÇÃO.....	31
III.1.1	Secagem no leito fluidizado.....	33
III.2	DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL.....	36
III.2.1	Descrição do equipamento.....	36
III.2.1.1	Sistema de alimentação e medição da vazão de gás.....	36
III.2.1.2	Sistema de aquecimento e medição de temperatura.....	36
III.2.1.3	Leito.....	39
III.2.1.4	Outras medidas.....	39
III.2.2	Operação do secador.....	39
III.3	ANALISE DOS RESULTADOS.....	41
III.3.1	Características físicas do material.....	41
III.3.1.1	Distribuição de tamanho.....	41
III.3.1.2	Densidade aparente da partícula.....	44
III.3.1.3	Esfericidade.....	45
III.3.2	Fluidização da borra de café.....	45
III.3.2.1	Velocidade mínima de fluidização.....	47
III.3.3	Secagem da borra de café.....	52
III.3.3.1	Repetibilidade das corridas.....	57
III.3.3.2	Influência da vazão de gás na secagem.....	57
III.3.3.3	Influência da temperatura do gás na secagem.....	59

III.3.3.4 Modelagem da secagem em leito fluidizado.....	62
---	----

CAPÍTULO IV

IV SECAGEM EM TRANSPORTE PNEUMÁTICO.....	72
IV.1 SECADORES PNEUMÁTICOS.....	72
IV.1.1 Transporte pneumático vertical com escoamento ascendente.....	74
IV.1.3 Características do material a ser utilizado.....	79
IV.1.4 Vantagens e desvantagens do secador pneumático.....	80
IV.2 DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL.....	81
IV.2.1 Descrição do secador pneumático.....	81
IV.2.1.2 Conjunto de aquecimento e medição de temperatura.....	83
IV.2.1.3 Alimentação de sólido.....	83
IV.2.1.4 Tubo.....	84
IV.2.2 Operação do equipamento.....	85
IV.3 ANÁLISE DOS RESULTADOS.....	86
IV.3.1 Secagem da borra de café.....	86
IV.3.1.1 Influência da vazão de sólidos.....	94
IV.3.1.2 Influência da temperatura do gás de entrada.....	95
IV.3.1.3 Repetibilidade.....	99
IV.4 MODELAGEM DO SECADOR TRANSPORTE PNEUMÁTICO.....	102
IV.4.1 Balanço da quantidade de movimento.....	102
IV.4.2 Balanço de massa e entalpia.....	108
IV.4.3 Cálculo das variáveis fluidodinâmicas.....	113
IV.4.4 Cálculo das variáveis térmicas.....	119
IV.4.4.1 Estimativa da temperatura e vazão do gás de	

entrada no secador.....	119
IV.4.4.2 Cálculo do calor perdido.....	123
IV.4.4.3 Cálculo dos coeficientes de transferência de calor.....	124
IV.5 SIMULAÇÃO DA SECAGEM NO SECADOR TRANSPORTE PNEUMATICO....	132

CAPÍTULO V

V.1 INTRODUÇÃO.....	140
V.2 SISTEMAS DE SECAGEM.....	140
V.3 DIMENSIONAMENTO DO SECADOR TRANSPORTE PNEUMÁTICO.....	142
V.3.1 Cálculo do diâmetro do tubo.....	142
V.3.2 Cálculo da umidade final do sólido.....	143
V.3.3 Cálculo da pressão e seleção dos ventiladores.....	145
V.4 DIMENSIONAMENTO DO SECADOR LEITO FLUIDIZADO.....	151
V.4.1 Cálculo da pressão e seleção dos ventiladores para leito fluidizado.....	154
V.5. BALANÇO ENERGÉTICO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DOS SISTEMAS DE SECAGEM.....	156
V.5.1 Custo de Investimento Fixo.....	156
V.5.2 Custo Operacional.....	161
V.5.3 Economia de Combustível.....	164
V.6 CONCLUSÕES.....	170

CAPÍTULO VI

VI.1 CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	174
----------------------------------	-----

APENDICES

A - Curva de calibração da placa de orifício.....	177
B - Dados de calibração para os termopares do secador leito fluidizado.....	180
C - Dimensionamento do ciclone.....	181
D - Valores de densidade aparente da borra seca por picnometria.....	184
E - Valores de densidade aparente do leito fixo e porosidade.....	185
F - Dados experimentais referentes à velocidade mínima de fluidização.....	187
G - Dados experimentais da secagem em leito fluidizado....	204
H - Calibração do medidor de bocal.....	213
I - Dados de calibração dos termopares para secador transporte pneumático.....	219
J - Dados experimentais médios da secagem no transporte pneumático.....	229
K - Programa iterativo para o cálculo das variáveis fluidodinâmicas de secador transporte pneumático.....	240
L - Resultados finais dos parâmetros térmicos obtidos pela planilha Q-PRO.....	242
M - Simulação para obtenção dos perfis de umidade do sólido e temperatura do gás a partir dos dados experimentais de secagem no transporte pneumático.....	246

N - Descrição dos principais equipamentos de processo.....249

O - Balanço de massa e entálpico para caldeira.....253

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....266

CAPÍTULO I

I.1 INTRODUÇÃO

A redução dos gastos com energia ocupa um papel importante na estratégia de diminuir os custos de produção industrial. Aliado a este fator, a crescente preocupação com o controle ambiental, faz com que o aproveitamento do resíduo da indústria de café solúvel seja uma solução bastante positiva a esses dois problemas.

Este capítulo apresenta uma visão da importância econômica que o café e a sua indústria tem no cenário nacional e mundial, bem como a origem industrial da borra de café. Serão analisadas a sua composição e algumas das suas aplicações, particularmente como fonte de energia.

I.2 CAFÉ NO BRASIL

I.2.1 Consumo de café no mercado brasileiro

A primeira indústria de café solúvel instalada no país, foi a Companhia Industrial e Comercial de Produtos Alimentícios - Nestlé S/A - na cidade de Araras, Estado de São Paulo, em 1954. O Instituto Brasileiro do Café (IBC) registra somente a partir de 1965 o consumo de café solúvel no mercado brasileiro. A Tabela I.1 mostra um crescimento lento e contínuo do consumo deste produto,

TABELA I.1 Consumo brasileiro de café torrado e solúvel 1965-88.

Ano	Café Torrado*	Café Solúvel*	%	Total
1965	8.131.732	23.067	0,28	8.154.799
1966	8.097.387	33.597	0,41	8.130.984
1967	8.623.782	27.120	0,31	8.650.902
1968	8.751.782	39.167	0,45	8.790.949
1969	8.745.006	43.724	0,50	8.788.730
1970	8.888.199	60.719	0,68	8.948.918
1971	8.831.210	75.306	0,85	8.906.516
1972	6.712.865	66.938	0,99	6.799.803
1973	6.733.055	130.525	1,90	6.863.580
1974	7.504.697	124.941	1,64	7.629.638
1975	6.915.926	198.710	2,79	7.114.636
1976	6.410.544	231.277	3,48	6.641.821
1977	7.035.934	240.780	3,31	7.276.714
1978	6.810.720	178.083	2,55	6.988.803
1979	6.612.493	258.731	3,77	6.871.224
1980	7.162.409	403.861	5,34	7.566.270
1981	7.388.972	414.070	5,31	7.803.042
1982	7.172.019	385.843	5,11	7.557.862
1983	6.986.543	429.496	5,79	7.416.039
1984	6.529.769	362.391	5,26	6.892.160
1985	6.008.042	364.700	5,72	6.372.742
1986	5.136.337	432.519	7,77	5.568.856
1987	5.500.665	421.658	7,12	5.922.323
1988	5.346.431	460.547	7,93	5.806.978

Fonte: AEC - Anuário estatístico do Café, IEC - 1986 Café do Brasil

* Equivalente a sacas de 60 Kg de café verde

TABELA I.2 Consumo aparente* de café no Brasil (torrado e solúvel) 1973-1985.

Ano	População Estimada (X 1.000 hab)	Consumo (X 1.000 saca 60Kg)	Consumo Aparente "per capita" (em Kg)
1973	101.432,6	6.864	4,1
1974	104.243,3	7.630	4,4
1975	107.145,2	7.115	4,0
1976	110.123,5	6.642	3,6
1977	113.208,5	7.277	3,9
1978	116.393,1	6.989	3,6
1979	119.670,0	6.872	3,4
1980	121.150,6	7.563	3,7
1981	124.016,0	7.802	3,7
1982	126.806,0	7.556	3,6
1983	129.660,0	7.416	3,4
1984	132.580,0	6.892	3,1
1985	135.564,0	6.373	2,8

*O consumo aparente considera toda a população consumindo café.

Fonte: AEC - Anuário Estatístico do Café, IBC - 1986 Café do Brasil

que atinge em 1988 o equivalente a 8% do total consumido no mercado interno, enquanto que o restante, na forma tradicional de café torrado. Entre 1965 e 1988 houve uma redução de quase 30% no consumo de café torrado e solúvel no Brasil, resultando numa queda no consumo "per capita". Na Tabela I.2, verifica-se que este passou de 4,1 kg em 1973 para 2,8 kg em 1985.

I.2.2 Presença brasileira na produção e exportação de café verde e solúvel na América do Sul e no Mundo

Historicamente, o café sempre foi um produto de forte presença na pauta de exportação de matérias-primas, chegando em 1953, a responder por cerca de 53% do valor total das exportações.

A Tabela I.3 apresenta a produção e exportação de café verde e solúvel, bem como a porcentagem da produção brasileira em relação à América do Sul e ao mundo. Em termos de valor médio, observa-se nos últimos 25 anos, que cerca de 70% do total do café comercializado, foi direcionado ao mercado externo, enquanto que o restante foi consumido internamente na forma de café torrado ou solúvel.

A cultura cafeeira no Brasil passou por períodos de produção, ora bastante elevada, ora bastante reduzida. Fatores como: geada, seca, preço, superprodução, etc. tem sido decisivos para estas bruscas oscilações. A produção no ano comercial 1960/61 foi de 29.800.000 de sacas, muito próximo ao valor de 1989/90, que foi de 26.000.000 sacas. Neste mesmo período, a participação do Brasil, na exportação do café verde, em relação à exportação total da América do Sul e do mundo foi respectivamente de 55,8% e 23,4%. A tendência de queda na exportação de café verde é em parte, devida a entrada de outros países no mercado internacional. Quanto ao café solúvel, na América do Sul, o Brasil foi durante vários anos o único país exportador. A nível mundial, de uma modesta participação no ano comercial de 1961/62 de 0,74%, o Brasil, cinco

anos depois, passou a responder por 70% da exportação mundial, chegando em alguns anos a 90%. Nos últimos cinco anos tem se mantido por volta de 65%.

TABELA I.3 Produção e exportação de café verde e solúvel Brasileiro e percentuais de produção em relação a América do Sul e ao Mundo.(continua)

BRASIL					
Ano Comercial	Produção (*)	Exportação de Café (*)			Exp. Total (%) Produção
		Verde	Solúvel	Total	
1960 61	29.800	16.110	0	16.113	54,07
1961 62	39.600	17.410	1	17.412	43,97
1962 63	28.900	16.864	1	16.872	58,38
1963 64	23.200	18.860	2	18.869	81,33
1964 65	11.000	12.409	8	12.418	112,89
1965 66	37.700	16.411	107	16.521	43,82
1966 67	21.000	16.023	395	16.421	78,20
1967 68	24.500	18.347	584	18.964	77,40
1968 69	17.000	18.300	750	19.091	111,30
1969 70	21.000	18.142	982	19.135	91,12
1970 71	11.000	14.812	1.101	16.037	145,79
1971 72	24.600	18.567	1.437	20.043	81,48
1972 73	24.500	17.259	1.837	19.244	78,55
1973 74	14.300	15.714	1.908	17.637	123,34
1974 75	27.500	11.615	1.714	13.351	48,55
1975 76	23.000	12.091	1.873	14.051	61,09
1976 77	9.300	15.424	1.883	17.319	186,23
1977 78	17.500	6.800	600	7.500	42,86
1978 79	20.000	11.700	2.000	13.700	68,50
1979 80	22.000	12.000	2.000	14.000	63,64
1980 81	21.500	13.483	2.250	15.750	73,26
1981 82	33.000	14.297	3.300	17.600	53,33
1982 83	17.750	15.281	1.600	16.900	95,21
1983 84	30.000	16.723	1.939	18.716	62,39
1984 85	27.000	18.997	2.500	21.500	79,63
1985 86	33.000	12.597	1.700	14.300	43,33
1986 87	13.900	10.949	1.540	12.482	89,80
1987 88	38.000	17.025	1.600	18.625	49,01
1988 89	25.000	17.325	1.800	19.125	76,50
1989 90	26.000	16.000	1.700	17.000	65,38

Cont. TABELA I.3 Produção e exportação de café verde e solúvel Brasileiro e percentuais de produção em relação a América do Sul e ao Mundo.

PERCENTUAIS COMPARATIVOS DE PRODUÇÃO				
Prod. Brasil/Prod. A. Sul			Prod. Brasil/Prod. Mundial	
Ano	Café Verde	Café Solúvel	Café Verde	Café Solúvel
60/61	68,24	0	37,72	0
61/62	70,68	100,0	37,89	0,74
62/63	68,36	50,0	36,08	0,81
63/64	70,34	50,0	37,07	1,69
64/65	62,25	80,0	29,70	10,26
65/66	66,93	99,07	33,01	41,63
66/67	67,40	100,0	33,10	70,04
67/68	63,90	99,83	33,42	78,81
68/69	68,14	100,0	34,79	77,88
69/70	67,39	100,0	33,56	84,51
70/71	60,35	99,91	28,20	87,73
71/72	68,11	99,24	32,65	90,26
72/73	66,20	98,71	29,34	89,92
73/74	60,91	97,00	26,97	88,66
74/75	55,13	96,66	21,85	86,02
75/76	54,53	94,98	21,21	86,39
76/77	65,86	95,88	28,57	86,34
77/78	39,73	86,71	14,49	65,01
78/79	44,95	91,37	18,90	81,17
79/80	45,64	88,03	20,29	74,40
80/81	54,84	88,10	22,94	77,16
81/82	56,35	92,28	23,44	81,12
82/83	56,97	79,76	24,43	64,13
83/84	57,67	82,79	25,71	69,95
84/85	60,91	86,78	27,81	74,76
85/86	45,90	78,13	18,86	67,84
86/87	42,10	78,85	17,28	66,01
87/88	58,05	78,74	26,62	68,70
88/89	58,74	80,04	26,20	63,14
89/90	55,79	78,34	23,41	60,37

* Em 1000 sacas de 60 Kg.

Fonte: AEC - Anuário Estatístico do Café, IBC 1986 Café do Brasil.

I.2.3 Presença do café no perfil das exportações brasileiras

Em função dos grandes investimentos ocorridos nas últimas três décadas, em vários setores da economia, verifica-se neste período uma profunda transformação no perfil das exportações brasileiras. Junto ao aumento das exportações dos produtos básicos, há um expressivo incremento da participação dos produtos industrializados. A Tabela I.4 mostra um crescimento, para estes produtos, de 493% contra 135% dos produtos básicos, no período de 1977 a 1988. Neste contexto, tanto o café verde como o solúvel mantiveram-se tanto em produção como exportação, em valores absolutos. Porém perderam importância no quadro geral das exportações.

I.2.4 Quadro atual da indústria de café solúvel

Apesar das condições extremamente desfavoráveis do ponto de vista econômico para a venda no mercado internacional, mostrada pela Tabela I.4, a indústria brasileira de café solúvel tem conseguido sustentar níveis de exportação, tanto em volume como em valor, em relação ao total das exportações, índices em torno de 10%. Figueiredo (1981) aponta um índice de 98% da produção brasileira comercializada no mercado externo.

TABELA I.4 Exportação brasileira de café. Valor global de
exportação brasileira e participação do café
(1977-88).(continua)

Ano	Exportação Brasileira			Exportação Brasileira de Café		
	Total	Produtos Básicos	Produtos Industrializados	Total	Verde	Solúvel
	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)
1977	12.120	6.959	4.883	2.613	2.288	326
1978	12.651	5.978	6.504	2.294	1.947	348
1979	15.244	6.553	8.532	2.326	1.918	408
1980	20.132	8.488	11.376	2.771	2.486	285
1981	23.293	8.852	14.068	1.754	1.517	238
1982	20.175	8.195	11.729	2.109	1.858	250
1983	21.899	8.484	13.109	2.340	2.097	244
1984	27.005	8.706	18.004	2.850	2.563	287
1985	25.639	8.538	16.821	2.619	2.367	252
1986	22.349	7.280	14.895	2.327	2.006	321
1987	26.225	8.022	18.024	2.169	1.959	210
1988	33.787	9.401	24.083	2.222	2.009	213

cont. TABELA I.4 Exportação brasileira de café. Valor global da exportação brasileira e participação do café.

Ano	Participação			Preço Médio
	(4)/(1)	(5)/(2)	(6)/(3)	Us\$/Saca de 60 kg
1977	21,56	32,88	6,68	259,19
1978	18,13	32,57	5,35	182,81
1979	15,26	29,27	4,78	183,81
1980	13,76	29,29	2,51	182,21
1981	7,53	17,14	1,69	110,25
1982	10,45	22,67	2,13	123,60
1983	10,69	24,72	1,86	131,33
1984	10,55	29,47	1,59	145,57
1985	10,21	27,72	1,50	136,82
1986	10,41	27,55	2,16	234,72
1987	8,27	24,42	1,17	117,24
1988	6,58	21,37	0,88	129,86

Fonte: AEC - Anuário Estatístico do Café, IBC 1986 Café do Brasil.
ABICS - Associação Brasileira da Indústria de Café Solúvel.

TABELA I.5 Produção global de café solúvel, taxa de extração média e capacidade ociosa da indústria brasileira (1980-88), (Em equivalente a quilogramas de café verde).

Ano	Consumo Total de Café Verde	Produção Total de Café Solúvel	Taxa de Extração	Capacidade Utilizada em Porcentagem 4 = $(1 \div \text{Cap Inst.}^* \times 100)$	Capacidade Ociosa em Porcentagem 5 = $(100\% - 4)$
	- 1 -	- 2 -	- 3 -		
1980	131.872.269	51.002.765	38,68	37,52	62,48
1981	125.883.078	49.674.029	39,46	35,82	64,18
1982	130.668.744	51.672.449	39,54	37,18	62,82
1983	134.890.400	53.621.678	39,75	38,38	61,62
1984	140.522.282	55.467.601	39,47	39,99	60,01
1985	133.317.193	54.261.921	40,70	37,94	62,06
1986	123.863.943	52.497.762	42,38	35,25	64,75
1987	129.159.430	54.804.356	42,43	36,75	63,25
1988	156.062.657	61.157.218	39,19	44,41	55,59

* Com base na capacidade de processamento instalado de 5.857.000 sacas de café verde, ou 351.420.000 kg, levantada pelo IBC em 1984

Fonte: ABICS: Associação Brasileira da Indústria de Café Solúvel - Informe Estatístico do Diretor Executivo.

Nota-se ainda, pela Tabela I.5, a expressiva capacidade ociosa que tem atingido este setor da indústria brasileira, registrando um índice de 55,59% em 1988, apesar do crescimento em

valores absolutos do café solúvel produzido. Esta ociosidade foi calculada levando em consideração a capacidade instalada das 11 empresas listadas na Tabela I.6, a partir do levantamento feito pelo IBC em 1984, englobando os dois tipos básicos de café solúvel: seco por "spray" e liofilizado.

TABELA I.6 Capacidade de produção da indústria de café solúvel por empresa (em 1000 sacas de 60 Kg. de café verde).

EMPRESAS	CAPACIDADE ANUAL	LOCALIZAÇÃO	
	DE PRODUÇÃO	CIDADE	ESTADO
Cacique	1.219	Londrina	Paraná
Nestlé	831	Araras	S.Paulo
Brasília	789	Varginha	M.Gerais
Realcafé	769	Vitória	Esp. Santo
Iguaçu	611	Corn.Procópio	Paraná
Dominium	599	S. Paulo	S.Paulo
Cocam 1/	391	Catanduva	S.Paulo
Alpha	222	Petrópolis	R.de Janeiro
Vigor	209	Cruzeiro	S.Paulo
Mogi 1/	132	Mogi das Cruzes	S.Paulo
Macsol 1/	85	Campinas	S.Paulo

1/ Produtoras de solúvel "Freeze-dried" cuja capacidade total de produção nesse processo é de 358.000 sacas. Note-se que a COCAM produz os dois tipos de café. Referente ao ano 1984.

Fonte: ABICS - Associação Brasileira das Indústrias de Café Solúvel - Informe Estatístico do Diretor Executivo.

I.3 INDÚSTRIA DE CAFÉ SOLÚVEL

O fluxograma esquemático do processamento de café solúvel é mostrado na Figura 1.1. Pfluger (1975), e Sivetz et alii (1963) discutiram em profundidade a obtenção do café solúvel. Resumidamente, descreve-se as etapas mais importantes relativas à geração e manuseio da borra, bem como a produção do extrato.

Uma mistura desejada de diversos tipos de café verde, ou não, é primeiramente torrada em grandes torradores com o objetivo de propiciar o desenvolvimento do "flavor" e determinar a cor. Depois de resfriados os grãos tem a umidade equalizada e são então quebrados a partículas de dimensões grosseiras, para aumentar a área de contato na extração. Na indústria de café, é comum o uso de baterias de 6 a 8 percoladores em série, com água em contra corrente utilizando uma pressão de $6,8 \text{ Kgf/cm}^2$ a $13,6 \text{ Kgf/cm}^2$, ou um pouco mais. A faixa de capacidade de algumas unidades vai de algumas centenas a 1000 kg/h de sólidos solúveis, que corresponde a 2500 kg/h de grão torrado e quebrado, ou ainda a cerca de 2800 Kg/h de café verde. A temperatura de percolação varia de 162°C no estágio de esgotamento a 80°C para café fresco no final da bateria de extração. Com concentração de sólidos por volta de 25%, o licor de café é arrastado dos extratores e imediatamente resfriado para prevenir a deterioração do sabor e aroma. Após clarificação em centrífuga contínua, o extrato segue o processo de concentração e secagem para obtenção do pó solúvel. Em geral, é utilizada, como etapa final, um dos seguintes processos: secagem em "spray" ou liofilização.

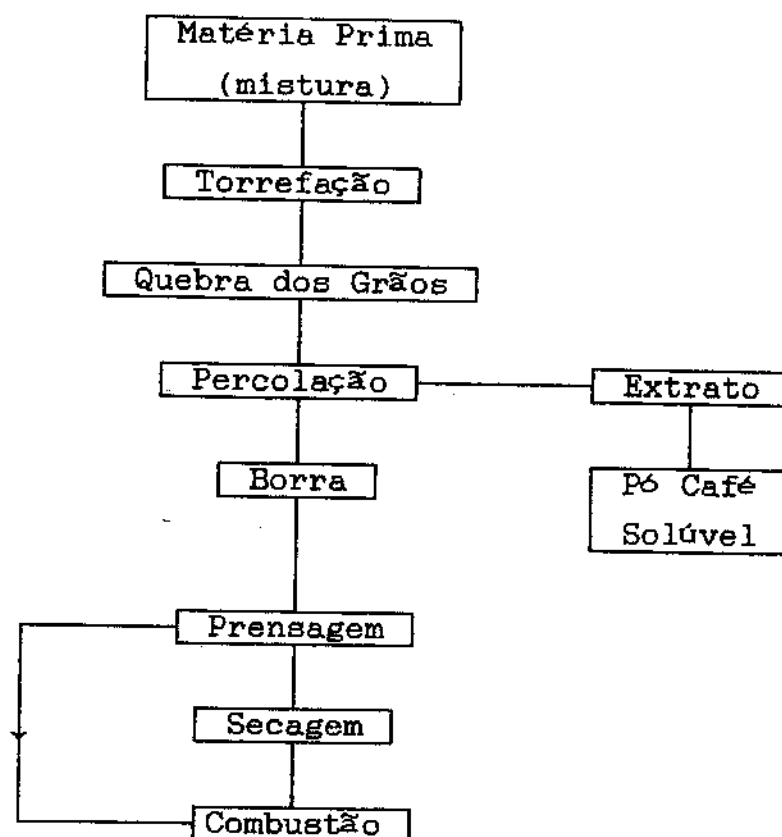


FIGURA 1.1 Fluxograma do processo de obtenção da borra na indústria do café solúvel.

O resíduo obtido após o esgotamento da parte solúvel nos percoladores, é chamado de borra. Esse material, com elevada umidade (85% b.u.) é arrastado da coluna com um jato de vapor, com pressão de aproximadamente $18-20 \text{ kgf/cm}^2$, para um silo, onde perde a água em excesso.

Em algumas plantas industriais a borra é prensada até atingir um teor de umidade entre 50 e 55%, sendo posteriormente

seca ou não, para finalmente ser usada como combustível em caldeiras adaptadas para trabalhar com resíduos.

I.4 COMPOSIÇÃO

A composição química da borra de café foi estudada por vários autores, Elias (1979), Tango (1971), Aguirre (1966) e Bressani et alii (1972), apresentando valores variáveis em relação aos seus componentes. A Tabela I.7 mostra a composição química da borra desidratada e úmida obtida por Elias (1979). Dos resultados obtidos por diversos autores, as proteínas foram as que apresentaram valores mais constantes, enquanto que os carboidratos, os teores mais variáveis.

TABELA I.7 Composição química (%) da borra de café.

	úmida	desidratada
umidade	76,7	12,6
matéria seca	23,3	87,4
extrato éter	0,48	2,5
fibra bruta	3,4	21,0
proteína bruta (N x 6,25)	2,1	11,2
cinzas	1,5	8,3
extrato nitrogênio livre	15,8	44,4

Este fato, já era esperado e se justifica pelo conjunto

de fatores que influem na composição da matéria-prima, como por exemplo: variedade do café, solo, clima, adubo, etc.

I.4.1 Componentes orgânicos

Neste grupo, cada substância desempenha um papel específico. Algumas delas, relacionadas na Tabela I.8, são consideradas como as responsáveis pela toxidez da borra de café. A cafeína, por exemplo, que exerce essa função é também utilizada industrialmente na fabricação de refrigerantes.

TABELA I.8 Alguns componentes orgânicos presentes na borra de café (Elias, 1979).

	% peso seco
tanino	1,8 - 8,56
substâncias pécnicas total	6,5
açúcares redutores	12,4
açúcares não redutores	2,0
cafeína	1,3
ácido clorogênico	2,6
ácido cafeico total	1,6

I.4.2 Cinzas e minerais

Os minerais estão presentes na borra de café em grande variedade, sendo listados na Tabela I.9 os mais importantes do

ponto de vista nutricional no uso como componente de ração ou como componente na formulação de adubo. Elias (1979) destacou a elevada presença de potássio, um mineral muito importante na formulação de adubos, porém apontou que este índice elevado pode impedir o uso da borra na ração animal.

TABELA I.9 Conteúdo de cinza e minerais da borra de café
(Bressani et al. 1979).

Cinza (g%)	8,3
Ca (mg%)	554
P (mg%)	116
Fe (mg%)	15
Na (mg%)	100
K (mg%)	1765
Mg	traços
Zn (ppm)	4
Cu (ppm)	5
Mn (ppm)	6,25
B (ppm)	26

I.4.3 Aminoácidos

Estas substâncias são de grande importância na formulação da ração animal, pois sua presença influi diretamente no seu valor nutricional.

Bressani (1979) determinou a composição dos aminoácidos da borra de café, milho, ração de soja e ração de semente de algodão, e observou que a borra apresenta praticamente o dobro de aminoácidos, expresso em g/16g N, quando comparado com os outros produtos. Porém, no tocante à presença de aminoácidos essenciais, a borra possui cerca de 50 a 60% em relação aos outros produtos.

Elias (1979) considerou ser de fundamental importância determinar a porcentagem de Nitrogênio não proteico, pois desta forma seria possível relacionar o verdadeiro valor proteico da borra, sua toxidez e a real digestibilidade da proteína.

I.5 APLICAÇÕES

Os usos mais importantes são analisados a seguir:

I.5.1 Ração animal

Devido ao elevado teor de umidade torna-se necessário uma pré-secagem até 60 a 70% b.u., para que o material possa ser ensilado, recebendo ou não aditivos, ou eventualmente outros produtos como melaço, capim e milho, em diferentes proporções, (Murilo, 1979). Durante a conservação da forragem úmida, se produz uma fermentação parcial dos carboidratos pela ação de bactérias anaeróbias. Inúmeras outras alterações ocorrem, porém a redução da cafeína e do tanino são as mais importantes do ponto de vista nutricional, devido à responsabilidade, pelo menos parcial, destes

componentes na toxidez da borra de café.

Comparativamente ao uso direto da borra com 60 a 70% b.u., a borra ensilada apresentou um melhor desempenho medido através do ganho de peso e da eficiência alimentar, para diferentes espécies de animais, conforme Murilo (1979).

Para os bovinos, sua presença não deve exceder 20%, pois há uma utilização pouco eficiente do nitrogênio. O produto é pobre em termos de sabor e para agravar existe a possibilidade de alguma resposta do metabolismo do animal devido à presença de potássio, cafeína, tanino, polifenóis, etc, o que contribui para a baixa performance nutricional da borra. A grande vantagem no uso da borra como ração animal consiste na facilidade de estocagem e disponibilidade durante o ano inteiro. Desde 1970 observou-se na Europa Ocidental, um consumo de cerca de 40.000 toneladas de borra/ano na forma de ração animal, pelo gado leiteiro e outros ruminantes (Adams, 1987).

No caso dos suínos, a presença da borra em até 16% na ração animal é positiva no sentido econômico, mas não ocorre nem ganho e nem perda de peso do animal, conforme trabalho realizado por Jarquin (1979).

Já para as aves, Braham (1979) indicou o uso de borra adequadamente seca e tratada, a níveis não maiores que 10%. Acima desse valor ocasionam perda de peso e alta taxa de mortalidade.

I.5.2 Adubo

Para uso como adubo, a borra pode ser utilizada úmida ou parcialmente seca, diretamente misturada ao solo. Bressani (1979) apontou algumas características relevantes da borra como: elevada quantidade de potássio, elevada porcentagem de matéria orgânica e baixa presença de nitrogênio, o que é um inconveniente. O autor mostrou que 45 Kg borra seca equivalem a 4,5 Kg de fertilizante inorgânico tipo 14-3-37 (N,P,K), em termos de composição química, ou 9 Kg do tipo 7-1,5-18,5.

Em países da América Central e África, a borra tem sido utilizada como adubo, apesar da dificuldade de manuseio e transporte, Bressani (1979) e Kimeu et al. (1972). No Brasil a borra é queimada para geração de vapor.

Kimeu et al. (1972) estudaram o efeito da mistura da borra de café com várias formulações de adubo inorgânico à base de N, P, NP e NPK, em plantações de milho de duas diferentes localidades do Quênia e concluíram que a formulação inorgânica com NP e borra de café apresentou um bom aumento de produtividade, maior inclusive que a formulação NPK mais borra de café.

I.5.3 Outras possíveis aplicações

Devido ao grande volume de resíduo produzido na obtenção de café solúvel, cerca de 2 Kg borra seca para cada 1 Kg de café solúvel (Sivetz, 1963), há um grande número de pesquisas com o

objetivo de viabilizar o aproveitamento da borra (Adams, 1987, Tango, 1971, Pfluger, 1975 e Rao, 1974). As propostas de uso da borra são as mais variadas, como por exemplo: extração de óleo com hexano de borra com 10% de umidade; extração de ácidos graxos; obtenção de material microporoso com comportamento semelhante aos carvões ativos; trocador de íons; material de enchimento, como substituição ao pó de serragem; produção de metanol e acetona; ingrediente para fumo; transportador para inseticidas e herbicidas; ingrediente de polidores; tintas; resinas; lubrificantes especiais; meio de crescimento de antibióticos; produção de biogás e extração de cafeína, para uso na fabricação de refrigerantes e fins medicinais (Tango, 1971). Segundo Pfluger (1975), todas estas alternativas tem-se mostrado inviáveis economicamente.

I.6 USO COMO FONTE DE ENERGIA

É crescente a disponibilidade e o aproveitamento de grande variedade de resíduos celulósicos como fonte de energia para geração de vapor. Para tanto é preciso observar técnicas adequadas para transformar um resíduo industrial incômodo e muitas vezes poluente, em combustível. Além disso, para que a combustão possa ser realizada de modo eficiente e sem poluição, é preciso projetar adequadamente a caldeira.

A borra como resíduo celulósico, tem uma composição química muito semelhante aos outros resíduos. A Tabela I.10 apresenta um quadro comparativo destes resíduos em termos de composição.

TABELA I.10 Análise típica de resíduo celulósico seco
(Anônimo, 1971).

Constituinte	Conteúdo Médio (% / peso)			
	madeira	casca de árvore	bagaço de cana	borra de café
Material volátil	81,5	72,6	83,8	85,23
Carbono fixo	17,5	25,4	12,7	14,66
Cinza	1	2	3,5	0,11
Carbono	49-55	51-56	43-49	58-59
Hidrogênio	5,6-7	5,1-6	6-6,6	7,67
Oxigênio	38-45	36,7-42,6	35,3-48	31,4
Enxôfre	—	—	2,9-11,3	0,22

Nogueira e Flores (1987) determinaram o poder calorífico médio e obtiveram um resultado de 5250 kcal/kg de produto seco. O procedimento adotado obedeceu a norma ABNT-NB-454 e os resultados mostraram um desvio padrão de 282 kcal/kg. Segundo os autores, a composição dos elementos mais importantes na borra do ponto de vista energético, são: Carbono, 55%, Hidrogênio, 7% e Oxigênio, 38%. O óleo combustível BPF tipo E apresenta 89% de Carbono e 11% de Hidrogênio.

Uma relação de grande importância é a do poder calorífico com a umidade. Silva et alii (1990), estabeleceram a seguinte correlação:

$$PC_i = 6031 - 66 X' \quad (\text{Kcal/Kg borra úmida}) \quad (01)$$

onde:

PC_i - Poder calorífico inferior da borra úmida (kcal/kg borra úmida);

X' - Umidade da borra em base úmida, em porcentagem.

Na Tabela I.11 se compara o valor energético da borra (25% b.u.) com o de outros materiais, conforme Nogueira e Flores (1987), admitindo-se a mesma eficiência de queima.

As inúmeras variedades de café apresentam composição química distintas, e esta determina o valor do poder calorífico. Pfluger (1975) e Sivetz (1963) encontraram diferentes valores de poder calorífico. A Tabela I.12 relaciona estes valores para várias umidades.

TABELA I.11 Equivalência energética da borra de café (25% b.u.) em relação a outros materiais.

Combustível	PC (Kcal/Kg)	Kg borra equivalente
Lenha (eucalipto a 12% b.u.)	3500	0,96
Carvão vegetal	7100	1,94
Bagaço de Cana (40% b.u.)	2200	0,60
Óleo Combustível	9500	2,59

TABELA I.12 Poder Calorífico em Função da Umidade.

% Umidade (b.u.)	Poder Calorífico (kcal/kg seco)	
	Sivetz (1963)	Pflugger (1975)
0	5000	5550
25	4830	5330
50	4440	4940
70	3886	----
75	3330	3720

Deve-se considerar que a variação do poder calorífico superior para o material seco é bastante significativa. Silva et alli (1990) apresentam um levantamento dos valores obtidos por vários autores, que apresentam resultados entre 5000 e 6930 kcal/kg material seco, sem nenhuma umidade.

Para o projeto da caldeira, é importante saber com que umidade a borra será queimada. O material poderá estar bastante úmido e isto implica em complementação de combustível (óleo) na sustentação da temperatura da câmara para a secagem prévia do material a queimar. Implica também em maiores custos operacionais e maior tamanho da câmara, devido ao volume de vapor de água formado e a necessidade de uma alta ventilação.

Sivetz (1963) mostrou duas situações de queima; uma com material úmido a 50% e outra com material seco. Na primeira situação, houve um aumento da carga do ventilador, em relação à segunda situação, de cerca de 15%, devido ao excesso de ar que foi

utilizado.

Um parâmetro importante a ser determinado é a umidade a que o material deve atingir na secagem, tendo em vista a otimização do processo de secagem e geração de energia bem como as condições de projeto e/ou produção de vapor da caldeira. Em geral, torna-se necessário, devido à elevada umidade (85% b.u.) que a borra possui, realizar uma secagem antes do material ser utilizado como combustível em caldeiras. Essa umidade deverá ter um valor máximo de 50 a 60% b.u.. Não se deve secar a borra para valores inferiores a 15%, devido à fácil combustão espontânea, (Nogueira e Flores, 1987).

Na prática esta secagem tem sido realizada em secadores do tipo rotativo, leito fluidizado ou pneumático, incluindo frequentemente, uma etapa prévia de eliminação mecânica de água por prensagem ou peneiras vibratórias.

CAPITULO II

II MATÉRIA PRIMA

II.1 PREPARO DA MATÉRIA PRIMA

A borra de café obtida sob prensagem na indústria fornecedora (Mac-Sol. Manufatura de Café Solúvel S/A), ainda bastante quente, foi acondicionada em sacos de 200 l de polietileno espesso para evitar perda de umidade durante o transporte até o laboratório. Após cerca de 12 horas o material estava próximo à temperatura ambiente e apresentava grandes torrões por efeito da prensagem e do acondicionamento.

Para se garantir uma amostragem significativa do material na determinação do diâmetro médio e da umidade e também obter um rigoroso controle na vazão de sólidos, passou-se a borra por uma peneira comum, com distância entre fios de 6 mm para desmanchar os aglomerados, tomando-se o cuidado para logo em seguida dispersar e homogeneizar todo o material. A borra de café, assim preparada, foi utilizada para a secagem e submetida às análises físico-químicas.

II.2 DETERMINAÇÃO DA UMIDADE DAS AMOSTRAS

O método utilizado é o recomendado para café solúvel em pó, conforme AOAC (1980), adaptado para a borra de café. Consiste em colocar o material em pesa-filtros de 30 ou 50 ml previamente

limpos, secos e tarados. Estes são levados a estufa com circulação de ar forçado por 16 horas a 90°C. Pela pesagem da amostra úmida e seca, calcula-se a umidade em base seca (b.s.) e base úmida (b.u.). Todas as pesagens foram feitas em balança analítica ($\pm 0,0001$ g).

II.3 DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DA MATÉRIA PRIMA

A borra de café apresenta partículas com uma ampla distribuição de tamanho e forma. Para a análise granulométrica utilizou-se a peneiragem. Este método é influenciado pelo tamanho relativo da amostra, pelo tempo de duração da classificação e pela intensidade da vibração aplicada. Devido a estes fatores torna-se necessário padronizar os critérios de peneiragem.

As normas gerais, indicadas por Perry & Chilton (1973), são as seguintes:

1º) Recomenda-se o mínimo de 5 peneiras, com o tamanho médio situando-se na peneira central. O conjunto de peneiras deve formar a seguinte série:

$$a_n = a_{n-1} \sqrt{2}, \text{ onde "a" é a abertura.}$$

2º) A quantidade da amostra é função da granulometria e do diâmetro da peneira (área). Dependendo da densidade das partículas, a amostra convencional é de 20 a 60 g para partículas finas

e de 60 a 150g para amostras com partículas grossamente granuladas, quando o diâmetro da peneira é de 20 cm.

3º) A quantidade de partículas que passa através da peneira atinge um máximo com o tempo. Este tempo é definido quando a peneira, que na maioria dos testes retém a maior massa, atinge o peso máximo.

A partir destas considerações adotou-se o seguinte método para a análise da borra de café:

1º) Secagem da amostra utilizando o mesmo método da determinação de umidade.

2º) Na granulometria, optou-se por 12 peneiras em duas baterias de 6 cada uma, com os seguintes Tyller: 7, 8, 10, 14, 16, 20, 24, 32, 48, 80, 115 e fundo.

3º) Massa de amostra: optou-se por uma massa de 100 a 150 g de material, permitindo assim uma massa razoável nas várias peneiras, minimizando os erros nas pesagens das frações.

4º) Tempo de peneiragem: optou-se por 10 minutos, sob vibração máxima (10) no aparelho Granutest, mostrando-se satisfatório quanto à recomendação.

A Tabela II.1 abaixo mostra a série utilizada, a abertura da peneira (mm), faixa das dimensões das partículas e o valor do

diâmetro médio (média aritmética entre a medida anterior e posterior).

TABELA II.1 Peneiras utilizadas para granulometria.

Tyler n ^o	Abertura mm	Faixa mm	Diâmetro Médio mm
7	2,83	$\geq 2,83$	*
8	2,38	$2,38 \leq d < 2,83$	2,61
10	1,68	$1,68 \leq d < 2,38$	2,03
14	1,19	$1,19 \leq d < 1,68$	1,44
16	1,00	$1,00 \leq d < 1,19$	1,10
20	0,84	$0,84 \leq d < 1,00$	0,92
24	0,71	$0,71 \leq d < 0,84$	0,78
32	0,50	$0,50 \leq d < 0,71$	0,61
48	0,297	$0,297 \leq d < 0,50$	0,399
80	0,177	$0,177 \leq d < 0,297$	0,237
115	0,125	$0,125 \leq d < 0,177$	0,151
fundo		$d < 0,125$	0,063

* Calculado para cada experimento, tomando-se a maior dimensão das partículas retidas e obtendo-se a média aritmética com 2,83mm.

II.4 DENSIDADE APARENTE

A borra de café é um material poroso. A densidade apa-

rente da partícula leva em conta o volume ocupado pelo sólido e os seus poros. Em termos de fluidização e transporte pneumático esta é a medida de densidade mais importante. Para a determinação do seu valor utilizou-se a picnometria, descrita por Buczek et al (1986), que está baseada no deslocamento de volume de uma amostra em relação a um volume conhecido. Entre os vários líquidos testados, a solução de Carboxi-Metil-Celulose (CMC) com concentração de 3% foi o que apresentou resultados mais satisfatórios, pois tanto na superfície da partícula como nos espaços intersticiais não ocorreu formação de bolhas de ar, problema dos líquidos com elevada tensão superficial, e nem apresentou excessiva penetração de fluido na partícula, inconveniente dos líquidos de baixa tensão superficial, o que leva também a valores incorretos da densidade aparente.

Este método foi aplicado para partículas secas.

II.5 DENSIDADE DO LEITO FIXO

A determinação da porosidade do leito é feita com o auxílio de um recipiente cilíndrico de acrílico, com 14,2 cm de diâmetro. Uma massa de borra é introduzida em seu interior e marca-se no recipiente a altura do leito. Com a retirada do material é adicionada água que a seguir é pesada, para verificar-se o volume total ocupado pela borra. A partir daí, com a densidade da partícula obtém-se a porosidade do leito. Esta é definida como:

$$\varepsilon = \frac{V_v}{V_t} = 1 - \frac{V_s}{V_t} \quad (02)$$

onde:

V_v - Volume vazio no leito (m^3);

V_s - Volume de sólido no leito (m^3);

V_t - Volume do leito fixo (m^3).

III SECAGEM EM LEITO FLUIDIZADO

III.1 FENOMENO DA FLUIDIZAÇÃO

A fluidização é uma operação unitária pela qual sólidos finos são suspensos numa corrente de fluido, de tal maneira que se observam características semelhantes aos líquidos.

Quando um fluido percola um leito de partículas, à baixa vazão, este mantém sua estrutura, e é denominado leito fixo.

Aumentando a velocidade, a partir de um certo valor, as partículas individualmente começam a vibrar e se movimentam dentro de uma região restrita, produzindo-se simultaneamente uma expansão do leito.

Com um aumento ainda maior da velocidade, atinge-se um ponto em que todas as partículas ficam suspensas no fluido mas não são arrastadas. O leito mantém uma separação bem definida entre a fase sólida densa e a fluida sem sólido. Nesta situação, há um equilíbrio entre a força de arraste exercida pelo atrito do fluido na partícula e a força peso, desaparecendo a força de compressão entre partículas vizinhas no plano vertical. A queda de pressão através da seção do leito iguala-se ao peso do fluido e do sólido na seção. Assim tem-se o leito fluidizado incipiente ou

leito à mínima fluidização.

Nos leitos com gás, quando um novo aumento de velocidade do gás ultrapassa a velocidade da mínima fluidização, ocorre uma instabilização, com o aparecimento de bolhas e canais pelo leito. Para velocidades elevadas a agitação torna-se mais violenta e o movimento do sólido torna-se mais vigoroso, e o leito não expande muito além do volume a mínima fluidização. Desta forma o leito é chamado de leito fluidizado borbulhante ou simplesmente leito fluidizado.

Os leitos fluidizados são considerados de fase densa quando seu comprimento, é aproximadamente definido no limite superior da superfície do leito. Entretanto, quando a velocidade do gás supera a velocidade terminal dos sólidos a superfície superior do leito desaparece, ocorrendo apreciável dispersão das partículas que são arrastadas para fora do leito com o jato do fluido. Neste caso tem-se leito fluidizado com transporte pneumático de sólidos.

As aplicações do leito fluidizado são bastante amplas nos processos industriais. Davidson e Harrison (1971), Kunii e Levenspiel (1969), Botterill (1975), Geldart (1986), Yates (1983) e Cheremisinoff e Cheremisinoff (1984), discutem inúmeros exemplos de aplicação.

Geldart (1986) classifica as aplicações do leito fluidizado nos processos industriais sejam físicos ou químicos, quanto aos mecanismos predominantes.

Nos processos físicos, podem ocorrer os seguintes mecanismos:

a) Transferência de Calor e/ou Massa entre gás e partícula: secagem de sólidos, absorção de solventes, resfriamento de fertilizantes e congelamento de alimentos.

b) Transferência de Calor e Massa entre partícula/partícula ou partícula/superfície: recobrimento de superfícies com plástico, recobrimento de produtos farmacêuticos, granulação, mistura de sólidos, filtração de pós.

c) Transferência de Calor entre superfície/leito: tratamentos térmicos de fibras têxteis, borracha, vidro, metais, banho a temperatura constante.

Nos processos químicos, os mecanismos são:

a) Reação gás/gás onde o sólido atua como catalisador: "cracking" do petróleo, produção de acrilonitrila, polietileno, etc.

b) Reação gás/sólido onde os sólidos são transformados: combustão do carvão, incineração de resíduos sólidos e líquidos, etc.

III.1.1 Secagem no leito fluidizado

A fluidização com ar aquecido é um modo de secagem bas-

tante atrativo para muitos pós e produtos granulares. As indústrias utilizam esta técnica desde 1948, para materiais como: minerais, areia, polímeros, fertilizantes, produtos farmacêuticos e alimentícios, resíduos, materiais cristalinos e muitos outros produtos industriais.

Romankov (1971) considera que devido a existência de uma grande variedade de projetos de secadores em leito fluidizado, pode-se, do ponto de vista tecnológico, classificá-los em dois grupos: um para materiais granulares e outro para pastas, soluções, suspensões e materiais fundidos. Conforme as condições de operação podem ser classificados em contínuos, semi-contínuos e batelada.

Para os processos de escala reduzida e/ou quando trabalha-se com diferentes produtos, o secador mais adequado deve operar em batelada. Em outras situações, usa-se o contínuo. Estes secadores existem em diferentes tipos e variações, como por exemplo: secador contínuo, contínuo com fluxo pistão, vibro-fluidizado, multi-estágios e com trocadores de calor interno; ou ainda em combinações com outros secadores. Uma descrição detalhada dos diversos tipos de secadores leito fluidizado pode ser encontrada em Strumillo & Kudra (1986), Vanecek et al. (1966) e Mujundar (1987).

Vanecek et al. (1966) apresentam algumas vantagens e limitações da secagem em leito fluidizado, abaixo relacionadas:

1) Elevadas taxas de remoção de unidade por volume de secador. Somente os pneumáticos atingem tais níveis.

2) Controle uniforme e rigoroso da temperatura pelo leito.

3) Alta eficiência térmica é alcançada quando a queda no conteúdo de unidade é alta e a temperatura de secagem não é excessiva, ou quando se emprega o secador em múltiplos estágios.

4) O tempo de residência do material no secador pode ser fixado arbitrariamente, uma vantagem em relação ao pneumático.

5) O tempo de secagem é usualmente menor do que em outros tipos de secador, devido a elevadas taxas de transferência de calor e massa.

6) Projeto simples e sem partes móveis resultam num secador de operação e manutenção bastante fácil.

7) O processo pode ser automatizado sem dificuldades.

8) São compactos e de tamanho relativamente pequeno. E o custo de investimento também é relativamente pequeno em relação a outros secadores.

9) Possibilidade de combinação com outros processos: transporte, mistura, classificação e resfriamento.

Algumas desvantagens:

1) Alta perda de pressão para o secador e o ciclone.

2) Ao final do processo o produto apresenta partículas muito finas.

3) O tempo de residência para partículas individuais varia consideravelmente para alguns tipos de secadores.

III.2 DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL

III.2.1 Descrição do equipamento

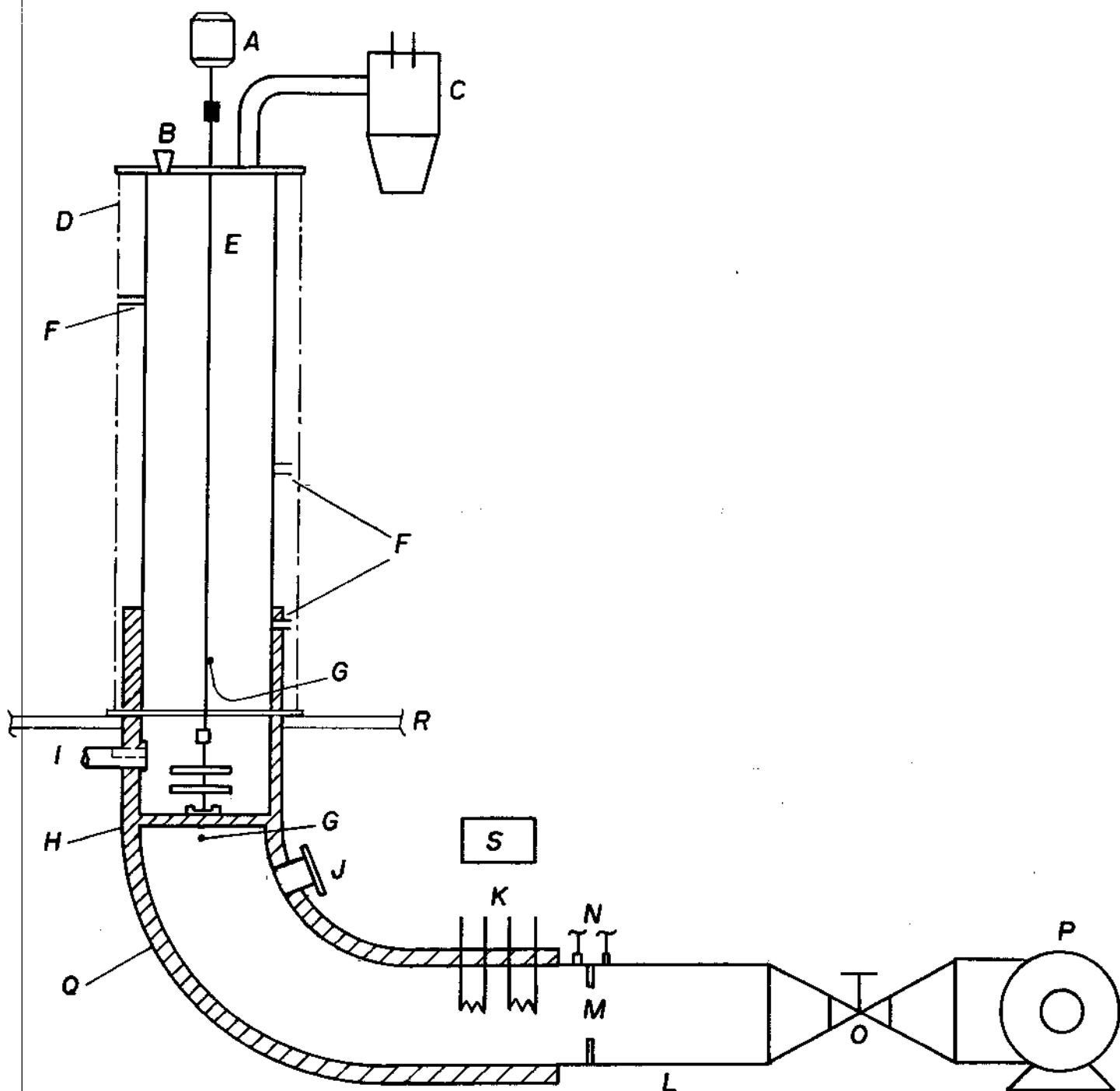
O secador de leito fluidizado utilizado por Sobral (1987) e Meirelles (1984) esquematizado na Figura 3.1 é composto por: sistema de alimentação e medição da vazão de gás, sistema de aquecimento e medição de temperatura e leito fluidizado.

III.2.1.1 Sistema de alimentação e medição da vazão de gás

É composto por um ventilador com motor elétrico (P) de 2 CV a 3500 rpm que capta o ar ambiente e o injeta para o sistema pelo duto (L). A regulagem da vazão de ar é feita através da válvula gaveta (O), sendo medida através de uma placa de orifício (M) montada ao final do duto, respeitando a recomendação de um comprimento sem perturbações no fluxo de ar, anterior à placa, de pelo menos 12 vezes o diâmetro do duto, (Foust, 1982). A curva de calibração da placa de orifício (Apêndice A) elaborada por Sobral (1987) permite a determinação da vazão de ar, pela queda de pressão observada no manômetro (U).

III.2.1.2 Sistema de aquecimento e medição de temperatura

Um conjunto de resistências fixas foram montadas no interior do duto, após a placa de orifício. As resistências são de fio níquel-cromo de resistividade de 2,122 ohms/metro com 30 m de comprimento cada uma. Obtém-se a temperatura desejada ligando-se 1 ou



A- Motor/Agitador; B- Entrada da Alimentação; C- Ciclone; D- Tí-
rantes; E- Leito; F- Tomada de pressão; G- Termopares; H- Distri-
buidor; I- Tomador de Amostras; J- Desvio do ar; K- Resistências
Elétricas; L- Duto; M- Placa de Orifício; N- Manômetros em U; O-
Válvula Gaveta; P- Ventilador; Q- Isolamento Térmico; R- Mesa de
Apoio e S- Variador de Voltagem.

FIGURA 3.1 Desenho esquemático do secador leito fluidizado.

2 resistências a plena carga e mantendo-se mais uma sob voltagem regulável através de um variador de voltagem (S) que permite um ajuste fino no valor da temperatura desejada.

Para a medição das temperaturas foram instalados dois termopares Cobre-Constantan, sendo um localizado 2,5 cm abaixo do distribuidor e o outro um pouco acima da fase fluidizada do leito. A leitura da temperatura foi realizada em um registrador de temperatura digital com precisão de $\pm 1,0^{\circ}\text{C}$. As curvas de calibração estão no Apêndice B. A tubulação e o leito foram devidamente isolados com lã de vidro, com perdas desprezíveis para o ambiente.

III.2.1.3 Leito

É formado pela base metálica de 14,3 cm de altura e diâmetro de 14,2 cm, e a parte superior é de vidro com 1,0 m de comprimento, com o mesmo diâmetro, (E) sendo as duas extremidades flangeadas para permitir acoplamento à parte metálica e à tampa superior através de 4 tirantes (D). Na parte inferior da base metálica foi montada uma placa distribuidora (H) em aço inoxidável, perfurada com 231 furos de 2,1 mm de diâmetro, passo quadrado de 7 mm, adaptada através de flanges e fixada com parafusos. Ao longo do leito existem 3 tomadas de pressão: uma localizada abaixo do distribuidor e as outras duas acima deste. Estas tomadas (F) ligadas a um manômetro em U permitem a medição da perda de carga no leito.

Ainda na parte metálica foi instalado um tomador de amos-

tras. Este consta de um tubo, cuja extremidade interna, ao ser deslocada para o centro do leito, permite o escoamento de material por dentro do tubo, sendo a amostra coletada em sacos de polietileno. Na posição normal de operação, o tomador garante o fechamento da parede cilíndrica do leito.

A alimentação do leito, pelo orifício com tampa (B), é feita com a ajuda de um desvio do fluxo de ar (J).

Na parte superior do leito foi montado um ciclone que realiza a separação do elutriado e o ar úmido. O ciclone foi construído em Aço Carbono, e os cálculos do seu dimensionamento se encontram no Apêndice C.

III.2.1.4 Outras medidas

A umidade do ar ambiente foi determinada através da medida da temperatura do bulbo seco e bulbo úmido num psicrômetro tipo Assman, com precisão de $\pm 0,5^{\circ}\text{C}$. A pressão atmosférica foi determinada com o barômetro de mercúrio marca Princo nº 469, com precisão de $\pm 0,1$ mmHg, corrigindo-se as leituras devido ao efeito da latitude e da temperatura ambiente.

III.2.2 Operação do secador

Após vários testes, padronizou-se o seguinte procedimento para a secagem:

- 1) Entrada em regime: antes de se iniciar o experimento,

foram fixadas as condições de funcionamento: vazão e temperatura do gás. Manteve-se o equipamento em funcionamento por uma hora, para garantir a entrada em regime. Assim, após a alimentação da borra, o tempo para entrada em regime estacionário torna-se mínimo.

2) Alimentação: preparada a quantidade de matéria prima, abre-se o desvio de ar (J), retira-se a tampa do orifício (B) na tampa superior, introduz-se o material, mede-se a altura da camada formada, fecha-se a tampa B e por último fecha-se o desvio (J). Esta etapa é realizada em menos de 1 minuto, para minimizar as mudanças nas condições de alimentação do ar.

3) Operação: imediatamente após o fechamento do desvio, o cronômetro é acionado e a vazão corrigida para o valor previamente fixado; esta varia devido a presença do leito que altera a perda de carga do conjunto. Após cerca de dois minutos, a temperatura retorna ao valor pré-fixado, com o uso do variador de voltagem.

4) Tomada de amostras: fechado o desvio e acionado o cronômetro, retiram-se amostras do interior do leito, em intervalos de tempo de 1, 2 ou 5 minutos, sendo acondicionadas em sacos de polietileno que são fechados rapidamente em uma seladora automática. Este material foi utilizado para determinação de umidade.

5) Tomada do Elutriado: por volta de 13 minutos e ao final do experimento é recolhido o elutriado formado.

III.3. ANÁLISE DOS RESULTADOS

III.3.1 Características físicas do material

III.3.1.1 Distribuição de tamanho

Antes da entrada do café no processo de extração, os grãos são quebrados, mantendo em geral, uma granulometria grosseira. Porém, na saída da coluna de extração e durante o transporte ao longo da tubulação, pelo jato do vapor, ocorre atrito e esfarelamento das partículas. Posteriormente na prensagem, devido ao grande esforço mecânico a que o material é submetido, há um elevado aumento do número de partículas de pequeno tamanho. Forma-se também um aglomerado destas partículas devido a alta coesividade, causada pela umidade elevada.

Entre o Tyller 7 e 20, as medidas máximas das partículas se situam entre 11,0 mm e 0,84 mm e se assemelham, em muito, a um meio grão de café com superfície irregular, porém com forma achatada e alongada, apresentando as extremidades em ponta. Nos Tyllers 7 e 8, há o aparecimento dos aglomerados formados pelas pequenas partículas, além de frações do grão. Já na faixa de 24 a 48 (partículas menores que 0,84 e maiores que 0,297 mm), as partículas se caracterizam por uma maior relação comprimento/largura, tornando-se semelhante a pequenos grãos de arroz. Para os Tyllers 80, 115 e fundo, com medidas menores que 0,297 mm, já se caracterizam como pó. Sua forma é irregular e semelhante a partículas cilíndricas e esféricas, estas em grande quantidade.

Na Tabela III.1 apresenta-se a distribuição de tamanho e o diâmetro médio para as amostras utilizadas nos experimentos de secagem em leito fluidizado.

TABELA III.1 Distribuição de diâmetro e diâmetro médio de partícula para as corridas de secagem em leito fluidizado.

		E X P E R I M E N T O S								
	$\bar{d}_p$ (mm)	13	14	15	16	17	18	19	20	21
7	*	0,005	0,032	0,016	0,012	0,017	0,008	0,014	0,032	0,019
8	2,61	0,025	0,061	0,061	0,046	0,052	0,037	0,053	0,061	0,049
10	2,03	0,145	0,151	0,185	0,176	0,139	0,165	0,188	0,151	0,143
14	1,44	0,121	0,096	0,114	0,115	0,088	0,115	0,115	0,096	0,178
16	1,10	0,155	0,128	0,147	0,148	0,133	0,145	0,147	0,128	0,100
20	0,92	0,099	0,085	0,085	0,074	0,097	0,074	0,061	0,085	0,096
24	0,78	0,100	0,082	0,081	0,097	0,081	0,102	0,109	0,082	0,080
32	0,61	0,101	0,109	0,093	0,100	0,115	0,100	0,099	0,109	0,104
48	0,399	0,085	0,085	0,078	0,082	0,087	0,095	0,081	0,085	0,095
80	0,237	0,070	0,090	0,056	0,055	0,086	0,067	0,063	0,090	0,061
115	0,151	0,033	0,064	0,028	0,030	0,041	0,034	0,040	0,064	0,039
tdo	0,063	0,061	0,0108	0,056	0,063	0,054	0,0058	0,040	0,018	0,045
$\bar{d}_p$		0,42	0,43	0,43	0,43	0,43	0,43	0,49	0,49	0,49

* valor médio obtido para cada experimento.

Na Figura 3.2 é mostrado um histograma típico da distribuição granulométrica para a amostra 19, cujo diâmetro médio da

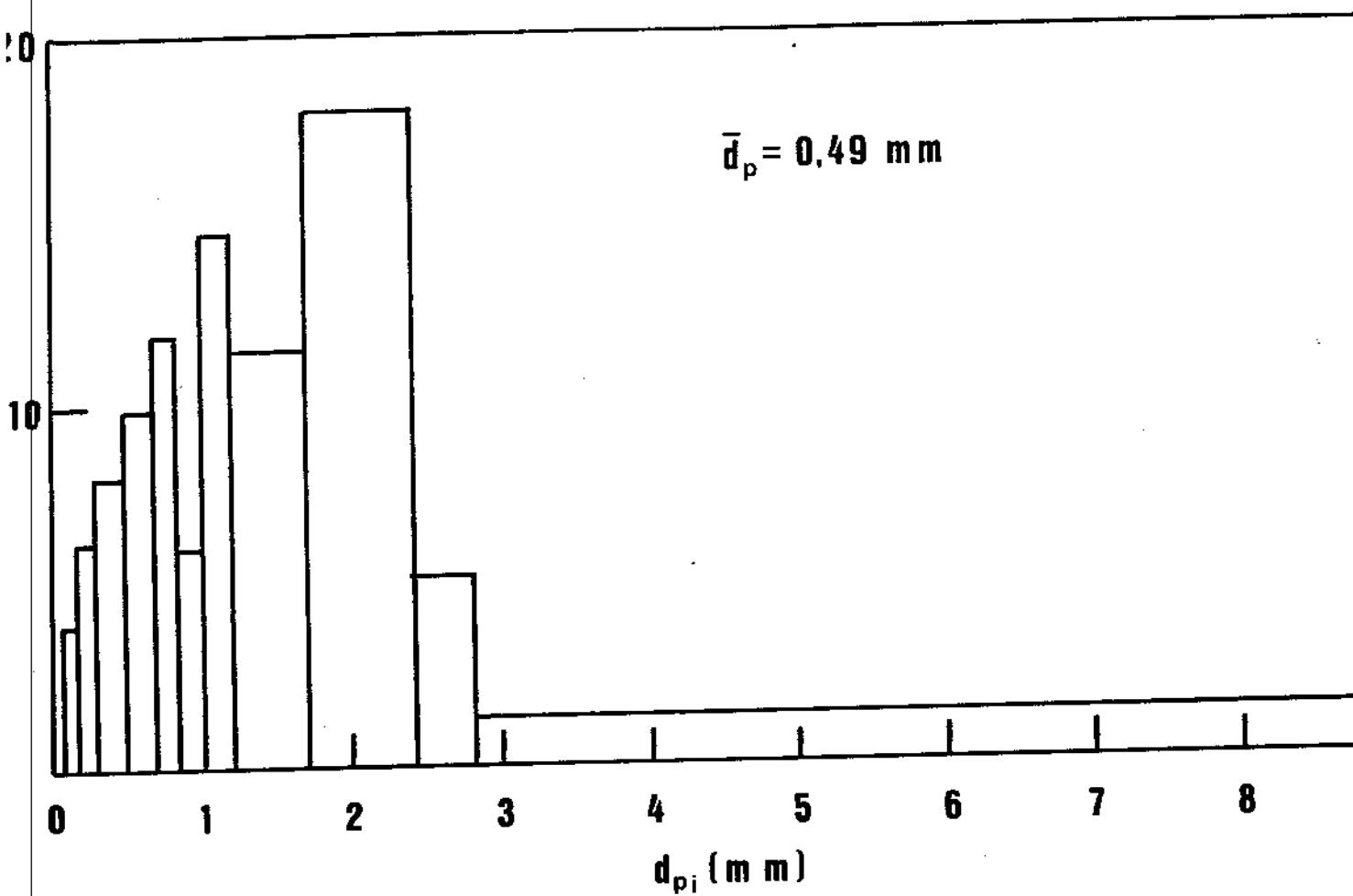


FIGURA 3.2 Histograma típico da distribuição granulométrica da borra de café (Amostra 19).

III.3.1.3 Esfericidade

Este parâmetro foi determinado a partir da porosidade obtida experimentalmente e com o auxílio do gráfico indicado por Kunii (1969), que relaciona a esfericidade em função da porosidade para leitos com empacotamento frouxo, normal ou denso.

A porosidade foi obtida segundo o procedimento descrito no item II.5. Foi realizado para duas amostras um conjunto de 10 experimentos e obtiveram-se os seguintes resultados: $\bar{\epsilon}_1 = 0,519 \pm 0,011$, $\phi_1 = 0,66$; $\bar{\epsilon}_2 = 0,547 \pm 0,009$, $\phi_2 = 0,59$, resultando num valor médio de esfericidade ($\bar{\phi}$) de 0,63. Os valores de ϕ_1 e ϕ_2 foram obtidos através da curva de empacotamento normal (Apêndice E).

III.3.2 Fluidização da borra de café

O alto valor da área específica, devido ao baixo valor do diâmetro médio da partícula, e o teor de umidade da borra de café, são os parâmetros que mais influenciam a qualidade da fluidização do material.

Com valores de umidade por volta de 1,8 b.s. observa-se uma boa fluidização, ainda que o material apresente pequenos grupos. Para umidade acima de 2,0 b.s., a borra apresenta alta coesividade, com formação de canais preferenciais, o que impede a fluidização. A utilização de pás agitadoras foi tentada, mas a aglome-

ração do material foi elevada, tornando-se praticamente uma pasta. Quanto maior a velocidade superficial do gás, mais os canais se apresentavam definidos, apesar da alta velocidade de rotação utilizada no sistema de agitação.

Durante a secagem, para baixas velocidades de ar, ou seja, próximas à velocidade mínima de fluidização, na medida em que a umidade do sólido decresceu, observou-se uma melhoria da qualidade da fluidização. Isto pode ser constatado pela agitação mais intensa, o que levou a uma ligeira melhora nas taxas de secagem (item III.3.3.2). O aumento da agitação se deveu à redução de umidade que diminuiu o peso do material além de reduzir a coesividade superficial. A intensificação da agitação gera um maior número de choques e com isto uma maior quebra dos aglomerados de partículas.

Pode-se ainda verificar uma movimentação ascendente e descendente das partículas, gerada pelas bolhas formadas no distribuidor do leito, que sobem através deste, ocasionando o efeito de arraste do material.

A coleta do elutriado mostrou-se muito baixa no início da fluidização, e na medida em que ocorre a secagem a tendência é de aumentar esta massa, devido à perda de umidade e à consequente diminuição da coesividade e do peso do material, permitindo assim um maior arraste. Porém, a massa total de elutriado coletada não ultrapassou mais do que 4% da massa inicial do leito.

III.3.2.1 Velocidade mínima de fluidização

A velocidade mínima de fluidização do leito foi medida em função da umidade do sólido (Tabela III.2).

Determinou-se a perda de pressão no leito em função da velocidade do ar, ocasionada por um leito de massa e altura inicial conhecida, trabalhando-se com amostras de diferentes umidades. O valor da velocidade mínima de fluidização é uma média dos valores obtidos em 2 ou 3 corridas, para materiais com mesma umidade.

Tabela III.2 Valores médios experimentais para obtenção da velocidade mínima de fluidização*.

Corridas	$\bar{X}_o$ (b.s.)	$\bar{d}_p$ (m m)	$\bar{v}_{mf}$	$\Delta P/P'$ (%)
09	0,1299	0,91	0,28	0,84
10 e 11	0,1372	0,91	0,35	0,79
22 e 23	0,5231	0,64	0,64	0,84
29, 30 e 31	0,8076	0,57	0,68	0,78
24 e 28	0,9186	0,40	0,62	0,75
25, 26 e 27	0,9473	0,54	0,66	0,82
18 e 19	1,0931	0,66	0,66	0,80
20 e 21	1,7854	0,73	0,80	0,79

*Massa inicial de borra de 1,0 kg.

Quando um sólido se encontra totalmente fluidizado a perda de pressão no leito pode ser calculada como:

$$A_l \Delta P = V_s (\rho_s - \rho_g) g \approx V_s \rho_s g \quad (04)$$

pois $\rho_s \gg \rho_g$, onde:

A_l - área da secção transversal do leito (m^2);

ΔP - perda de pressão na camada do leito (N/m^2);

ρ_s - densidade do sólido (kg/m^3);

ρ_g - densidade do gás (kg/m^3);

g - aceleração da gravidade (m/s^2).

O peso de sólido por unidade de área (P') é dado por:

$$P' = \frac{V_s \rho_s g}{A_l} \quad (05)$$

Portanto a relação $\Delta P/P' = 1$, é para leitos idealmente fluidizados.

A Figura 3.3 mostra uma curva típica de perda de carga adimensional $\Delta P/P'$ em função da velocidade. Da intersecção dos dois trechos retos da curva desta figura, obtém-se o valor da velocidade mínima de fluidização (v_{mf}).

Para $v > v_{mf}$, o valor de $\Delta P/P'$ pode ser considerado como proporcional à porcentagem de massa que é fluidizada, sendo um indicativo da qualidade da fluidização. O valor máximo de 100%, implica que toda a massa está fluidizada, suportada pelo ar. Para valores abaixo deste limite, significa que o leito apresenta uma certa estrutura que o mantém parcialmente fluidizado, o que ocorre

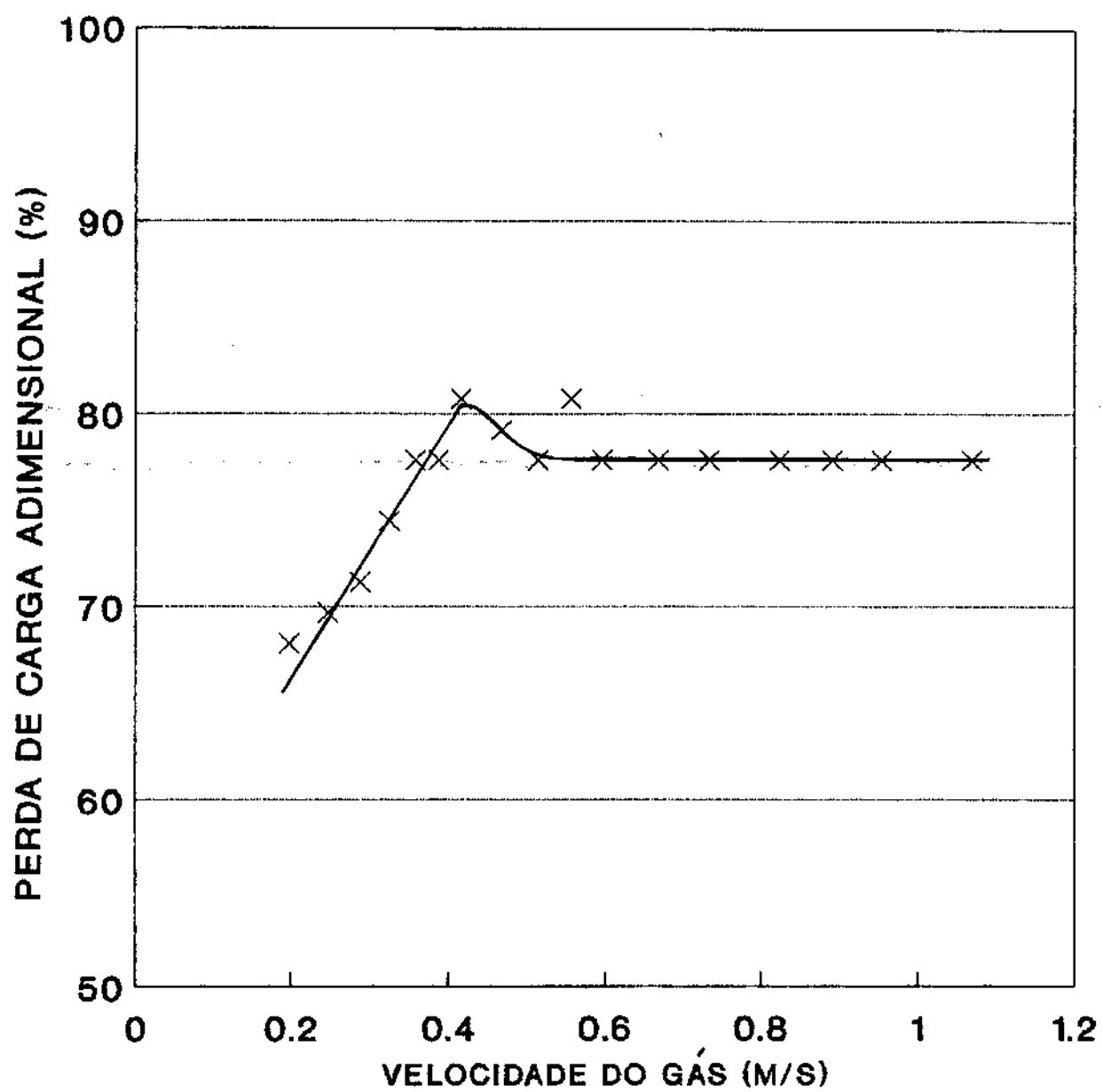


FIGURA 3.3 Curva característica da perda de carga adimensional em função da velocidade.

com materiais coesivos como a borra do café.

A tabela III.2 relaciona para valores médios de umidade em base seca, os respectivos resultados obtidos para velocidade mínima de fluidização. Apresenta-se também os valores da perda de carga adimensional e o diâmetro médio de partícula. Os dados referentes a estes experimentos estão no Apêndice F.

A curva característica da perda de carga adimensional em função da velocidade (Figura 3.3) assemelha-se com uma das quatro curvas típicas apresentadas por Geldart (1986), identificando-a com um caso de leito borbulhante.

Viotto et al. (1989), estudando a velocidade mínima de fluidização para a borra de café verificaram que o valor máximo médio de $\Delta P/P'$ se manteve por volta de 80%, um valor relativamente próximo a condição de leito idealmente fluidizado. De uma forma geral, o aumento da umidade ocasiona aumento da densidade e da coesividade do material. Assim há uma elevação da velocidade mínima de fluidização com o aumento da umidade (Figura 3.4).

Os valores obtidos foram correlacionados em função da umidade, até conteúdo de 1,8 b.s.. A equação obtida está dada por:

$$v_{mf} = 0,6794 \times 0,3658 \quad (06)$$

com coeficiente de correlação igual a 0,9534.

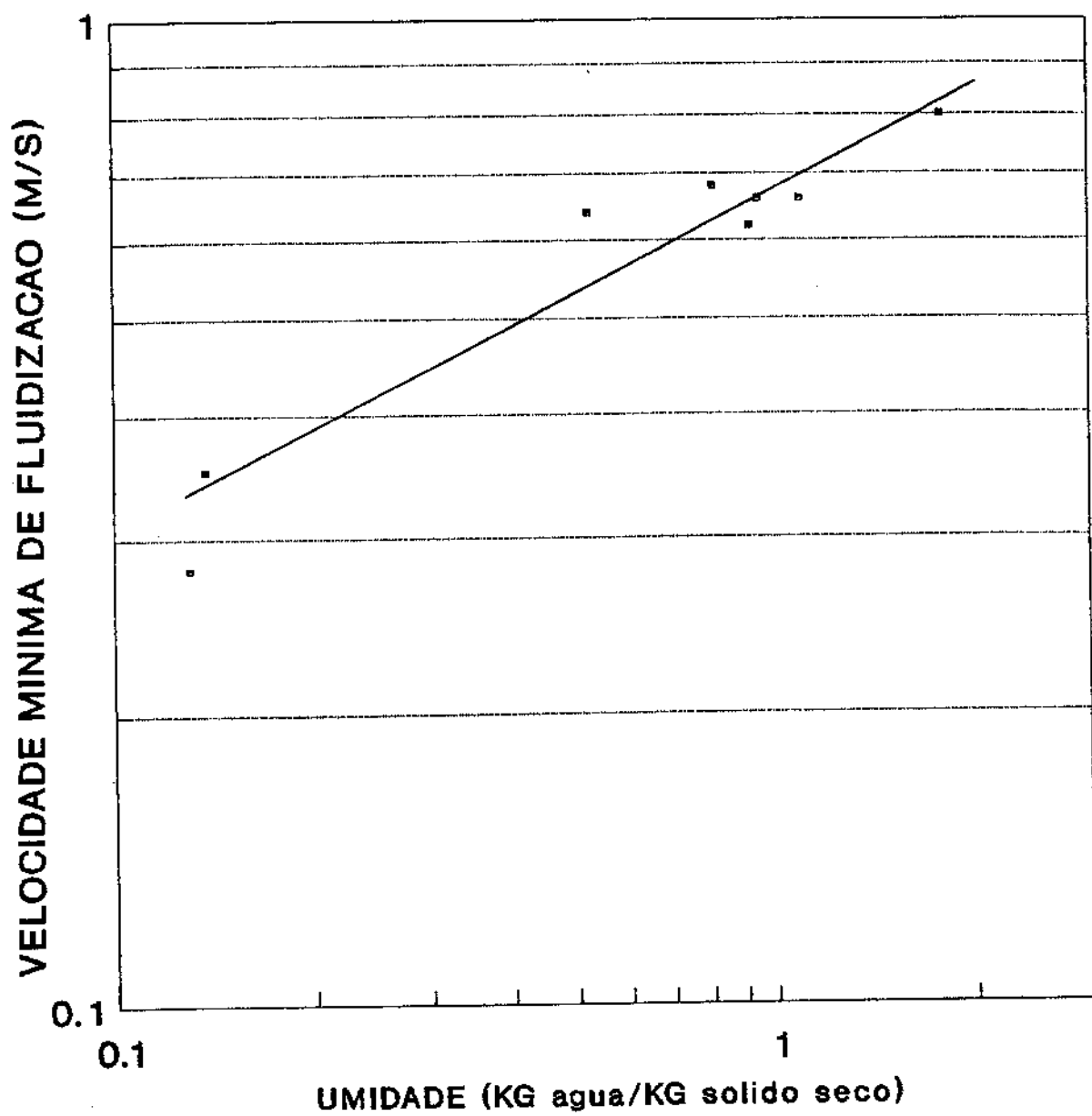


FIGURA 3.4 Gráfico da velocidade mínima de fluidização em função da umidade da borra (corrida 10).

III.3.3 Secagem da borra de café

Diante do conjunto de variáveis que influenciam a secagem de um material particulado em leito fluidizado, a vazão e a temperatura do gás são os dois parâmetros principais, cuja influência foi estudada através dos experimentos.

A cinética de secagem do produto foi determinada com fluxo mássico de ar, variando de 1,05 a 1,50 kg/m²s e temperaturas do gás na faixa de 70,3 a 141,5 °C.

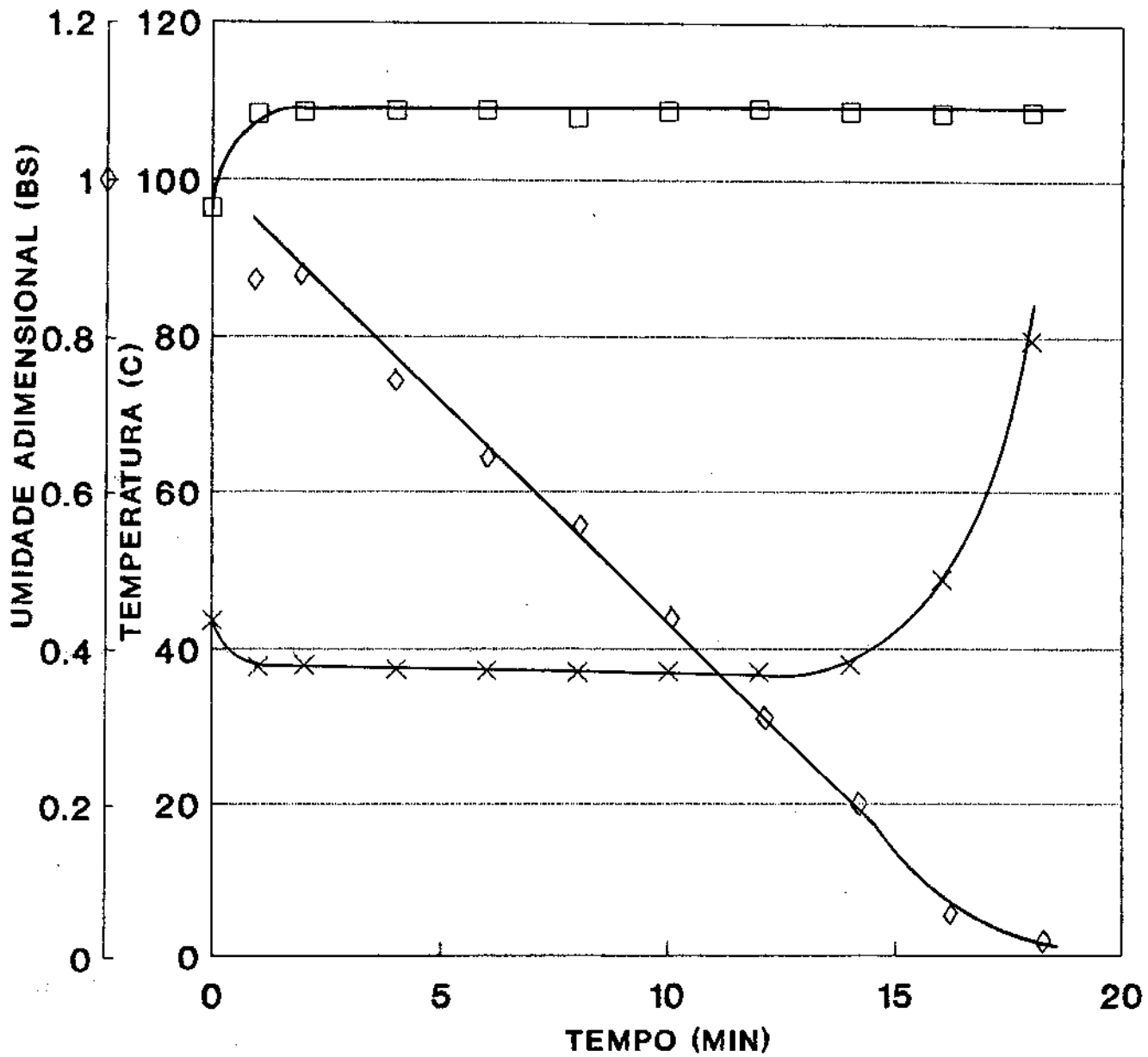
A umidade inicial das amostras esteve por volta de 1,7848 ± 0,049 kg água/kg sólido seco.

Na Figura 3.5 estão graficadas todas as variáveis medidas durante um experimento característico da secagem da borra de café.

O período transiente corresponde aproximadamente aos dois primeiros minutos, se inicia no instante em que é fechada a válvula de desvio e prossegue até a entrada em regime de modo definitivo do secador.

Na curva de secagem observa-se, após o segundo minuto, que a queda da umidade em função do tempo é praticamente linear até umidade por volta de 0,36 b.s., o que representa um período de taxa constante de secagem. Neste período a taxa de secagem é determinada pela capacidade de evaporação da umidade superficial do sólido através da passagem do gás. Imediatamente após a evapo-

SECAGEM DA BORRA DE CAFÉ



$\square$ TEMP. DE ENTRADA $\times$ TEMP. DE SAÍDA
 $\diamond$ UMIDADE ADIMENSIONAL

FIGURA 3.5 Curva característica de secagem em leito fluidizado (corrida 18). $X_o = 1,789$ kg água/kg sólido seco; $G = 1,50$ kg/m²s; $M_o = 0,95$ kg; $T_{bu} = T_s = 36,8$ °C; $d_p = 0,43$ mm; $L = 10$ cm; $dX/dt = 0,00167$ kg água/kg sólido seco.

ração, num fluxo contínuo, a umidade do interior da partícula migra para a superfície devido à diferença de concentração.

Para umidades menores verifica-se primeiro uma aceleração da secagem, para posteriormente entrar numa etapa de taxa decrescente. Esta mudança de comportamento é explicada pela retirada da água ligada. Há uma maior velocidade de evaporação da água da superfície em relação à transferência interna no sólido, sendo esta característica fundamental no período decrescente, o que acarreta do ponto de vista energético, um maior consumo de energia para a secagem até a umidade final. Portanto, do ponto de vista de projeto, a umidade final se fixa em torno de 25%, onde a taxa de secagem se apresenta constante, e é um valor acima do limite máximo recomendado de 15%.

Nos experimentos em que a razão entre a velocidade do gás e a velocidade mínima de fluidização esteve abaixo de 1,28, observou-se na curva de secagem, dois períodos de taxa constante. Via de regra, há um ligeiro aumento da taxa de secagem no segundo período. Isto se justifica pelo fato de que o material, ao atingir uma umidade menor, diminui sua velocidade mínima de fluidização, aumentando a relação v_g/v_{mf} , o que provoca uma melhor agitação do leito.

Para relações de velocidade do gás por velocidade mínima de fluidização maiores que 1,28, foi observado um único período de taxa constante de secagem, o que implica num regime de fluidização mais estável.

A vazão de ar foi mantida constante a partir do primeiro ou segundo minuto. Os valores de temperatura do ar de entrada também se mantiveram bem estabilizados após o período transiente. As medidas do segundo termopar apresentaram um período de ligeiro declínio até a entrada em regime da corrida e posteriormente um longo período, com valor de temperatura praticamente constante e igual à temperatura de bulbo úmido, correspondente ao período de taxa de secagem constante. Ao final desta etapa, o valor da temperatura apresenta um aumento suave, para logo em seguida, aumentar bruscamente até atingir valores próximos ao da temperatura do ar de entrada. Neste momento a umidade residual do produto é muito pequena. Este segundo termopar visa a obtenção da temperatura do gás na saída do leito. Vanecek (1966) aponta para as dificuldades da medida desta temperatura. A presença de uma tela para evitar o choque do sólido com a ponta do termopar interfere no valor lido. Por outro lado a inexistência de uma tela permite o choque dos sólidos que acabam fornecendo valores intermediários entre a temperatura do gás e a do sólido. Nos dois casos a exatidão obtida é baixa. Na Tabela III.3 pode-se observar: os valores de temperatura registrados com o termopar nú, na saída do leito (T_2) no período em que a temperatura é praticamente constante; a temperatura de bulbo úmido (T_{bu}) lida na carta psicrométrica, considerando-se o processo adiabático e o valor da temperatura do gás na saída do leito, obtida por balanço através da equação 19.

Observa-se que estas duas temperaturas diferem entre si, em até $2,7^{\circ}\text{C}$ no máximo. Na grande maioria dos casos, esta diferença é da ordem de alguns décimos de grau, consequentemente,

pode ser considerado que antes de se atingir a umidade crítica, a temperatura das partículas se mantém na temperatura de bulbo úmido. De uma forma geral a temperatura lida no termopar é maior, em alguns décimos de °C, que a obtida por carta psicrométrica.

TABELA III.3 Parâmetros da secagem da borra de café no secador leito fluidizado (valores médios).

	Experimentos				
	1	2	3	4	5
X_1 (b.s.)	1,7837	1,7852	1,7823	1,7870	1,7870
v_g (m/s)	0,96	1,07	1,37	1,34	1,34
v_g/v_{mf}	1,14	1,28	1,63	1,60	1,60
W_g (kg/s)	0,0166	0,0187	0,0237	0,0238	0,0237
G (kg/m ² s)	1,05	1,18	1,50	1,50	1,50
$dX/dt \times (10^3)$ $\left[\frac{\text{kg água/kg sol.seco}}{\text{s}} \right]$	1,16	1,38	1,67	0,94	2,13
T_{bu} (°C)	36,3	37,2	36,9	27,7	40,2
T_1 (°C)	109,2	109,7	108,8	70,3	141,5
T_2 (°C)	39,0	38,6	37,5	28,3	41,5
T_{2c} (°C)	51,6	50,5	52,3	38,4	69,6
$\bar{d}_p \times (10^{-3})$ (m)	0,42	0,43	0,43	0,49	0,49
Re_s	20,8	23,8	29,5	36,8	31,9
h (kcal/hm ² °C)	3,03	3,88	4,49	4,61	4,11
Nu	0,0453	0,0594	0,0687	0,0900	0,0699
$ha_{ss} \times (10^{-4})$ (kcal/hm ³ °C)	0,94	1,17	1,36	1,23	1,11

No primeiro caso, o termopar montado acima da fase densa, estaria recebendo jatos de ar que dificultam a aderência de partículas sólidas que atravessam a tela e se chocam com a ponta do termopar. Pode-se prever, que os valores lidos são um valor intermediário entre a temperatura do sólido e a do gás.

Os dados obtidos e calculados a partir das corridas de secagem da borra de café estão no Apêndice G.

III.3.3.1 Repetibilidade das corridas

Os dados experimentais levantados confirmam a repetibilidade das corridas, quando mantidas constantes as variáveis relevantes ao processo como: temperatura, vazão de gás, massa e umidade inicial do sólido e condições ambientais.

A Figura 3.6 apresenta os dados referentes às corridas 15 e 16, referentes ao experimento 2, obtidos para condições semelhantes de secagem. Observa-se uma dispersão nos dados experimentais que ocasionam uma variação máxima de até 9% no valor da taxa de secagem.

III.3.3.2 Influência da vazão de gás na secagem

Como é esperado, uma maior vazão de ar diminui o tempo de secagem, ou seja, ocorre um aumento na velocidade de secagem. Dois aspectos justificam tal fato: o aumento da velocidade do gás cria maior turbulência no interior do leito, intensificando a troca de

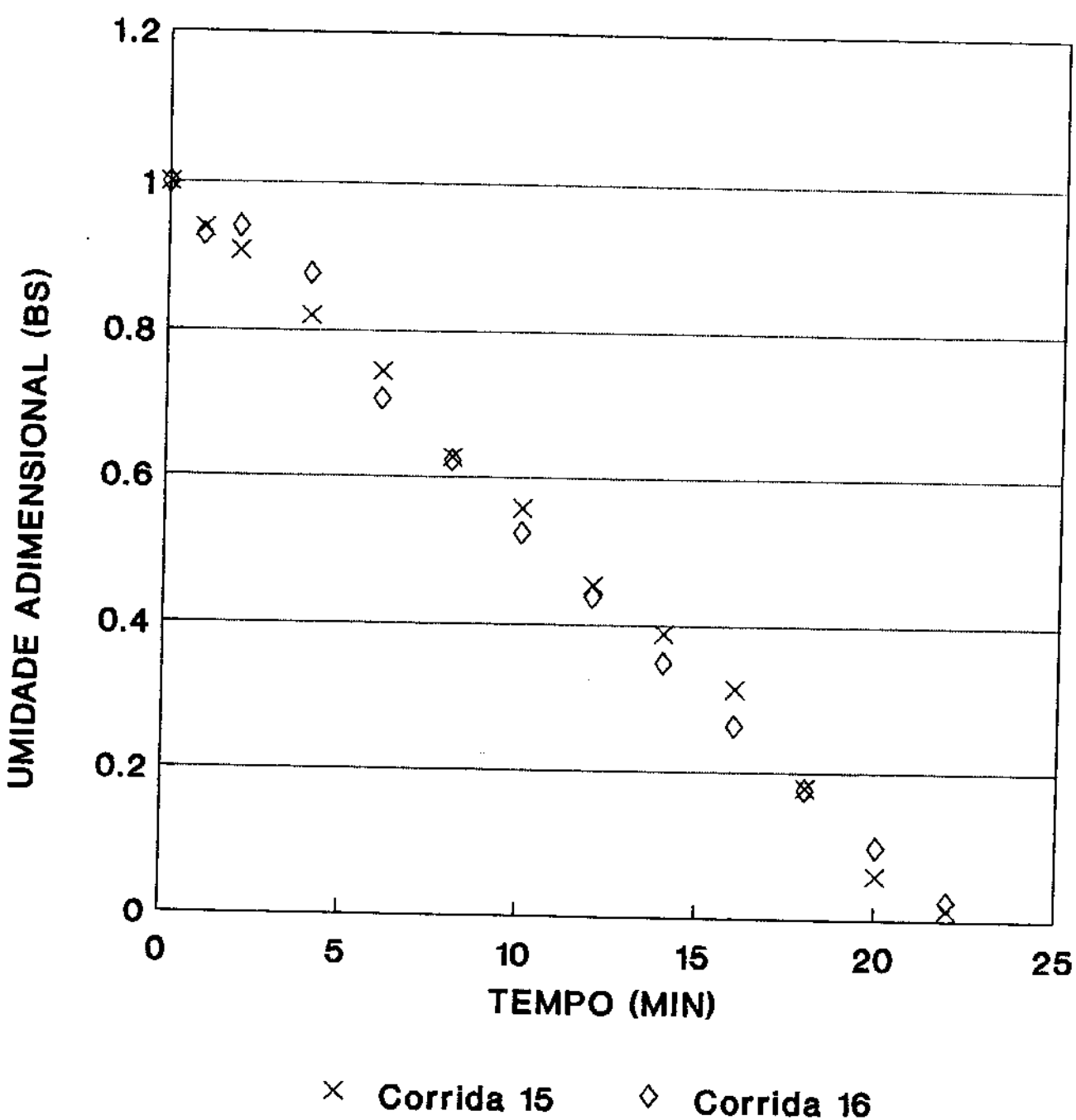


FIGURA 3.6 Repetibilidade das corridas, entre as curvas de secagem das corridas 15 e 16, (experimento 2).

$x_2 - x_0 = 1,7852$ bs; $G = 1,18$ kg/m²s; $dx/dt = 1,38 \times 10^{-3}$ kg água/kgsseco/s

calor e massa e aumentando o coeficiente de transferência de calor. Por outro lado, um maior fluxo mássico de ar implica em maior capacidade de fornecimento de energia para a retirada de água da borra, e o leito trabalhará a uma temperatura de emulsão maior.

Pela Figura 3.7 verifica-se o aumento das taxas de secagem, com o aumento da vazão de gás, para temperatura constante.

Na faixa de vazão de ar estudada, foi pouco importante a massa de elutriado formada, em função do tempo de secagem. Para valores maiores de vazão de gás, a tendência é de uma formação de quantidades maiores de elutriado.

III.3.3.3 Influência da temperatura do gás na secagem

Na Figura 3.8 se apresentam as curvas de secagem, para fluxo mássico de gás constante, e temperatura variando de 70,3°C até 141,5 °C.

Como a secagem da borra transcorre basicamente no período de taxa constante verifica-se que, na medida em que ocorreu uma elevação da temperatura do gás de entrada, houve um aumento da transferência de calor gás-sólido, pois é estabelecida uma maior diferença de temperatura entre o gás e a superfície do sólido, além da maior capacidade de fornecimento de energia. Isto provoca o aumento da velocidade de secagem, decorrente de uma maior evaporação de água, resultando em taxas de secagem mais elevadas.

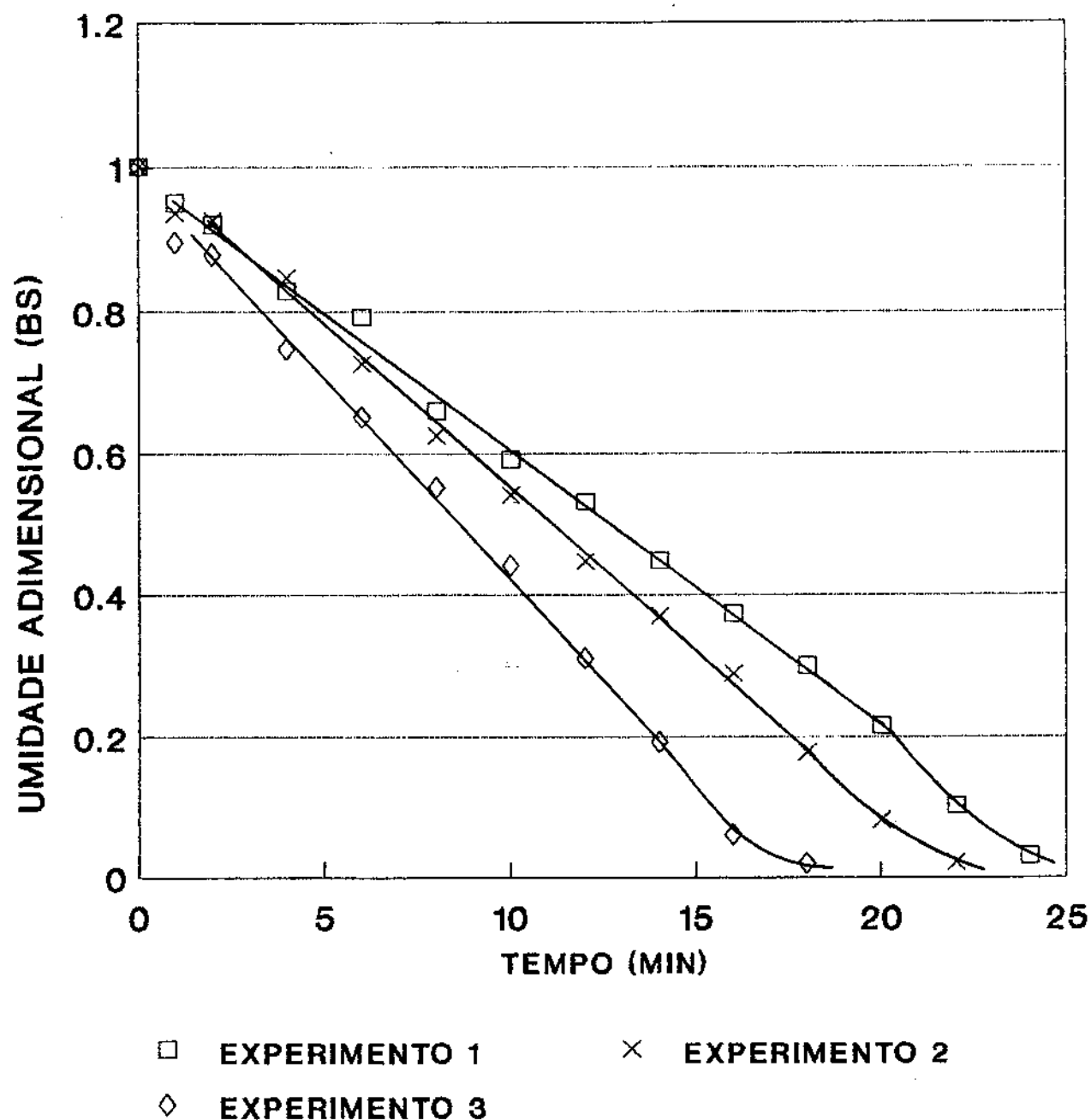


FIGURA 3.7 Influência da vazão de gás sobre a taxa de secagem
 (Experimentos 1, 2 e 3.).

Ex.1- $X_0=1,7837$ bs; $G=1,05$ kg/m²s; $dX/dt=1,16 \times 10^{-3}$ kg água/kgsseco/s

Ex.2- $X_0=1,7852$ bs; $G=1,18$ kg/m²s; $dX/dt=1,38 \times 10^{-3}$ kg água/kgsseco/s

Ex.3- $X_0=1,7823$ bs; $G=1,50$ kg/m²s; $dX/dt=1,67 \times 10^{-3}$ kg água/kgsseco/s

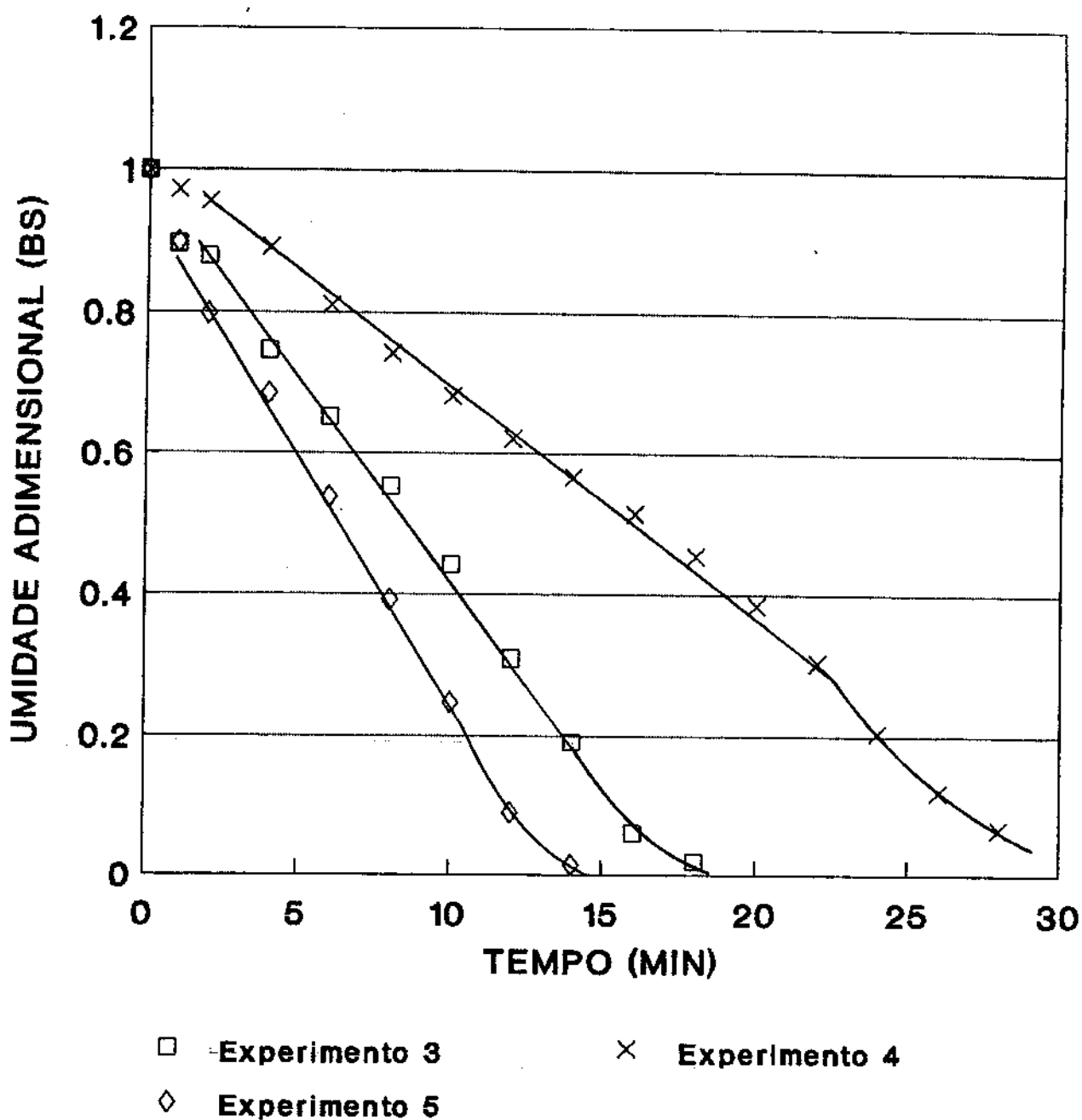


FIGURA 3.8 Influência da temperatura do gás sobre a taxa de secagem (Experimentos 3, 4 e 5).

Ex.3- $X_0=1,7823$ bs; $T_1=108,8$ °C; $dX/dt=1,67 \times 10^{-3}$ kg água/kgsseco/s

Ex.4- $X_0=1,7870$ bs; $T_1=70,3$ °C; $dX/dt=0,94 \times 10^{-3}$ kg água/kgsseco/s

Ex.3- $X_0=1,7870$ bs; $T_1=141,5$ °C; $dX/dt=2,13 \times 10^{-3}$ kg água/kgsseco/s

III.3.3.4 Modelagem da secagem em leito fluidizado

Para se estabelecer o modelo para a transferência de calor entre o fluido e o sólido são necessárias algumas suposições:

- 1) o escoamento do gás através do leito é do tipo pistão;
- 2) a temperatura do sólido é uniforme em todo o leito;
- 3) as perdas de calor através da parede, para o ambiente, são desprezíveis.

Fazendo-se um balanço de energia para uma secção diferencial de altura dL_f , num leito descontínuo, pode-se obter o coeficiente de transferência de calor entre o gás e a partícula (h). A energia cedida pelo gás corresponde à transferida para a partícula numa camada de leito:

$$C_{p_g} G dT = h a (T - T_s) dL_f \quad (07)$$

onde:

C_{p_g} - calor específico médio do gás (Kcal/Kg °C);

G - fluxo mássico do gás (Kg/m²s);

T - temperatura do gás (°C);

T_s - temperatura do sólido (°C);

L_f - altura do leito fluidizado (m);

a - área da superfície das partículas por unidade de volume do leito (m²/m³);

h - coeficiente de transferência de calor gás-partícula (Kcal/s °C m²).

Integrando a equação (07), entre a entrada e a saída do leito, resulta:

$$\ln \left(\frac{T_2 - T_s}{T_1 - T_s} \right) = \frac{-h a L_f}{G C_{p_g}} \quad (08)$$

onde:

T_1 - temperatura do gás na entrada do leito ($^{\circ}\text{C}$);

T_2 - temperatura do gás na saída do leito ($^{\circ}\text{C}$);

considerando-se que:

$$G = \frac{W_g}{A_l} \quad (09)$$

onde:

W_g - vazão mássica de gás (Kg/s);

A_l - área da secção transversal do leito (m^2).

Substituindo a equação (09) em (08) obtém-se:

$$\ln \left(\frac{T_1 - T_s}{T_2 - T_s} \right) = \frac{h a A_l L_f}{W_g C_{p_g}} \quad (10)$$

rearranjando:

$$h = \frac{W_g C_{p_g}}{a A_l L_f} \ln \left(\frac{T_1 - T_s}{T_2 - T_s} \right) \quad (11)$$

A área superficial das partículas pode ser calculada, conforme Kunii e Levenspiel (1969), como:

$$a = \frac{6 (1 - \varepsilon_f)}{\bar{\phi} \bar{d}_p} \quad (12)$$

onde:

- ε_f - porosidade do leito fluidizado;
- $\bar{\phi}$ - esfericidade média da partícula;
- $\bar{d}_p$ - diâmetro médio da partícula.

A porosidade pode ser calculada, através do volume de sólidos (V_s) e volume do leito fluidizado (V_f), como:

$$\varepsilon_f = \frac{V_v}{V_f} = 1 - \frac{V_s}{V_f} \quad (13)$$

$$V_f = A_t L_f \quad (14)$$

Substituindo a equação (13) na equação (12) obtém-se:

$$a = \frac{6 V_s}{V_f \bar{\phi} \bar{d}_p} \quad (15)$$

Substituindo-se a equação (15) na equação (10), obtém-se:

$$\ln \left[\frac{T_1 - T_s}{T_2 - T_s} \right] = \frac{6 h V_s}{W_g C_{p_g} \bar{\theta} \bar{d}_p} \quad (16)$$

Com o valor de densidade obtido no item III.3.1.2., e supondo que as partículas não sofram redução de volume durante a secagem, pode-se calcular o volume do sólido como sendo:

$$V_s = \frac{M_{so}}{\rho_{ss}} \quad (17)$$

onde:

M_{so} - massa seca inicial de borra (Kg);

ρ_{ss} - densidade do sólido seco (Kg/m³).

Substituindo-se a equação (17) na equação (16) obtém-se a seguinte equação:

$$h = \ln \left[\frac{T_1 - T_s}{T_2 - T_s} \right] \frac{W_g C_{p_g} \bar{\theta} \bar{d}_p \rho_{ss}}{6 M_{so}} \quad (18)$$

Para o cálculo do coeficiente de transferência de calor gás-partícula, os parâmetros da equação (18) são obtidos experimentalmente, e também deverão ser avaliadas as temperaturas de entrada (T_1) e saída do gás no leito (T_2) e a temperatura do sólido (T_s).

A temperatura do sólido, no período de taxa de secagem

constante foi igual à temperatura de bulbo úmido do ar de secagem. Esta foi obtida em carta psicrométrica a partir das temperaturas de bulbo seco, bulbo úmido do ar ambiente e a temperatura de entrada no leito.

A temperatura de saída do gás (T_2) esta sujeita a erro experimental, como já foi discutido. Consequentemente esta foi calculada através de um balanço entálpico para todo o leito, considerando-o adiabático, onde a secagem ocorre por todo o volume sob período de taxa constante. Resulta então:

$$W_g \text{ } C_{p_g} (T_1 - T_{2c}) = \lambda \left[- \frac{dX}{dt} \right] M_{so} \quad (19)$$

onde:

λ - calor latente de vaporização, na temperatura de bulbo úmido do gás na saída (Kcal/Kg);

$\frac{dX}{dt}$ - taxa de secagem $\left[\frac{\text{Kg água/Kg sólido seco}}{s} \right]$;

C_{p_g} - calor específico do gás (Kcal/Kg °C).

T_{2c} - temperatura calculada do gás na saída do leito (°C).

O valor de C_{p_g} foi calculado através da seguinte equação:

$$C_{p_g} = C_{p_{a.a.}} + C_v Y_1 \quad (20)$$

onde:

Cp_{as} - calor específico médio do ar seco entre a temperatura de entrada e saída (kcal/kg ar seco °C);

Cv - calor específico do vapor de água (kcal/kg de água °C);

Y_1 - umidade absoluta do ar de secagem na entrada do leito (Kg água/Kg ar seco).

A taxa de secagem é um valor médio da taxa de duas corridas, realizadas sob condições semelhantes. Estas taxas foram obtidas por regressão linear dos pontos, após o período transiente até aproximadamente o instante anterior ao início do período da umidade crítica. Na Tabela III.3 aparecem os valores médios da temperatura de entrada, vazão de gás e taxa de secagem.

Com os valores das taxas de secagem e as equações 18, 19 e 20, calculou-se os valores do coeficiente de transferência de calor para as diversas condições da secagem. Com a equação 11 estimou-se os valores do coeficiente de transferência de calor por unidade de volume de leito. Ambos os coeficientes estão na Tabela III.3.

Verificou-se que o aumento de temperatura do gás de entrada tende a provocar taxas de secagem mais elevadas. O coeficiente de transferência de calor (h), como era esperado, apresentou uma tendência de aumento, na medida em que a razão entre a velocidade do gás e a velocidade mínima de fluidização também aumentou.

Avaliando-se as propriedades do gás nas condições de entrada do leito, podem ser calculados os adimensionais Nu e Re, como:

$$Re_s = \frac{G \bar{d}_p}{\mu} \quad e \quad (21)$$

$$Nu = \frac{h \bar{d}_p}{k} \quad (22)$$

onde:

Re_s - Número de Reynolds do sólido;

μ - Viscosidade do gás (Kg/ms);

Nu - Número de Nusselt;

k - Condutividade térmica do gás (Kcal/h m °C).

O gráfico da Figura 3.9 mostra o comportamento do Número de Nusselt em função do Número de Reynolds. Como era esperado, houve um aumento de valores do Número de Nusselt em função do crescimento do Número de Reynolds. Uma regressão linear dos dados forneceu a seguinte equação:

$$Nu = 0,0019 \quad Re_s^{1,07} \quad (23)$$

cujo coeficiente de correlação é 0,9710.

Na literatura vários autores estabeleceram correlações entre os Números de Nusselt e Reynolds, ou outros números adimen-

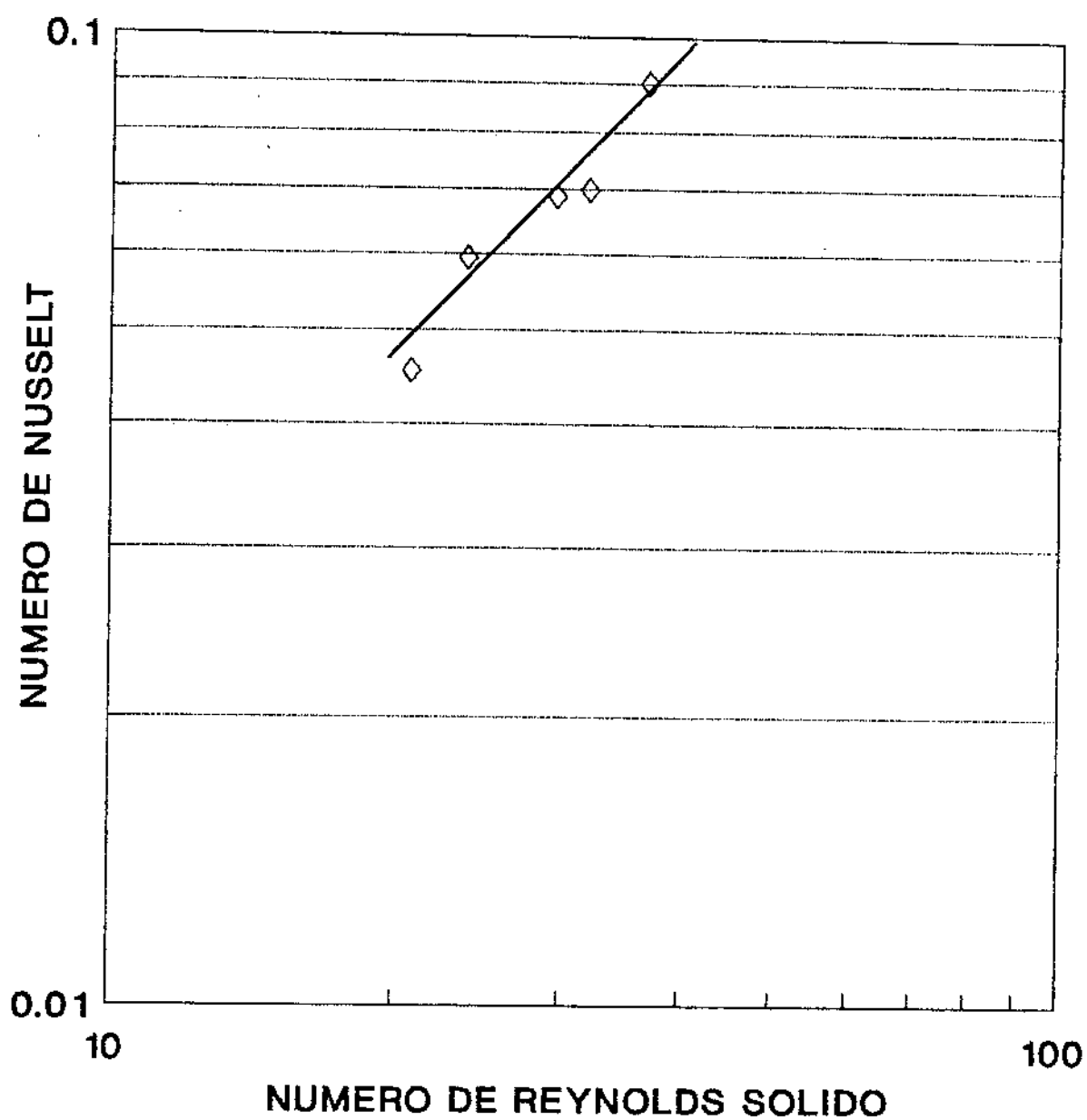


FIGURA 3.9 Gráfico do número de Nusselt em função do número de Reynolds.

sionais, envolvendo outras variáveis que apresentem maior ou menor grau de relevância no processo de fluidização. A Tabela III.4 relaciona algumas destas correlações, com os respectivos limites e as diversas condições em que foram obtidas.

TABELA XVII. Correlações de diversos autores para Nusselt em função de Reynolds, para leito fluidizado.

Autores	Equação	Correlação	Condições
Walton, Onson e Levenspiel	24	$Nu = 0,0028 Re_s^{1,7} \left(\frac{d_p}{D_c} \right)^{-0,2}$ $D_c = \text{diâmetro da coluna (m)}$	partículas de carvão $0,3 \leq d_p \leq 0,8 \text{ mm}$ $6 < Re_s < 50$
Kettering, Manderfield Smith	25	$Nu = 0,00135 Re_s^{1,30}$	Secagem de sílica-gel e alumina $0,36 \leq d_p \leq 1,0$ $10 < Re_s \leq 57$
Kunii	26	$Nu = 0,03 Re_s^{1,3}$	$0,1 < Re_s < 80$

Observa-se que os expoentes das correlações de outros autores são maiores em relação ao encontrado neste trabalho, já as constantes se aproximam em ordem de grandeza para a mesma faixa de Número de Reynolds e diâmetro de partícula. Porém, verifica-se que

um valor menor de Nusselt pode ser previsto pela equação 23, em comparação às outras correlações (24 e 26), o que consequentemente implica em um menor valor do coeficiente de transferência de calor.

A equação 11 mostra a dependência deste coeficiente com o parâmetro "a" (m^2/m^3), área superficial de troca de calor por volume de leito. Certamente há uma superestimação da área exposta da partícula no modelo, em função da coesividade e agregação do material, o que levou a valores mais baixos do coeficiente h. Isto se fundamenta na consideração de que: 1^o) a área do material se mantém constante, pois não haveria encolhimento, o que não é verdadeiro, pois durante a secagem ocorre uma contração da partícula e consequente redução da área; 2^o) durante o experimento há retirada de material, reduzindo a área exposta por volume de leito; 3^o) A alta coesividade da borra acarreta a formação de aglomerados, estimulando a formação de canais preferenciais para o escoamento do gás, resultando numa fluidização não ideal. Mesmo assim, dados os altos valores da área exposta e do coeficiente de transferência de calor, o leito praticamente se satura a cerca de 30 cm de espessura.

CAPÍTULO IV

IV SECAGEM EM TRANSPORTE PNEUMÁTICO

IV.1 SECADORES PNEUMÁTICOS

A secagem pneumática é um método no qual se transporta produto úmido por um tubo geralmente vertical em contato com ar ou gás aquecido ascendente. O produto na forma de partículas, expõe uma grande superfície de contato para o meio de secagem turbulento, resultando em rápida transferência de calor e massa. É um método bastante interessante para materiais granulados que escoam livremente quando estão dispersos na corrente de ar e não aderem às paredes e nem se aglomeram.

Estes equipamentos consistem de um tubo longo no qual circula o gás a alta velocidade, um ventilador para impulsionar o ar, um aquecedor para o gás quando necessário, um alimentador para a dispersão do sólido na corrente de gás e um ciclone ou outro equipamento para a separação do sólido do gás.

Um esquema do secador pneumático está mostrado na Figura 4.3.

Os princípios básicos da secagem pneumática, acima discutidos, estão descritos em diversos trabalhos como: Perry

(1973), Nonhebel e Moss (1979), Keey (1972) e Mujumdar (1987), Kudra e Strumillo (1986).

No secador de transporte pneumático a velocidade de transferência de calor do gás para as partículas suspensas é alta e a secagem é rápida, com o tempo de residência situando-se entre 0,5 e 4 segundos, o suficiente para a evaporação de uma fração substancial da umidade não ligada do sólido.

Secadores pneumáticos são frequentemente utilizados para secar materiais que possuem apenas umidade superficial, característica comum a inúmeros resíduos celulósicos, como a borra de café, bagaço de cana e outros, ou ainda, para produtos farmacêuticos, alimentícios, químicos, minerais e cerâmicos que também podem ser tratados adequadamente num secador pneumático. Perry (1973), aponta o uso deste secador para produtos com umidade inicial numa faixa bastante ampla, desde 3 até 90% em base úmida. A temperatura do gás é alta, chegando a 650 °C na entrada, mas como o tempo de contato com o sólido é muito curto, este raramente atinge temperaturas superiores a 40 °C durante a secagem. A evaporação da umidade superficial ocorre, essencialmente, na temperatura de bulbo úmido do ar. A velocidade do gás no tubo de secagem deve ser suficiente para carregar a maior partícula, sendo utilizadas geralmente velocidades da ordem de 15 m/s, conforme Pécora (1985). Considera-se normalmente um valor entre 2,5 a 3 vezes a velocidade terminal do produto.

Faria (1986) e Campanha (1987) apontam que além da

secagem, o transporte pneumático apresenta inúmeras aplicações como: regeneração de catalisadores, combustão de carvão, refrigeração de reatores nucleares. Como aplicação em transporte, Stoess (1970) e Kraus (1968), apontam a indústria do cimento, plásticos, bebidas, panificação, borracha, papel e celulose, alimentos, química, etc.

IV.1.1 Transporte pneumático vertical com escoamento ascendente.

São conhecidos três regimes fundamentais no escoamento em sistemas de transporte vertical para mistura gás-sólido. Segundo a ordem decrescente de concentração de sólidos, esses regimes são classificados como:

- a) regime de fase densa;
- b) regime de borbulhamento e
- c) regime de fase diluída.

Na Figura 4.1 tem-se um esquema qualitativo que mostra as regiões onde ocorrem os regimes mencionados no que concerne às variações das vazões de fluido e de sólidos.

Apesar de distintas definições Leung et al (1976), definem estes três regimes, da seguinte forma: a) escoamento de fase diluída, ocorre quando os sólidos são carregados para cima numa suspensão aparentemente dispersa e uniforme com baixa concentração volumétrica de sólido (geralmente menor que 5%); b) escoamento de fase densa: dois tipos podem ser distinguidos dependendo da ocorrência de bolhas para um particular sistema

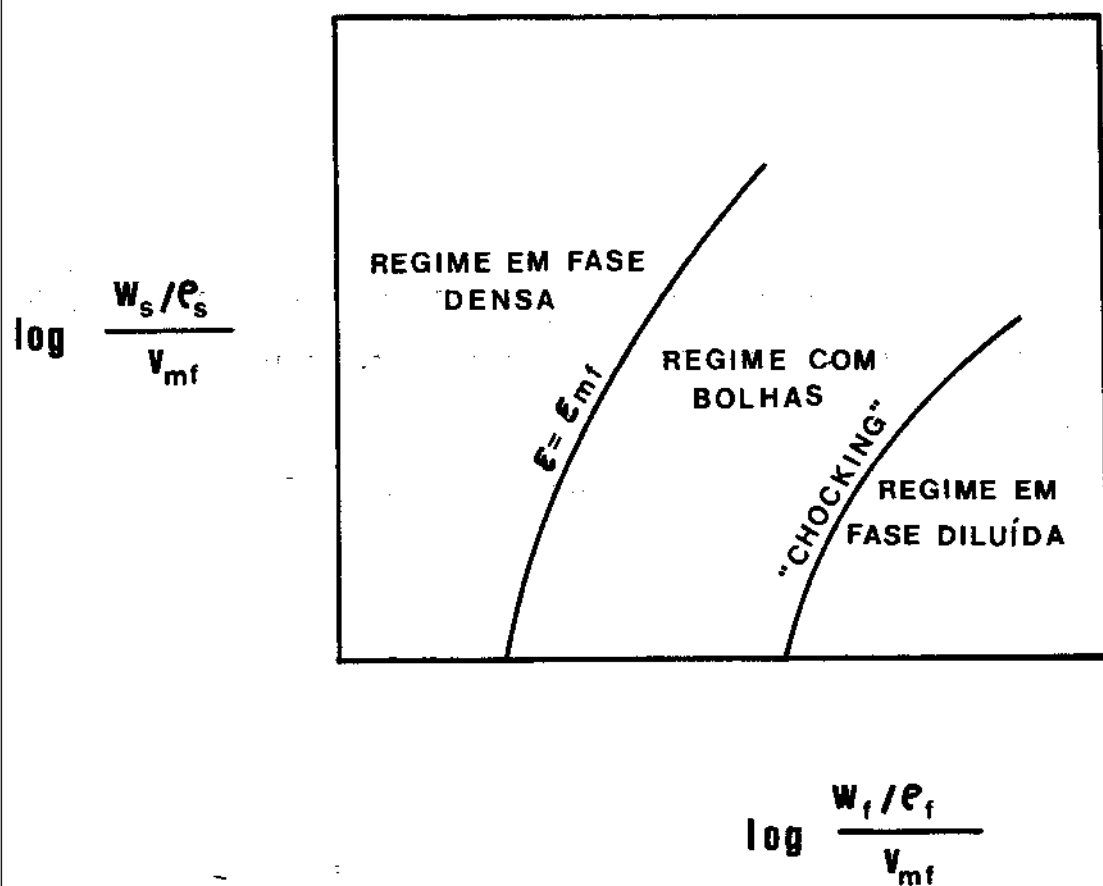


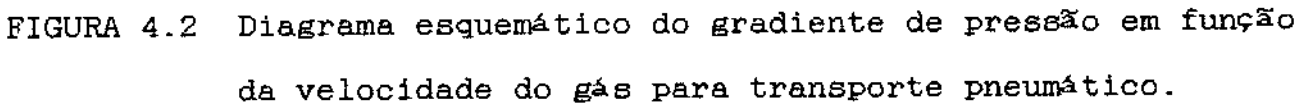
FIGURA 4.1 Regimes de escoamento no transporte pneumático vertical.

gás-sólido. Na ocorrência de bôlhas os sólidos são carregados para cima pelas bôlhas, analogamente ao leito fluidizado borbulhante. Este tipo de transporte de fase densa é definido como escoamento de fase densa borbulhante. Entretanto, para alguns sistemas (como pós finos, por exemplo) o borbulhamento não ocorre e os sólidos são carregados ascendentemente em fase densa com considerável recirculação interna de sólido resultando às vezes num fator de fricção de sólido negativo, devido ao escoamento descendente de sólido próximo à parede. Este tipo de escoamento de fase densa é comparado à recirculação do leito fluidizado ou "leito fluidizado rápido"; c) escoamento de leito móvel, onde os sólidos carregados para cima em bloco como um leito empacotado com porosidade correspondente à do leito fluidizado, não havendo praticamente movimento relativo entre as partículas.

O transporte pneumático vertical diluído é o mais empregado do ponto de vista das aplicações industriais, e grande parte dos trabalhos de pesquisa tem se concentrado neste tipo de escoamento.

Teo & Leung (1984) descrevem as características do escoamento vertical ascendente em termos do gradiente de pressão em função da velocidade do gás tendo como terceiro parâmetro a vazão de sólido.

A linha AB, na Figura 4.2, refere-se à vazão de sólido igual a zero e a família de curvas indicam o aumento na taxa de vazão de sólidos. Referindo-se a uma taxa fixa de sólido W_{s1} , para



altas velocidades (por exemplo, o ponto C) a concentração volumétrica de sólido é baixa (bem abaixo de 1%) e as partículas estão, aparentemente, dispersas de modo uniforme. Esta situação é conhecida como escoamento de fase diluída. Quando a velocidade do gás é reduzida para a mesma vazão de sólido W_{s1} , a concentração de sólidos no tubo aumenta e o atrito com a parede diminui.

O valor total do gradiente de pressão no transporte pneumático vertical é devido a duas componentes: atrito com a parede e a gravidade. Para o gás, quando a sua velocidade é reduzida, o atrito diminui, enquanto que a componente gravitacional aumenta como resultado da concentração de sólido. Ao longo da linha CD a diminuição do atrito é significativamente maior do que o aumento da componente gravitacional. Assim o gradiente de pressão global diminui com o decréscimo da velocidade do gás entre os pontos C e D. Para velocidades do gás ainda mais reduzidas, a componente gravitacional torna-se mais significativa e a curva passa através de um mínimo no ponto E. Um decréscimo maior ainda na vazão de gás levará a um aumento no gradiente de pressão ao longo de EF, pois a concentração de sólido aumenta e a componente gravitacional torna-se predominante. Ao longo de FG, o gradiente de pressão aumenta rapidamente com a diminuição da velocidade do gás e a concentração de sólido é muito maior; o escoamento aqui é então definido como sendo de fase densa. As partículas sólidas não estão uniformemente dispersas ao longo do comprimento do secador.

A transição do escoamento de fase diluída para o de fase densa, que pode ser com ou sem "slugs", corresponde ao ponto F,

mostrado na Figura 4.2.

A curva característica de um ventilador para o sistema de transporte pneumático também é mostrada na Figura 4.2. No caso de ventiladores com reduzida capacidade de descarga volumétrica, um aumento na pressão de descarga pode ocasionar a transição do regime de escoamento de fase diluída para escoamento de fase densa. Esta transição pode ser causada por um repentino aumento na concentração de sólido ou uma repentina redução na taxa de gás.

Para uma vazão fixa de sólido, W_{s1} , a Figura 4.2 apresenta dois possíveis pontos de operação, A' e B'. É visível, pela análise da figura que a operação no ponto B' é sensível a perturbações da vazão de gás, resultando em uma instabilidade do sistema. Assim, uma pequena redução da vazão de gás proporcionará um aumento brusco da queda de pressão, o que resultará num decréscimo da vazão de gás e eventualmente numa obstrução do tubo.

IV.1.3 Características do material a ser utilizado

Do ponto de vista da viabilidade da secagem no transporte pneumático, algumas considerações relativas ao material são de fundamental importância, como por exemplo: a) materiais úmidos devem fluir razoavelmente bem e não apresentar tendência a aglomeração, facilitando assim a sua dispersão na corrente de gás; b) devido ao curto tempo de retenção deve-se utilizar somente materiais que tenham elevada taxa de secagem; c) por causa do elevado atrito do ar, motivado pelas altas velocidades, deve-se

evitar partículas de grande diâmetro, e/ou alta densidade do material.

IV.1.4 Vantagens e desvantagens do secador pneumático

Os secadores pneumáticos apresentam as seguintes vantagens:

- 1) tempo de contato muito curto em fluxo cocorrente, o que é interessante para materiais termosensíveis;
- 2) fácil controle do secador, pois devido ao curto tempo de retenção há uma rápida resposta às mudanças nas condições de secagem;
- 3) apresenta poucas partes móveis, resultando em baixa manutenção;
- 4) necessita pouca área para instalação;
- 5) o seu uso pode evitar um equipamento adicional para realizar o transporte do material;
- 6) o custo é baixo, comparado com outros tipos de secadores;
- 7) devido ao baixo tempo de residência, é possível o uso de altas temperaturas de entrada e baixas vazões de ar, resultando num elevado rendimento térmico.

Quanto às desvantagens este sistema apresenta sérias limitações:

- 1) a umidade inicial do produto deve ser tal que, possa ser transportado pneumáticamente;
- 2) o produto úmido deve dispersar-se facilmente na corrente de gás;
- 3) o produto deve possuir uma faixa estreita de tamanho de

partícula para assegurar um tratamento uniforme e de boa qualidade ao produto final;

4) rápida deterioração dos elementos do tubo de secagem, normalmente as curvas, na secagem de materiais abrasivos.

IV.2 DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL

IV.2.1 Descrição do secador pneumático

O secador pneumático é constituído dos seguintes subconjuntos: sistema de alimentação e medição da vazão de gás, conjunto de aquecimento e medição de temperatura, alimentação de sólido, tubo vertical e ciclone, mostrados esquematicamente na Figura 4.3. Este equipamento é o mesmo utilizado por Barbosa (1987).

IV.2.1.1 Sistema de alimentação e medição da vazão de gás

O ar é impulsionado por um ventilador centrífugo (A), acionado por um motor elétrico de 7,5 CV a 1710 rpm. Na sucção do ventilador, instalou-se um medidor tipo bocal (G) de 74,86 mm de diâmetro, cuja tomada foi ligada a um manômetro em U inclinado. A diferença de pressão permite a determinação da vazão de gás com o uso da curva de calibração (Apêndice H). A regulação da vazão de gás foi feita através de uma válvula gaveta, instalada a montante do ventilador (K).

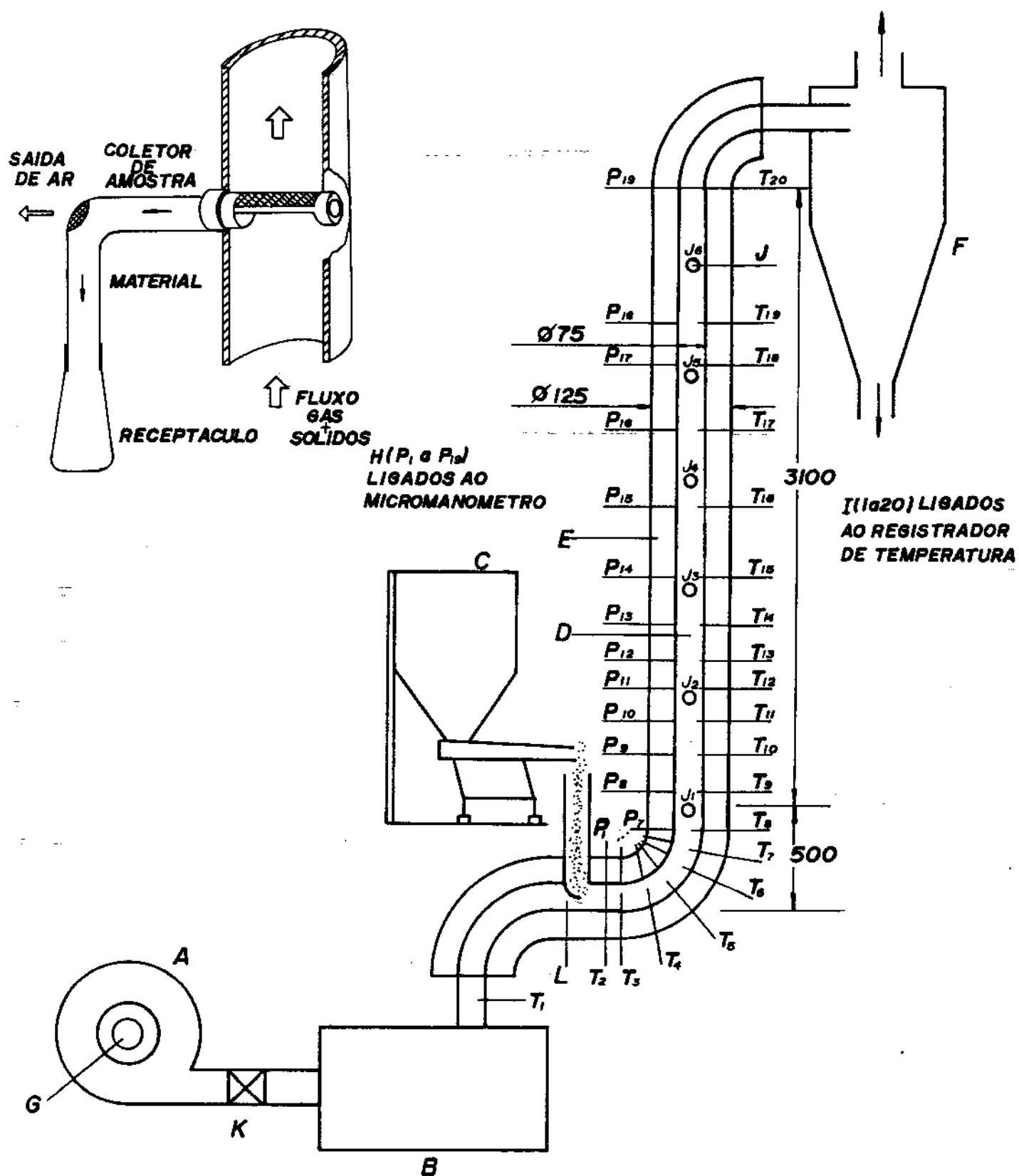


FIGURA 4.3 Desenho esquemático do secador pneumático.

IV.2.1.2 Conjunto de aquecimento e medição de temperatura

O conjunto de aquecimento é constituído por 2 sistemas distintos (B). Um deles é composto por 10 resistências de 1 kw instaladas em paralelo operando de forma independente. O outro é um sistema que contém uma única resistência dotada de um controle termostático, permitindo assim o trabalho numa ampla faixa de temperatura do gás, com controle automático.

A temperatura do gás é lida na entrada e ao longo do tubo em 20 pontos através dos termopares (I), do tipo cobre-constantan 32 AWG introduzidos em uma haste de cobre com diâmetro de 3 mm para dar rigidez, proteção e posicionamento no centro do duto. Na extremidade, foi montada uma tela de proteção. Todos os termopares são ligados a um medidor de temperatura auto compensado modelo IOPE, tendo com referência a temperatura ambiente.

As curvas de calibração dos termopares e medidor de temperatura foram feitas em banho agitado de óleo térmico e termómetro padrão de mercúrio (Apêndice I).

IV.2.1.3 Alimentação de sólido

O fornecimento de sólido ao sistema foi feito por um alimentador (C), composto de silo e calha, dotado de vibrador magnético que funciona com frequência de vibração variável, permitindo assim uma regulação na vazão de sólidos, que escoam do silo para o orifício de entrada no tubo, por gravidade. A

influência do ar arrastado na alimentação também foi considerada.

IV.2.1.4 Tubo

Constituído por três curvas e trecho vertical (D) com 3,1 m e diâmetro interno de 0,08341 m. No curto trecho horizontal inferior existe um furo, para alimentação de sólidos, coincidente com o estrangulamento (L) que cria uma zona de baixa pressão. O ar aquecido arrasta o produto e ar frio do ambiente. Alinhado aos pontos dos termopares o tubo possui mais 19 pontos para tomada de pressão estática (H) ligados por mangueira flexível ao distribuidor. Este é dotado de 20 pequenas válvulas que permitem a transmissão da pressão para o micromanômetro "Furness Controls" (M), modelo MDC, de leitura analógica, dotado de transdutor de pressão com precisão de 2% na faixa de $\pm 2,5$ mm água.

O tubo é isolado termicamente com manta de lã de vidro com 50 mm de espessura (E) e recoberto com folha de alumínio. Possui ainda seis pontos, ao longo do trecho vertical, para coleta de amostras (J).

Os seis pontos de coleta permitem a retirada das amostras para estudo da secagem da borra. A Figura 4.4 mostra o detalhe do coletor de amostras.

A separação do material seco do ar úmido é feita pelo ciclone (F).

IV.2.2 Operação do equipamento

1) Liga-se o ventilador e a(s) resistência(s) elétrica(s). Através da válvula, e do controle, regula-se a vazão de ar e ajusta-se a temperatura no valor desejado.

2) Atingida a temperatura na vazão desejada, mantém-se o equipamento em funcionamento por uma hora, garantindo assim, o conjunto todo em regime.

3) Mede-se as condições ambiente: pressão barométrica, temperaturas de bulbo úmido e seco.

4) Faz-se as leituras de temperatura e pressão estática ao longo do secador.

5) Determina-se a vazão de sólidos, coletando-se diretamente da calha do alimentador 3 amostras de 1 em 1 minuto, com pesagem em balança semi-analítica. É feito o ajuste até ocorrer a estabilização no valor desejado.

6) Estabelecida a vazão de sólidos aguarda-se por cerca de 10 minutos, tempo suficiente para que os valores de temperatura ao longo do tubo se estabilizem. Faz-se então a leitura da pressão estática e temperatura nos 20 pontos, com escoamento bifásico.

7) Mede-se novamente a vazão de sólidos e ajusta-se, se necessário.

8) Com a alimentação estabilizada, faz-se agora a retirada das amostras, para determinação de umidade, a saber: na calha, no tubo (6 pontos) e na saída do ciclone.

9) Ao final da etapa anterior, repete-se novamente a medição da vazão de sólidos. O valor médio da vazão de sólidos é obtido de 12 medidas feitas ao longo de toda a corrida.

10) Repete-se os itens 6,7,8 e 9 pelo menos 4 vezes para cada combinação de vazão de sólidos com vazão de gás a uma certa temperatura.

11) Após cada corrida completa, coleta-se cerca de 300 g de material que deverá ser seco para análise granulométrica.

12) Para interromper o funcionamento do equipamento, desliga-se, na sequência o alimentador, as resistências elétricas e abre-se a válvula ao máximo. Esfriadas as resistências desliga-se o ventilador.

IV.3 ANÁLISE DOS RESULTADOS

IV.3.1 Secagem da Borra de Café

Como na secagem em leito fluidizado, realizaram-se vários experimentos para analisar a influência da temperatura e vazão do gás e vazão de sólidos.

A vazão de gás variou entre 5,9 e 11,7 kg/m²s e a temperatura do gás na alimentação variou de 99,2 °C a 225,9 °C. Estes dois parâmetros levam em consideração o efeito da presença do ar secundário devido ao efeito de arraste do ar ambiente, que ocasiona um ligeiro esfriamento do gás e pequeno acréscimo na vazão principal de gás. O método usado para a estimativa da temperatura e vazão de gás na alimentação está descrito no item IV.4.4. A vazão de sólidos ficou na faixa de 11,6 kg/h a 41,8 kg/h.

Ainda foi estudada a secagem variando a umidade inicial da borra entre 1,2010 a 2,1595 kg água / kg material seco. Para a máxima vazão de gás utilizada, o transporte da matéria prima ocorria para uma umidade máxima de 65% b.u.. Para o material que sai da coluna de extração (85% b.u.) foi tentado o secador de transporte pneumático, porém houve problemas de manuseio do material no alimentador, dada a dificuldade em se manter constante o escoamento do material na calha. Além disso, para certas vazões de sólido, a potência do ventilador foi insuficiente para o transporte do material.

Os dados obtidos para as diferentes condições de trabalho se apresentam no Apêndice J.

As Figuras 4.5, 4.6 e 4.7 mostram uma experiência característica com todas as medidas realizadas: perfis de temperatura e pressão do escoamento monofásico e bifásico e umidade adimensional em função do comprimento do secador (experimento VIII).

Experimento VIII

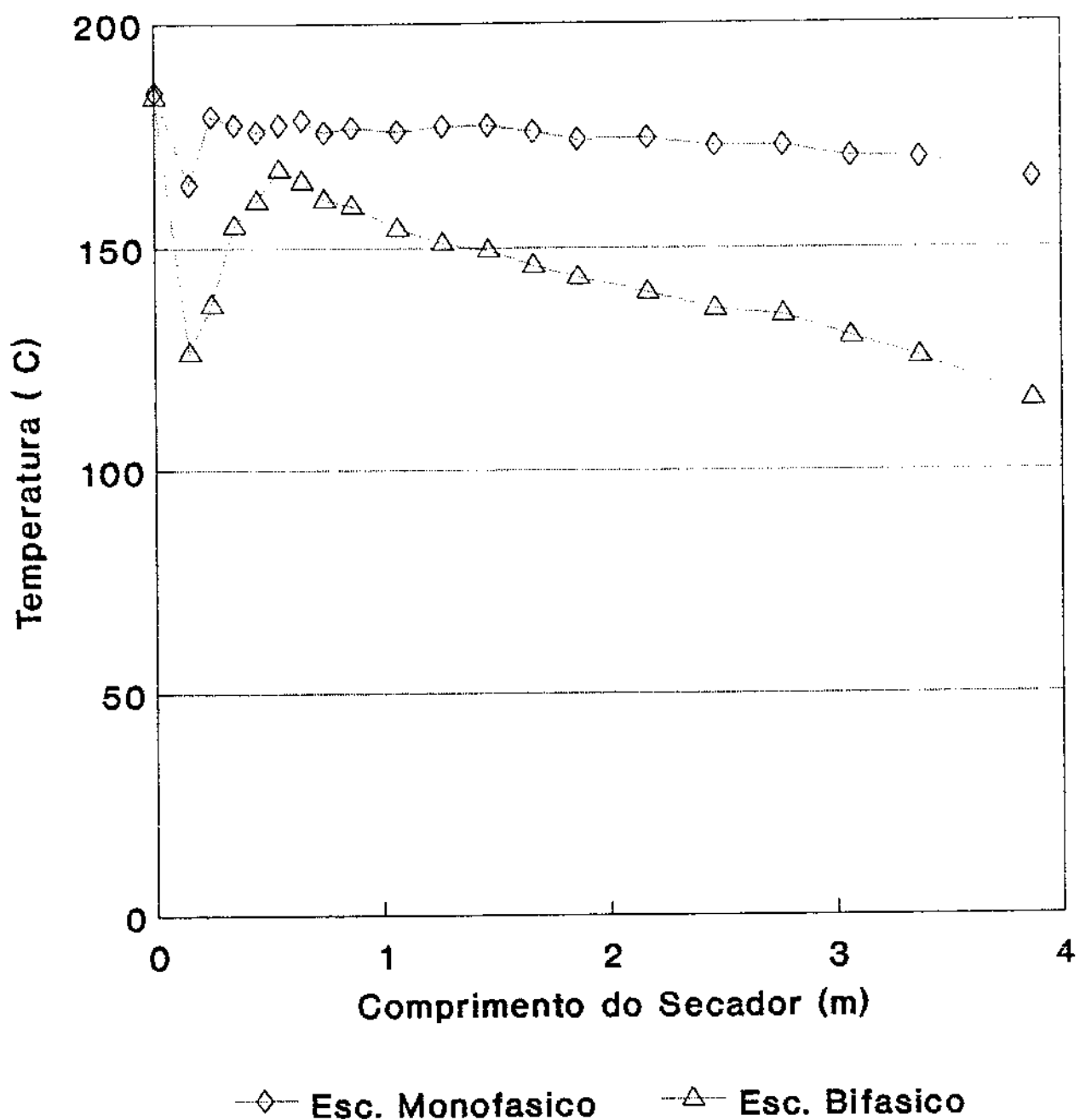


FIGURA 4.5 Valores da temperatura do gás para escoamento monofásico e bifásico, pelo comprimento do secador.

Ex.VIII: $W_g = 0,0447 \text{ kg/s}$; $W_s = 0,0110 \text{ kg/s}$; $T_o = 179,7 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o = 2,0122 \text{ BS}$.

Experimento VIII

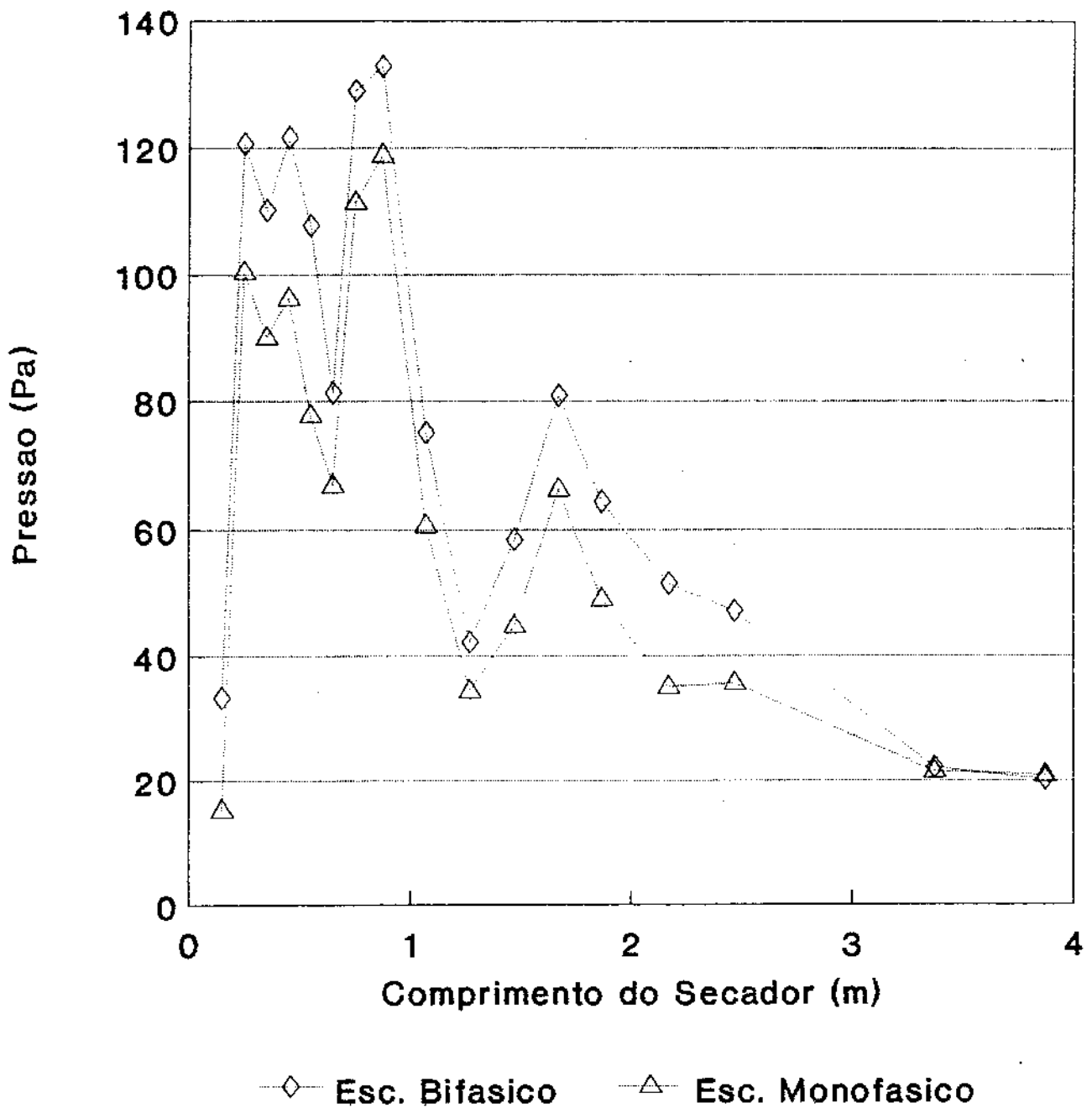


FIGURA 4.6 Valores da pressão estática para escoamento monofásico e bifásico, pelo comprimento do secador.

Ex.VIII: $W_g = 0,0447 \text{ kg/s}$; $W_u = 0,0110 \text{ kg/s}$; $T_o = 179,7 \text{ } ^\circ\text{C}$; $X_o = 2,0122 \text{ BS}$.

Experimento VIII

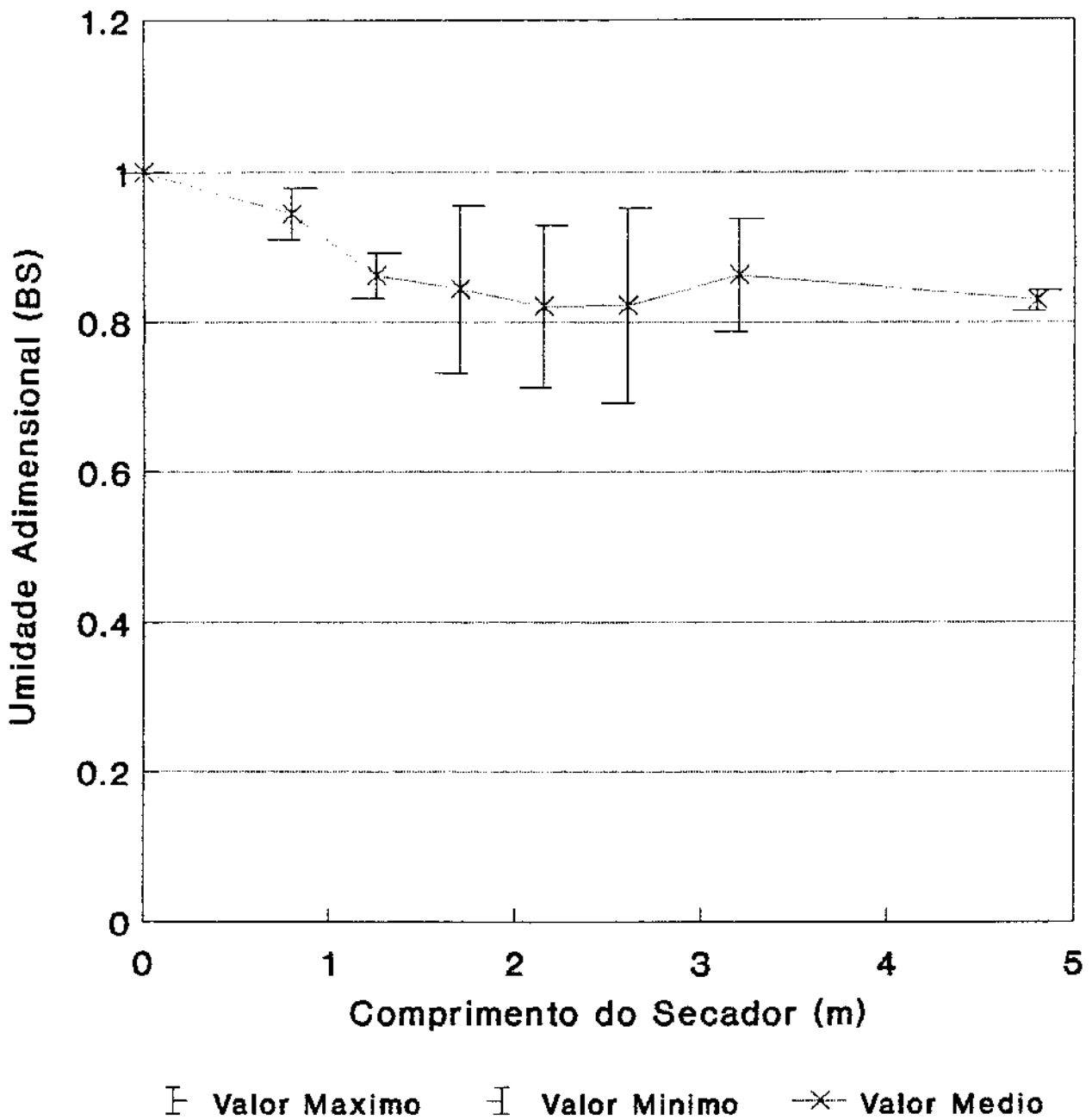


FIGURA 4.7 Valores da umidade adimensional (BS) da borra pelo comprimento do secador.

Ex.VIII $W_g=0,0447 \text{ kg/s}$; $W_b=0,0110 \text{ kg/s}$; $T_o=179,7 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o=2,0122 \text{ BS}$.

Os dados para estas análises foram obtidos a partir de valores médios de pelo menos 4 corridas. Estes resultados estão no Apêndice J.

Ao se analisar o perfil de temperatura no escoamento monofásico, observou-se um brusco abaixamento da temperatura do gás, num curto trecho inicial, devido ao arraste do ar ambiente provocado pela redução na área de escoamento do gás no setor de alimentação do sólido. Em seguida, registrou-se um aumento da temperatura devido à mistura gradativa dos dois gases de diferentes temperaturas, atingindo um valor máximo por volta de 0,65 m. A declividade da reta, no trecho seguinte é explicada pelas perdas de calor para o ambiente, apesar do isolamento térmico do tubo. Como esperado, o perfil de temperatura com vazão de sólido apresenta a mesma tendência porém, com uma maior declividade em relação ao perfil obtido sem carga de sólidos. Isto é devido ao esfriamento do gás que cedeu parte do seu calor para evaporar a água do sólido.

Os perfis de pressão medidos ao longo do tubo apresentaram exatamente as mesmas tendências, com ou sem vazão de sólidos, apresentando valores maiores para o escoamento bifásico. Exatamente no ponto de alimentação do sólido, cria-se uma zona de baixa pressão para logo em seguida o gás ser desacelerado pelo aumento da área de escoamento, consequentemente sua pressão aumenta a um valor máximo, seguido por uma queda contínua de pressão porém oscilante nos trechos de seção constante. Observou-se uma dispersão de valores, consequência dos

baixos valores lidos (máximo de 12 mm c.a.), detectando-se erros sistemáticos em cada tomada. Esta dispersão ocorreu entre a alimentação e aproximadamente o ponto 12 ($Z=1,47$ m), trecho este que contém: alimentação, curva e cerca de 1 m de tubo vertical. Estas medidas foram tomadas de um único ponto de uma secção, o que torna difícil a análise, pois o efeito de expansão seguido do efeito centrífugo na curva, leva a pensar num perfil de velocidade do gás bastante complexo na curva e por mais algum trecho reto do tubo. Portanto, é de se supor que a velocidade do gás nos pontos de tomada de pressão sejam variáveis até próximo ao ponto 12, e as leituras de pressão reflitam este comportamento. Assim a partir de cerca de 1,47 m tanto no escoamento monofásico como bifásico o perfil de velocidade do gás já esteja estabilizado, e o sólido atingiu velocidade praticamente constante. Deste ponto em diante os valores medidos de pressão refletem as perdas friccionais do gás e do sólido com a parede do tubo e o arraste do sólido e do gás.

Os valores de temperatura e pressão dos dois últimos pontos foram descartados, uma vez que estas medidas situam-se num trecho em que ocorre expansão do diâmetro do tubo e também diminuição da espessura do isolamento térmico. O mesmo foi feito para as tomadas de pressão nos pontos 11, 17 e 18 por apresentarem defeito.

Como foi observado no capítulo III, item III.3.3 a secagem da borra ocorre sob taxa constante até umidade por volta de 25% b.u., conseqüentemente pode-se esperar que a secagem

transcorra eliminando água não ligada para todo o secador pneumático. Na maioria dos experimentos verifica-se uma tendência de queda da temperatura do gás ligeiramente mais acentuada entre os pontos 7 e 10, situados respectivamente a 0,65 e 1,07 m a partir da alimentação. Neste trecho ainda há aceleração do sólido, portanto significativa diferença de velocidade gás-sólido, e já ocorre razoável dispersão dos sólidos no gás, devido ao final da segregação causada pelo tipo de alimentação e ao efeito centrífugo. Com base nestes dados, e verificando-se uma queda quase linear da temperatura do gás entre o ponto 10 e 19, situados respectivamente a partir da alimentação a 1,07 e 3,37 m, pode-se supor que o sólido terá atingido a partir do ponto 12, velocidade praticamente constante, ainda que os perfis de perda de carga não tenham sido conclusivos neste aspecto.

Observando-se os valores experimentais de umidade adimensional do sólido em função do comprimento nota-se uma tendência de queda maior na umidade nos primeiros 1,6 m de comprimento que correspondem à zona de alimentação, cotovelo e 1 m de tubo vertical, já que os coeficientes de transferência são maiores, porque a velocidade relativa gás-sólido é maior neste trecho e a umidade do gás ser mais baixa, enquanto que o segundo trecho apresenta menor redução de umidade dentro da faixa de erro experimental. Este resultado é esperado uma vez que no começo do secador a velocidade relativa gás-partícula é maior, conseqüentemente o número de Reynolds também. Além disso, o gás apresenta nesta região baixa umidade.

Na maior parte dos experimentos verifica-se um alto desvio padrão nos valores da unidade adimensional do sólido, independente das posições dos pontos de amostragem no secador. A grande maioria destes dados apresentaram valores de desvio abaixo de 15%, e alguns casos excepcionais, desvios de 20 a 26%.

A determinação de umidade ao longo do secador esta afetada pelo fato de que o tempo de amostragem necessário para a coleta significativa de amostra é da mesma ordem do tempo de residência, fornecendo resultados mais baixos do que os reais. Isto será discutido com mais detalhes no item IV.4. Deve-se ressaltar que o último ponto esta localizado na saída do ciclone, e é observada uma redução da umidade em função do tempo de residência neste equipamento.

IV.3.1.1 Influência da vazão de sólidos

Na Figura 4.8 se apresentam os perfis de umidade no secador para diversas vazões de sólido. Observa-se menor taxa de secagem na medida em que se aumenta a vazão de sólidos de 0,00333 kg/s até 0,0110 kg/s. As curvas para vazão de sólidos de 0,00333 e 0,00605 kg/s se confundem, dentro dos limites dos erros experimentais. Na maioria das tomadas de amostras para estes dois casos, há uma inversão dos valores esperados, e isto pode ser justificado pelo elevado tempo de amostragem para o caso de vazão mais diluída. Porém verifica-se que próximo ao final do secador, mais exatamente no ponto de amostragem 6, a Figura 4.8 estabelece uma relação coerente, ou seja, para maior vazão de sólido ocorre

menor redução na unidade adimensional.

A análise dos valores da temperatura do gás mostrados na Figura 4.9 revelam um gradativo aumento na quantidade de calor trocado na medida em que cresce a vazão de sólidos, resultando num maior esfriamento do gás. Há uma menor diferença de temperatura entre o gás e o sólido ao longo do tubo, implicando em menor transferência de calor por unidade de massa de sólido, consequentemente menores taxas de secagem.

IV.3.1.2 Influência da temperatura do gás de entrada

A Figura 4.10 mostra para uma vazão fixa de sólido, média de 0,00633 kg/s, a influência da temperatura do gás. Observa-se o esperado efeito mais intenso de secagem na temperatura mais elevada. Isto resulta numa maior declividade desta em função do comprimento, correspondendo a uma quantidade de água evaporada no secador, no caso X, de 2,15 vezes maior que o caso II (dados no Apêndice J). A temperatura mais elevada há uma maior diferença de temperatura entre o gás e o sólido, ocasionando taxas mais altas de transferência de calor, resultando em maior secagem do sólido.

Deve-se ressaltar que as relações entre vazão de gás / vazão de sólido estiveram próximas para as temperaturas de 104,1 °C (Exp. II) e 174,4 °C (Exp. VII), respectivamente 7,01 e 7,69, enquanto que para temperatura de 223,9 °C (Exp. X) a razão vazão de gás / vazão de sólido foi 9,55.

Experimento V, VII e VIII

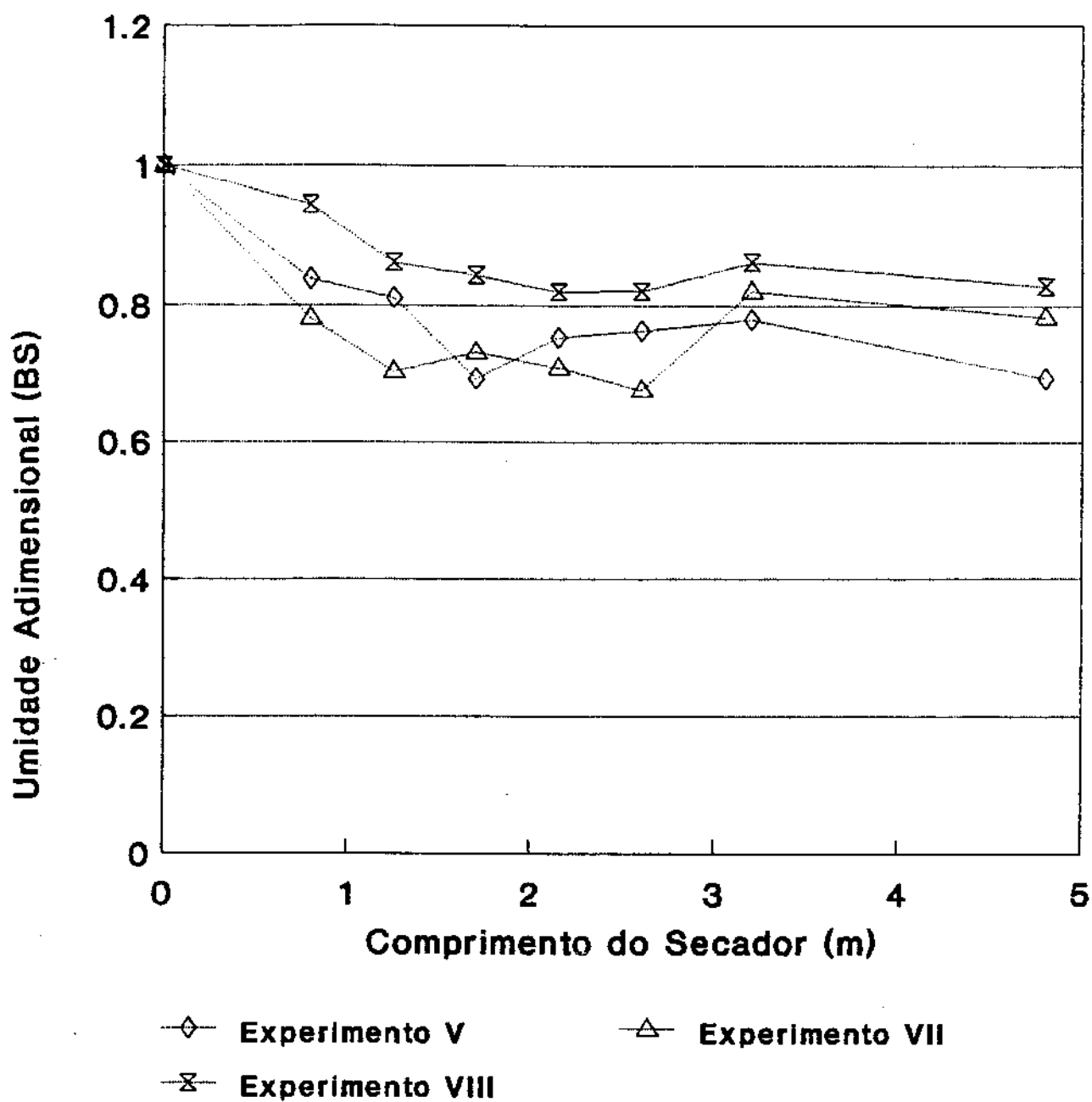


FIGURA 4.8 Perfis de umidade para diversas vazões de sólido pelo comprimento.

Ex. V: $W_g=0,0377 \text{ kg/s}$; $W_s=0,00333 \text{ kg/s}$; $T_o=172,8 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o=1,3600 \text{ BS}$.

Ex.VII: $W_g=0,0465 \text{ kg/s}$; $W_s=0,00605 \text{ kg/s}$; $T_o=174,4 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o=2,0046 \text{ BS}$.

Ex.VIII: $W_g=0,0447 \text{ kg/s}$; $W_s=0,0110 \text{ kg/s}$; $T_o=179,7 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o=2,0122 \text{ BS}$.

Experimentos V, VII e VIII

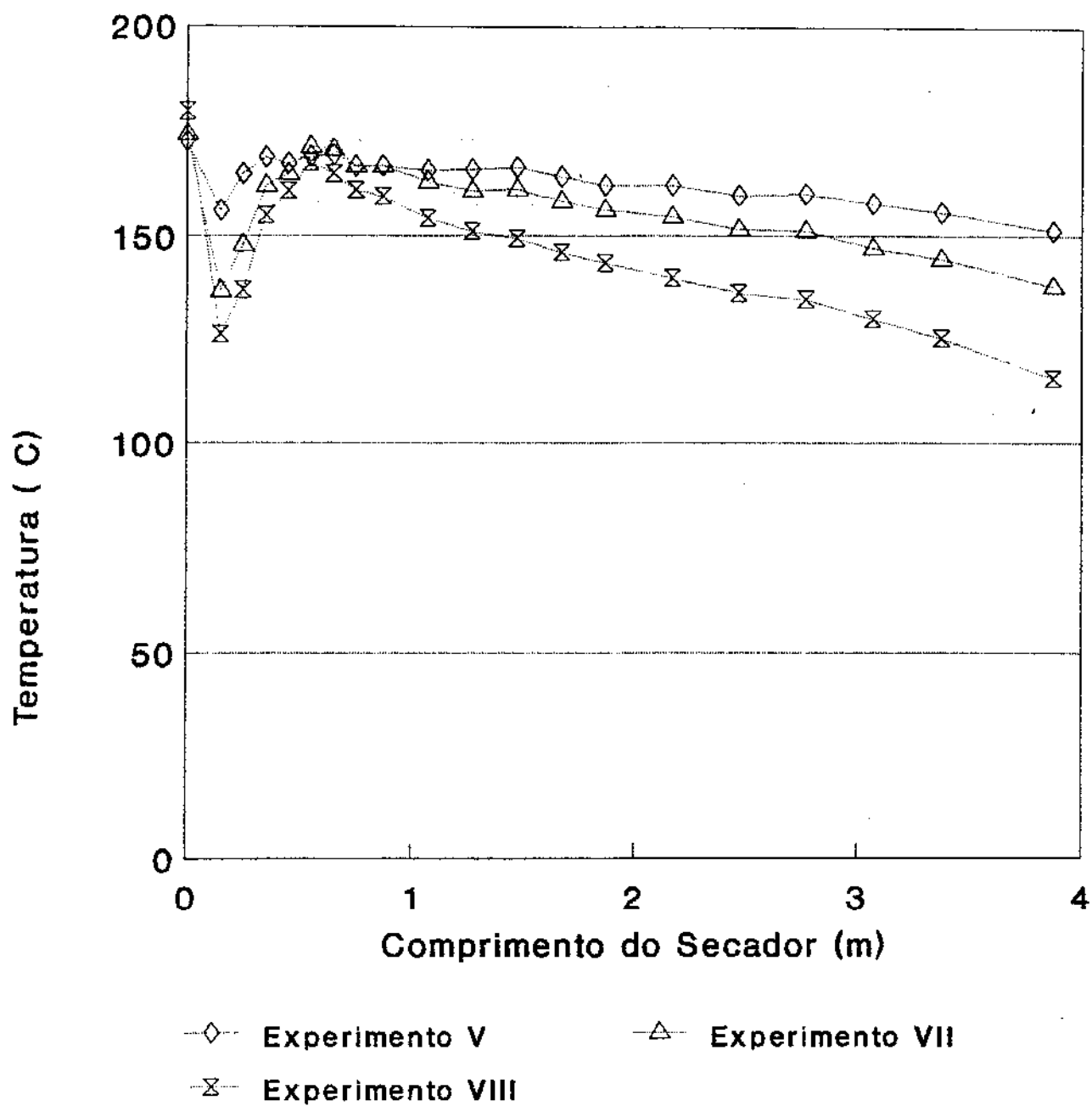


FIGURA 4.9. Valores da temperatura do gás para diferentes vazões de sólido pelo comprimento do secador.

Ex. V: $W_g = 0,0377 \text{ kg/s}$; $W_s = 0,00333 \text{ kg/s}$; $T_o = 172,8 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o = 1,3600 \text{ BS}$.

Ex. VII: $W_g = 0,0465 \text{ kg/s}$; $W_s = 0,00605 \text{ kg/s}$; $T_o = 174,4 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o = 2,0046 \text{ BS}$.

Ex. VIII: $W_g = 0,0447 \text{ kg/s}$; $W_s = 0,0110 \text{ kg/s}$; $T_o = 179,7 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o = 2,0122 \text{ BS}$.

Experimentos II, VII e X

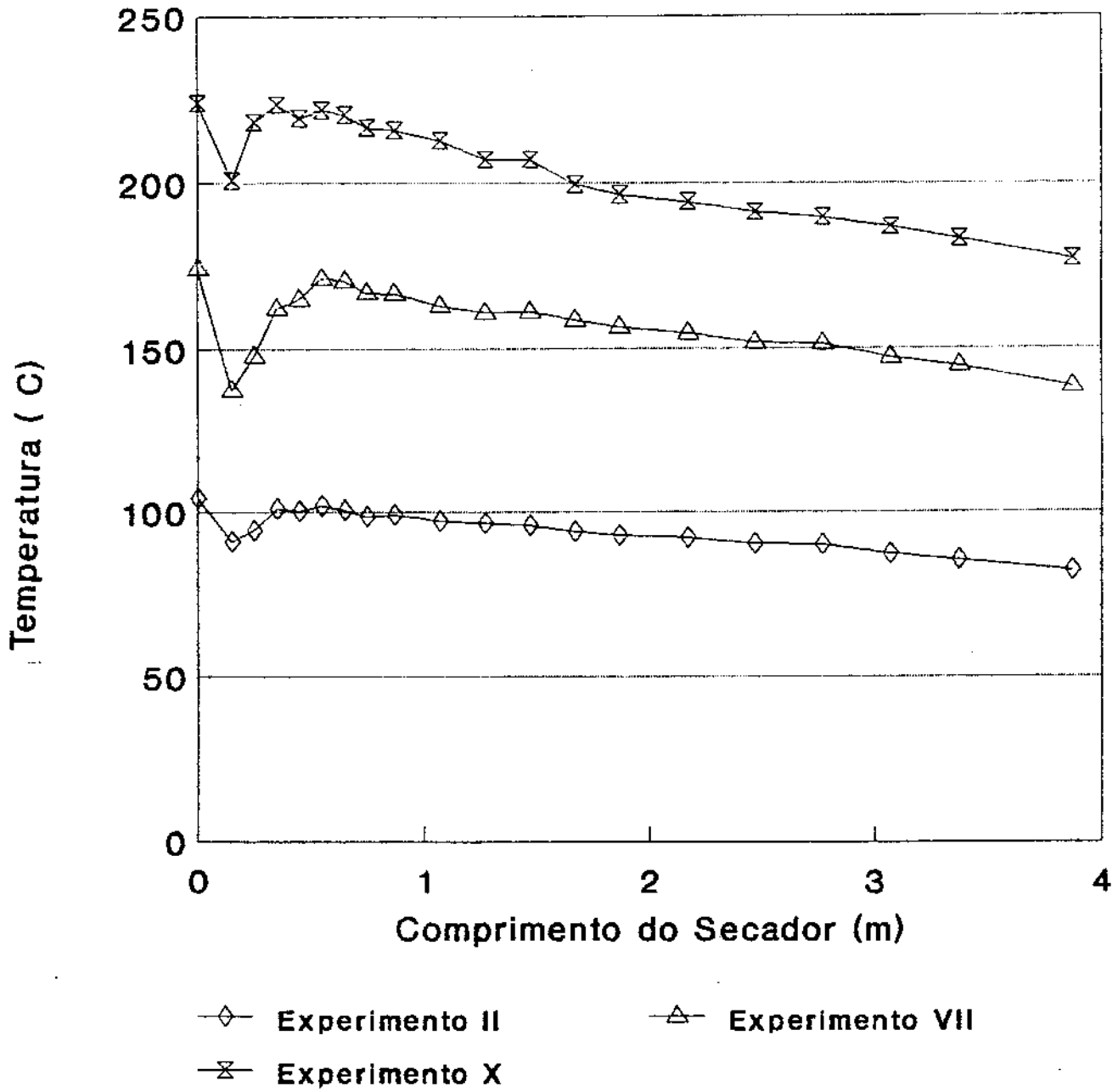


FIGURA 4.10 Valores de temperatura do gás para vazão fixa de sólido pelo comprimento do secador.

Ex. II: $W_g = 0,0449 \text{ kg/s}$; $W_s = 0,00641 \text{ kg/s}$; $T_o = 104,1 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o = 1,4701 \text{ BS}$.

Ex. VII: $W_g = 0,0465 \text{ kg/s}$; $W_s = 0,00605 \text{ kg/s}$; $T_o = 174,4 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o = 2,0046 \text{ BS}$.

Ex. X: $W_g = 0,0623 \text{ kg/s}$; $W_s = 0,00653 \text{ kg/s}$; $T_o = 223,9 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o = 1,2151 \text{ BS}$.

IV.3.1.3 Repetibilidade

A Figura 4.11 mostra, para efeito de comparação a repetibilidade entre os experimentos V e VI, os dados relativos à temperatura do gás, constatando-se comportamento bastante próximo. Fato semelhante verifica-se com relação aos perfis de umidade apresentados na Figura 4.12, onde os valores das umidades adimensionais finais possuem uma diferença menor que 10%.

Experimentos V e VI

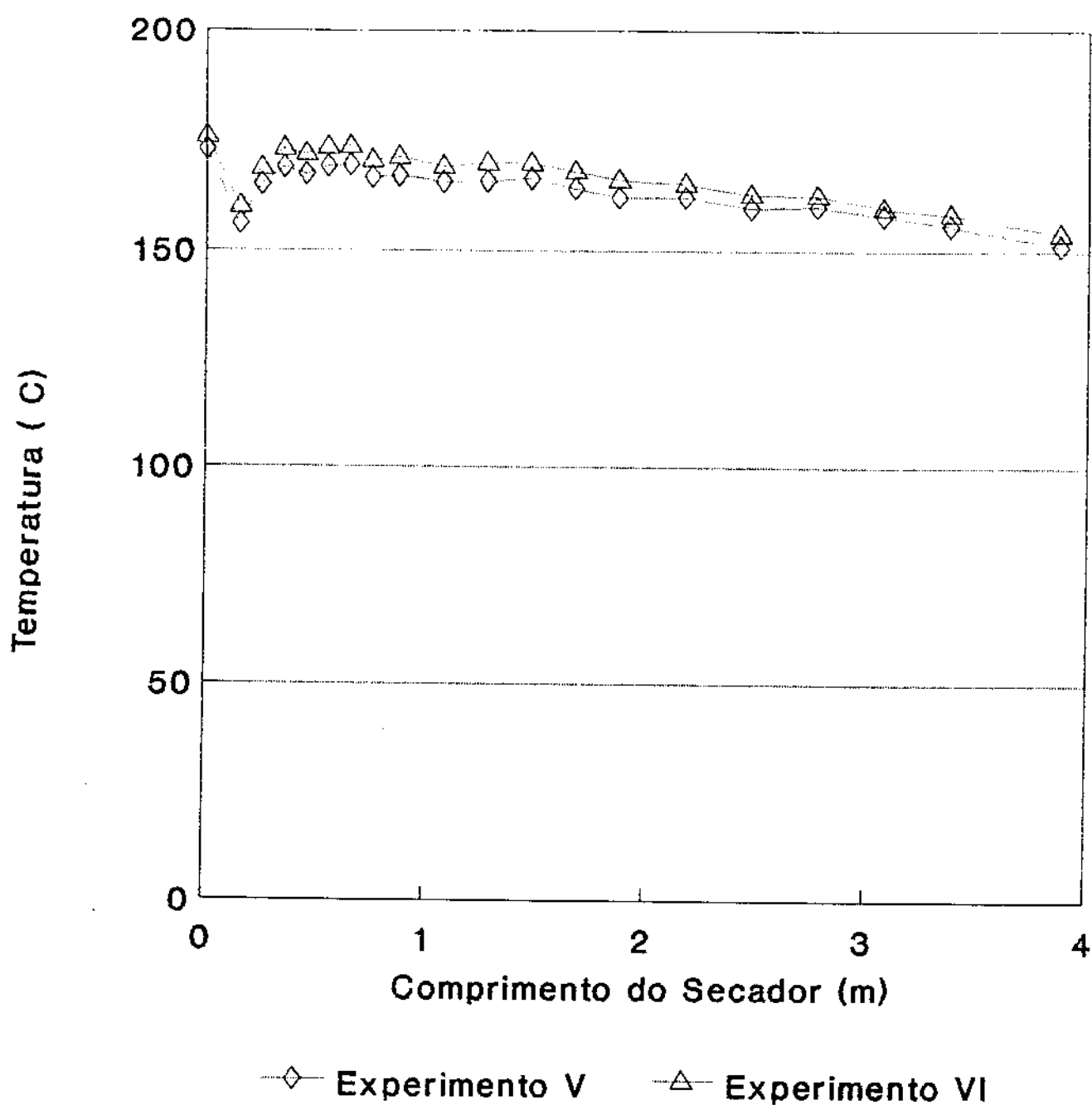


FIGURA 4.11 Repetibilidade dos Experimentos V e VI, quanto aos valores de temperatura do gás.

Ex. V: $W_g = 0,0377 \text{ kg/s}$; $W_s = 0,00333 \text{ kg/s}$; $T_o = 172,8 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o = 1,3600 \text{ BS}$.

Ex. VI: $W_g = 0,0323 \text{ kg/s}$; $W_s = 0,00326 \text{ kg/s}$; $T_o = 175,8 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o = 1,3574 \text{ BS}$.

Experimento V e VI

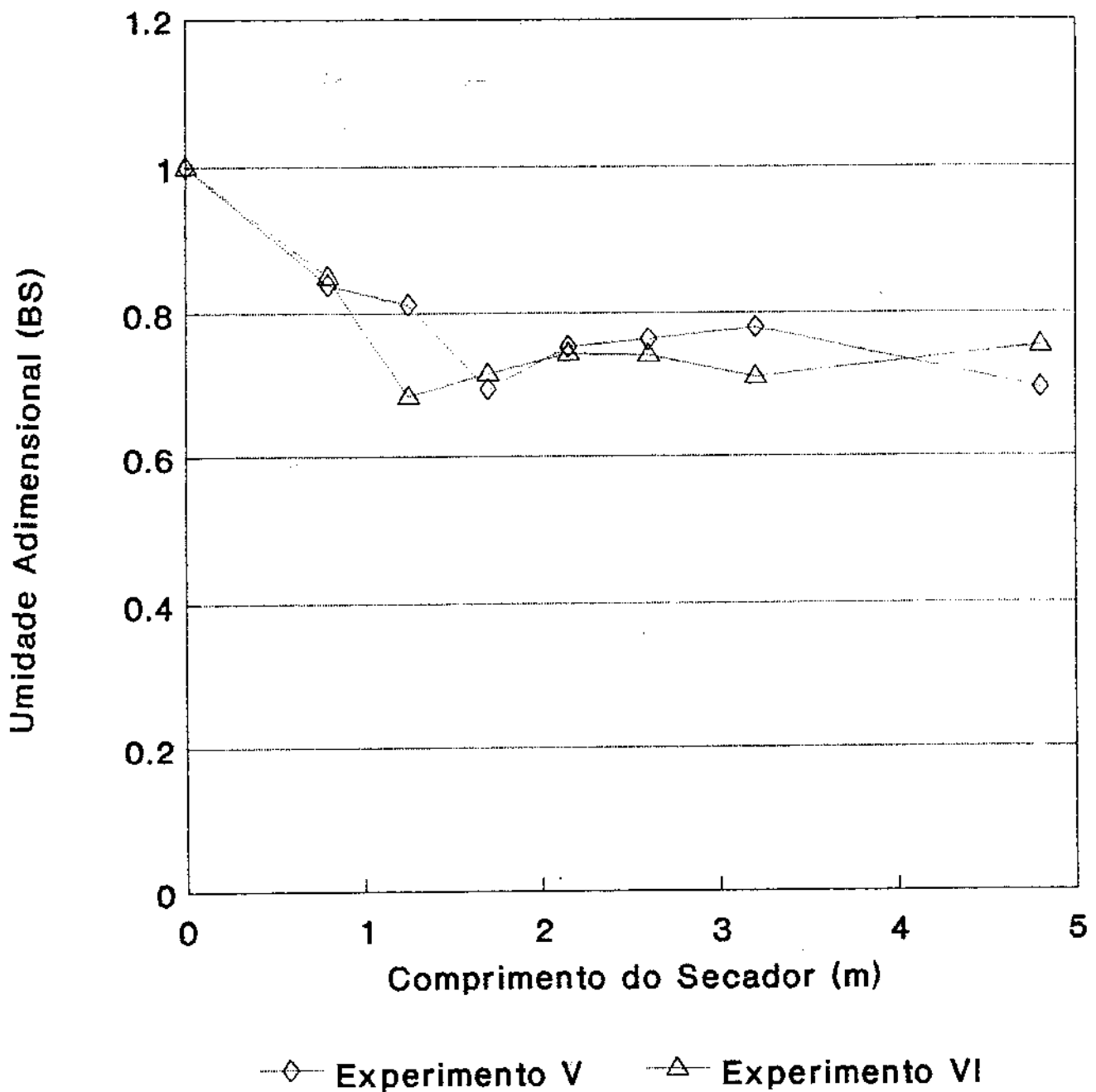


FIGURA 4.12 Repetibilidade dos Experimentos V e VI, quanto aos valores de umidade do sólido.

Ex. V: $W_g = 0,0377 \text{ kg/s}$; $W_s = 0,00333 \text{ kg/s}$; $T_o = 172,8 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o = 1,3600 \text{ BS}$.

Ex. VI: $W_g = 0,0323 \text{ kg/s}$; $W_s = 0,00326 \text{ kg/s}$; $T_o = 175,8 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o = 1,3574 \text{ BS}$.

IV.4 MODELAGEM DO SECADOR TRANSPORTE PNEUMÁTICO

O dimensionamento de secadores implica na integração das equações diferenciais do balanço de massa, quantidade de movimento e energia para a fase sólida e gasosa ao longo do secador, conjuntamente com a avaliação dos respectivos coeficientes de transferência. O equacionamento do escoamento bifásico tem sido discutido extensamente na bibliografia, Kmiec (1981), Gidaspo (1986), Santana (1986), Santana et alii (1981) e Rocha et alii (1988).

IV.4.1 Balanço da quantidade de movimento

O elevado número de variáveis que se interrelacionam num escoamento bifásico, no caso gás-sólido, necessitam um adequado correlacionamento visando, a partir dos balanços diferenciais de quantidade de movimento, da equação da continuidade para a fase gasosa e sólida, e de dados experimentais, calcular os perfis da velocidade do sólido, porosidade e o fator de atrito sólido-parede.

Para o estabelecimento da equação da quantidade de movimento para a mistura gás-sólido, serão consideradas as seguintes hipóteses:

- 1) o fluido é incompressível na faixa de pressão de trabalho,
- 2) as partículas estão num campo gravitacional,
- 3) a distribuição das partículas na secção é uniforme,
- 4) não existe gradiente de velocidade na direção radial ao tubo,

5) o escoamento está em regime.

Assim, num diferencial de comprimento do secador de transporte pneumático, mostrado na Figura 4.13, a equação da quantidade de movimento é expressa (Gidaspow, 1987), como sendo:

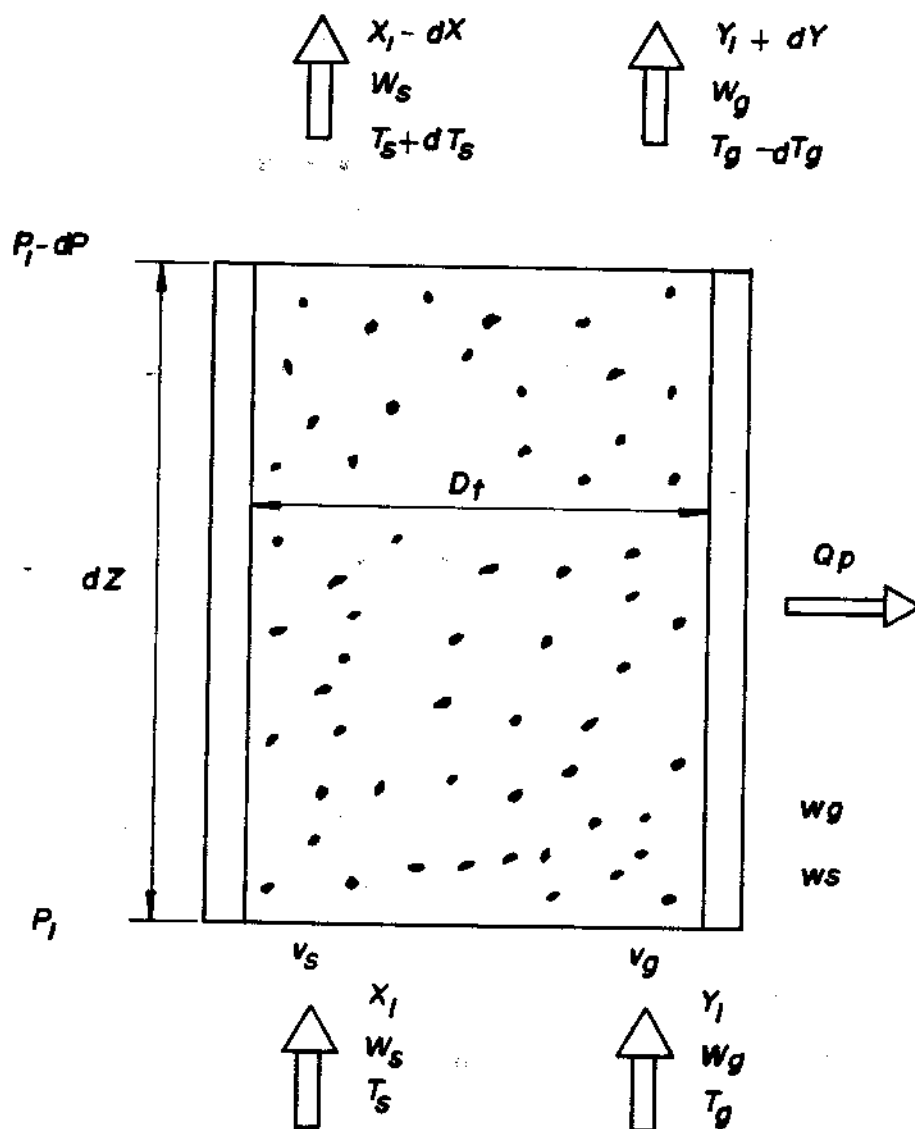


FIGURA 4.13 Seção do secador transporte pneumático.

$$\frac{d}{dz} [\rho_g \epsilon v_g^2 + \rho_s (1-\epsilon) v_s^2] = \frac{-dp}{dz} - \frac{d\sigma}{dz} - g[\rho \epsilon_g + (1-\epsilon)\rho_s] - \frac{4(\zeta_{vg} + \zeta_{vs})}{D_t} \quad (27)$$

onde:

- v_g - velocidade do gás (m/s);
- v_s - velocidade do sólido (m/s);
- ϵ - porosidade no leito pneumático;
- P - pressão (N/m²);
- Z - altura do secador (m);
- σ - tensões normais entre sólido-sólido (N/m²);
- ζ_{vg} - tensão de cisalhamento do gás com a parede do tubo (N/m²);
- ζ_{vs} - tensão de cisalhamento do sólido com a parede do tubo (N/m²);
- D_t - diâmetro do tubo (m);

As tensões de cisalhamento podem ser expressas em função da equação generalizada de Fanning:

$$\frac{4(\zeta_{vg} + \zeta_{vs})}{D_t} = \frac{4}{D_t} \left[\frac{1}{2} \rho_g \epsilon v_g^2 f_g + \frac{1}{2} \rho_s (1-\epsilon) v_s^2 f_s \right] \quad (28)$$

onde:

f_g e f_s - fator de atrito gás-parede e sólido-parede, respecti-

vamente.

Considerando que: as tensões normais são desprezíveis, o escoamento é diluído, e no trecho vertical do tubo a velocidade do gás e do sólido são constantes, fez-se a substituição da equação 28 na equação 27 resultando a seguinte equação:

$$\frac{dP}{dz} = -g[\rho_g \epsilon + (1-\epsilon)\rho_s] - \frac{2}{D_t} \left[\rho_g \epsilon v_g^2 f_g + \rho_s (1-\epsilon) v_s^2 f_s \right] \quad (29)$$

Supondo a densidade do gás e do sólido constantes ao longo do tubo, da equação da continuidade para a fase gasosa e sólida, resulta:

$$v_g = \frac{W_g}{\epsilon A \rho_g} \quad (30)$$

onde:

A - área da seção transversal do tubo (m²);

$$v_s = \frac{W_s}{(1-\epsilon) A \rho_s} \quad (31)$$

$$\epsilon = 1 - \frac{W_s}{A \rho_s v_s} \quad (32)$$

Substituindo as equações 30 e 31 na equação 27, a perda de pressão pode ser calculada como:

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = -g[\rho_g \epsilon + (1-\epsilon)\rho_s] - \frac{2 W_g^2 f_g}{D_t A^2 \rho_g \epsilon} - \frac{2 W_s^2 f_s}{D_t A^2 (1-\epsilon)\rho_s} \quad (33)$$

Para resolver o sistema ainda é necessário mais uma equação. É utilizado frequentemente o balanço da quantidade de movimento para a fase sólida, considerando a perda de pressão somente para a fase gasosa, (Gidaspow, 1987). Assim, vem:

$$(1-\epsilon)\rho_s v_s \frac{dv_s}{dz} = \frac{d\sigma}{dz} - g(1-\epsilon)\rho_s - \frac{4 \zeta_{ws}}{D_t} - \beta_B (v_s - v_g) \quad (34)$$

onde β_B é o coeficiente de atrito gás-sólido e é dado por:

$$\beta_B = \beta_A \frac{\rho_s}{\epsilon (\rho_s - \rho_g)} \quad (35)$$

Para o coeficiente de arraste do sólido pode-se utilizar a seguinte relação estabelecida por Wen e Yu (1966):

$$\beta_A = \frac{3}{4 d_p} C_d \varepsilon (v_g - v_s) \rho_g (1 - \varepsilon) \varepsilon^{-2,65} \quad (36)$$

onde C_d é o coeficiente de arraste sólido-gás para uma partícula isolada e pode ser calculado para faixas do número de Reynolds, através das correlações mencionadas por Kmiec (1981), que são:

$$C_d = 0,44 \quad \text{para } Re_s \geq 1000 \quad (37)$$

$$C_d = \frac{24}{Re_s} (1 + 0,15 Re_s^{0,687}) \quad \text{para } Re_s < 1000 \quad (38)$$

sendo:

$$Re_s = \frac{\varepsilon \rho_g (v_g - v_s) d_p}{\mu} \quad (39)$$

Substituindo a equação 36 na equação 34, e considerando-se a velocidade do sólido constante, se obtém:

$$0 = g + \frac{2 v_s^2 f_s}{D_t} - \frac{3 C_d (v_g - v_s)^2 \rho_g \varepsilon^{-2,65}}{4 d_p (\rho_s - \rho_g)} \quad (40)$$

IV.4.2 Balanço de massa e entalpia

Martin et all. (1984), Freire et all. (1986) e Santana (1984) tem apresentado as expressões básicas para o balanço de massa e entalpia nos secadores de transporte pneumático em fase diluída.

Considerando-se um elemento dZ de comprimento do tubo vertical (Figura 4.13), o balanço diferencial de energia térmica para a fase gasosa e sólida poderá ser desenvolvido a partir das seguintes hipóteses:

- 1) o secador será considerado operando em regime estacionário;
- 2) as partículas do sólido não se contraem durante a secagem, e tanto a sua temperatura como a sua umidade só variam ao longo do comprimento do tubo;
- 3) o gás de secagem é constituído por uma mistura ideal de um componente inerte e vapor de água, cujo perfil de velocidade plano apresenta temperatura e umidade uniformes na seção transversal do tubo e cujas variações ocorrem apenas no sentido do comprimento do tubo;
- 4) as áreas para transferência de calor e massa entre gás e sólido são constantes;
- 5) a umidade do material é constituída somente por água livre, não contendo sólidos em solução em quantidades significativas, portanto o calor de mistura é desprezível;
- 6) os efeitos de transferência de calor por radiação ou condução no interior do sistema são desprezíveis.

Assim, tem-se o seguinte balanço:

$$W_{ss} (Cp_{ss} + Cp_l X) \frac{dT_s}{dz} + W_{gs} (Cp_g + Cv Y) \frac{dT_g}{dz} + W_{gs} \frac{dY}{dz} (Cv T_g + \lambda_{tev}) - Cp_l T_s) + Q_p = 0 \quad (41)$$

onde:

- Cp_{ss} - calor específico do sólido seco (kcal/kg°C);
- Cp_l - calor específico da água líquida (kcal/kg°C);
- Cp_g - calor específico do gás (kcal/kg°C);
- Cv - calor específico do vapor de água (kcal/kg°C);
- Q_p - calor perdido por comprimento de tubo (kcal/ms);
- T_s - temperatura do sólido (°C);
- T_g - temperatura do gás (°C);
- W_{gs} - vazão de gás seco (kg/s);
- X - umidade do sólido (kg água/kg de sólido seco);
- Y - umidade absoluta do ar (kg água/kg de ar seco);
- Z - comprimento do tubo (m);
- λ_{tev} - calor latente de vaporização da água na temperatura de evaporação, referência padrão 0°C,

O balanço de umidade entre a fase sólida e gasosa pode ser escrito como:

$$W_{ss} dX + W_{gs} dy = 0 \quad (42)$$

Substituindo a equação 42 na equação 41 e dividindo-se por dZ, resulta:

$$W_{gs} (C_{Pg} + C_v Y) \frac{dT_g}{dZ} = Q_p + W_{ss} (C_{ps} + C_{pl} X) \frac{dT_s}{dZ} - W_{ss} \frac{dX}{dZ} (C_v T_g + \lambda_{rev} - C_{pl} T_s) \quad (43)$$

Como no caso a umidade eliminada é água não ligada e considerando que a temperatura do sólido se mantém aproximadamente constante e igual à temperatura de bulbo úmido, e que o aquecimento ou resfriamento do sólido se dá na secção de entrada, para o segundo trecho do secador resulta:

$$- W_g (C_{Pg} + C_v Y) \frac{dT_g}{dZ} = Q_p - W_{ss} \frac{dX}{dZ} \lambda^* \quad (44)$$

onde:

$$\lambda^* = (C_v T_g + \lambda_{rev} - C_{pl} T_s) \quad (45)$$

ou ainda:

$$\lambda^* = H_v(T_g) - H_l(T_l) \quad (46)$$

sendo:

$H_v(T_g)$ - entalpia do vapor de água na temperatura do gás
(kcal/kg);

$Hl(T_l)$ - entalpia do líquido na temperatura do sólido
(kcal/kg).

Quando não há vazão de sólidos e supondo que o fluxo do ar e sua umidade são constantes, da equação 44 resulta a perda máxima de calor no sistema:

$$Q_p = -W_g (Cp_g + Cv Y) \frac{\Delta T_g}{\Delta Z} \quad (47)$$

Para a fase sólida o balanço de energia térmica pode ser escrito como:

$$W_{ss} (Cp_{ss} + Cp_l X) dT_s = h (T_g - T_s) dA_{su} + \lambda^* W_{ss} dX \quad (48)$$

onde:

h - coeficiente de transferência de calor gás-partícula
(kcal/h m²°C);

A_{su} - área do sólido úmido (m²).

A área do sólido pode ser expressa em função da área e volume da partícula, como:

$$dA_{su} = \frac{A_p}{V_p} (1-\epsilon) A dZ = a A dZ \quad (49)$$

onde:

A_p - área da partícula (m^2);
 V_p - volume da partícula (m^3);

ou ainda, em função da esfericidade e diâmetro da partícula:

$$dA_{su} = \frac{6 (1-\epsilon)}{\bar{\phi} \bar{d}_p} A dZ \quad (50)$$

Substituindo a equação 49 na equação 48, vem:

$$W_{ss} C_{p_{ss}} \frac{dT_s}{dZ} = h (T_f - T_s) a A \frac{dZ}{dZ} + \lambda^* W_{ss} \frac{dX}{dZ} \quad (51)$$

Substituindo a equação 51 na equação 43, resulta:

$$-W_g C_{p_{au}} \frac{dT_g}{dZ} = Q_p + h a A (T_g - T_s) \quad (52)$$

onde:

$C_{p_{au}}$ - calor específico do ar úmido (kcal/kg ar úmido).

Integrando a equação 52 para um comprimento ΔZ , e considerando: nulas as perdas de calor para o ambiente, que a temperatura do sólido é constante, e usando os valores médios dos calores específicos, se obtém:

$$-ha = \frac{W_g C_{p_{au}}}{A \Delta Z} \ln \left[\frac{T_{g2} - T_{bu}}{T_{g1} - T_{bu}} \right] \quad (53)$$

Quando as perdas de calor para o ambiente não são desprezíveis, e constantes ao longo do tubo e levando-se em conta as considerações acima, a equação 52 pode ser integrada, resultando:

$$\frac{\Delta Z h a A}{W_g C_{p_{au}}} = \ln \left[\frac{[h a A (T_{g2} - T_{bu}) + Q_p]}{[h a A (T_{g1} - T_{bu}) + Q_p]} \right] \quad (54)$$

IV.4.3 Cálculo das variáveis fluidodinâmicas

O comportamento dinâmico da suspensão antes de atingir um regime de escoamento estável, se caracteriza pela variação no perfil das velocidades dos sólidos e gás, concentração volumétrica e consequentemente os outros parâmetros que descrevem este comportamento também variam, visto que dependem das variáveis anteriores.

Para o cálculo das variáveis que caracterizam a fluidodinâmica do secador de transporte pneumático, a partir das equações do item IV.4.1 e dos dados experimentais, foram avaliados a porosidade, velocidade do gás, velocidade do sólido e fator de atrito sólido-parede.

O secador divide-se em dois setores. O primeiro está compreendido entre a alimentação e o comprimento de 1,47 m, contendo: estrangulamento, curva e cerca de 1 m de tubo vertical. Neste setor o sólido é introduzido e acelerado, e pode-se considerar que ao seu final o sólido atinge velocidade

praticamente constante. O segundo setor que inicia-se a partir daí estende-se pelo tubo vertical até o comprimento de 3,20 m para retirada da última amostragem e 3,37 m para a última medida de temperatura.

O primeiro trecho é considerado como o comprimento de entrada do tubo, apesar da existência da curva, posição na qual tem início uma queda de pressão linear em relação à entrada do tubo. Pécora (1985) estudando a secagem de amido de fina granulometria ($d_p = 25 \mu\text{m}$) observaram que o comprimento de entrada aumenta pouco com o Número de Reynolds na faixa entre 15.000 e 30.000, que é uma faixa próxima a estudada neste trabalho. Verificaram ainda que a presença de sólido aumentou o comprimento de entrada, porém sem alteração significativa no comprimento de entrada para relações de vazão de gás/vazão de sólidos entre 10 e 100.

Apesar dos valores de pressão estática dificultarem uma análise conclusiva, pode-se verificar que a partir de 1,47 m, há uma queda de pressão aproximadamente linear pelo comprimento do secador.

No primeiro trecho as equações desenvolvidas no item IV.4.1 não tem validade, pois o sólido está sendo acelerado e o tipo de alimentador juntamente com o efeito centrífugo devido à curva provocam uma grande segregação das partículas. Portanto somente foram tratados os dados do segundo trecho quando não há mais aceleração do sólido.

A partir dos dados experimentais da perda de pressão no trecho vertical do duto, vazão de gás, vazão de sólido e de dados de literatura da densidade e viscosidade do gás, o sistema formado pelas equações 30, 32, 38, 39, 40 e com o número de Reynolds para o gás definido como:

$$Re_g = \frac{D_t v_g \rho_g \varepsilon}{\mu} \quad (55)$$

foi resolvido em forma iterativa, a partir de um valor inicial estimado da velocidade do sólido (Apêndice K). Obtém-se com estas expressões a porosidade, Número de Reynolds do gás, Número de Reynolds do sólido e o coeficiente de arraste.

O cálculo do fator de atrito gás-parede pode ser feito por várias correlações encontradas na literatura. Porém, nos primeiros cálculos observou-se que a dispersão sistemática na medida de pressão de cada tomada, falseava totalmente os resultados, obtendo-se valores muito altos de fatores de atrito sólido-parede, e portanto valores muito baixos de velocidade do sólido. Para eliminar este efeito, o fator de atrito gás-parede foi calculado a partir dos dados experimentais de perda de pressão, entre os pontos 10 e 19 descartado o ponto 11, para vazão de sólido igual a zero. Assim:

$$f_g = \frac{\left[\frac{-\Delta P}{\Delta Z} \exp + g \rho_g \right]}{2 W_g^2} \quad (56)$$

Da equação 29 obtém-se a expressão que permite o cálculo do fator de atrito sólido-parede, enquanto que a velocidade do sólido vem de uma das raízes da equação 40.

Analisando-se os resultados calculados das variáveis fluidodinâmicas apresentadas na Tabela IV.1, verificam-se faixas definidas tanto para os valores do número de Reynolds do gás como para o sólido.

Definindo-se a concentração volumétrica como sendo:

$$\beta_v = (1-\varepsilon)/\varepsilon \quad (57)$$

observa-se, como esperado, que ocorre uma redução da porosidade na medida em que há um aumento da vazão de sólidos para uma dada vazão de gás e conseqüentemente, a concentração volumétrica β_v cresce na medida em que aumenta a vazão de sólidos. Já em relação à velocidade do sólido, os valores calculados, apontam para uma diminuição desta na medida em que há um aumento da concentração volumétrica e do fator de atrito.

TABELA IV.1 Parâmetros fluidodinâmicos obtidos no secador
transporte pneumático.

Experi- mentos	I	II	III	IV	VII	VIII
W_g (kg/s)	0,0415	0.0449	0.0561	0,0373	0.0465	0.0447
W_s (kg/s)	0,00324	0,00641	0,0110	0,0116	0,00605	0,0110
γ	12,81	7,01	5,10	3,21	7,69	4,05
v_g (m/s)	8,08	8,32	10,90	7,80	9,84	10,11
v_s (m/s)	4,95	4,06	4,27	3,97	5,21	4,94
ε	0,999883	0,999716	0,999538*	0,999476	0,999792	0,999599
β	0,000117	0,000284	0,000462	0,000524	0,000208	0,000401
f_g	0.00965	0,01286	-----	0,004485	0,007611	0,005950
Re_g	29067	29907	39237	24414	26798	27532
Re_s	90,3	114,0	179,5	93,2	108,9	103,0
f_s	0,00319	0,02811	-----	0,0176	0,01384	0,03160

* Porosidade média entre os valores dos Experimentos IV e VIII.

Vários autores, Capes e Nakamura (1973), Reddy e Pei (1969), Kmiec et alli (1978), Konno e Saito (1969) estabeleceram correlações para o fator de atrito sólido-parede, em função da velocidade do sólido. A Tabela IV.2 apresenta os valores do fator de atrito obtidos a partir da velocidade do sólido experimental pelas correlações 58 e 59, obtidas respectivamente por Reddy Pei (1969) e Kmiec et alli (1978), e que cobrem as velocidades do sólido obtidas neste trabalho, calculadas pela iteração (Apêndice K).

$$f_s = 0,046 \quad v_s^{-1} \quad (58)$$

$$f_s = 0,0742 \quad v_s^{-0,75} \quad (59)$$

Os valores coincidem em ordem de grandeza sendo que o dado relativo ao Experimento I se afasta do valor obtido por Kmiec et alli (1978). Este dado foi obtido para uma alta relação entre a vazão de gás em relação a vazão de sólido. Quanto aos valores do Número de Reynolds do sólido, estes situam-se na faixa entre 90 e 180.

Dada a estreita faixa de velocidade do sólido deste trabalho, os dados obtidos foram insuficientes para o estabelecimento de uma adequada correlação entre o coeficiente de atrito e a velocidade do gás.

TABELA IV.2 Valores do fator de atrito sólido-parede obtidos por este trabalho comparados com outros autores.

Experimento	v_s (m/s)	Reddy e Pei (1969)	Kmiec (1978)	este trabalho
I	4,95	0,00929	0,0224	0,00319
II	4,06	0,0113	0,0259	0,02811
IV	3,97	0,0116	0,0264	0,01760
VII	5,21	0,00883	0,0215	0,01384
VIII	4,94	0,00931	0,0224	0,03160

IV.4.4 Cálculo das variáveis térmicas

Foram calculados os coeficientes de transferência de calor gás-partícula para as diversas condições de secagem a partir da equação 54 para o setor de entrada do secador e zona de aceleração do sólido, respectivamente comprimento 0 e 1,47 m, e para o segundo trecho onde o sólido atinge velocidade constante, a partir de 1,47 até 3,37 m da alimentação. Para o cálculo destes torna-se necessário o conhecimento das temperaturas de entrada e saída em cada trecho, bem como a vazão do gás, calor perdido e as propriedades térmicas do gás e do sólido. Precisa-se também calcular o ar secundário, que é arrastado na alimentação para determinar-se a vazão total de gás no equipamento.

IV.4.4.1 Estimativa da temperatura e vazão do gás de entrada no secador

Devido ao tipo de alimentador utilizado, verificou-se o arraste do ar ambiente na alimentação, e para estimar-se esta vazão de ar secundário e a sua influência sob a temperatura do gás desenvolveu-se a sistemática abaixo para o cálculo destes parâmetros. A Figura 4.15 mostra esquematicamente o detalhe do alimentador.

Por correlação linear da temperatura do gás em escoamento monofásico medida entre os pontos 7 ($Z = 0,65$ m) e 19 ($Z = 3,37$ m), determina-se o esfriamento do gás devido às perdas para o ambiente. Considerando-se que estas perdas sejam iguais

tanto no escoamento monofásico como bifásico, e que é aproximadamente constante ao longo do comprimento do secador, pode-se calcular a perda de temperatura por metro de tubo como:

$$P_T = (T_{7R} - T_{19R}) / \Delta Z_o \quad (60)$$

onde:

P_T - perda de temperatura por metro ($^{\circ}\text{C}/\text{m}$);

T_{7R} - temperatura no ponto 7 obtida por regressão linear ($^{\circ}\text{C}$), entre os pontos 7 e 19;

T_{19R} - temperatura no ponto 19 obtida por regressão linear ($^{\circ}\text{C}$);

ΔZ_o - comprimento entre os pontos 7 e 19 no secador

A temperatura do gás quente no ponto da alimentação é estimada a partir da temperatura no ponto 1 do secador, descontando-se as perdas até a alimentação, assim:

$$T_{gq} = T_1 - \Delta Z_1 P_T \quad (61)$$

onde:

T_{gq} - temperatura do gás quente na chegada da alimentação ($^{\circ}\text{C}$);

T_1 - temperatura do gás no ponto 1 ($^{\circ}\text{C}$);

ΔZ_1 - comprimento entre a alimentação e o ponto 1 (m).

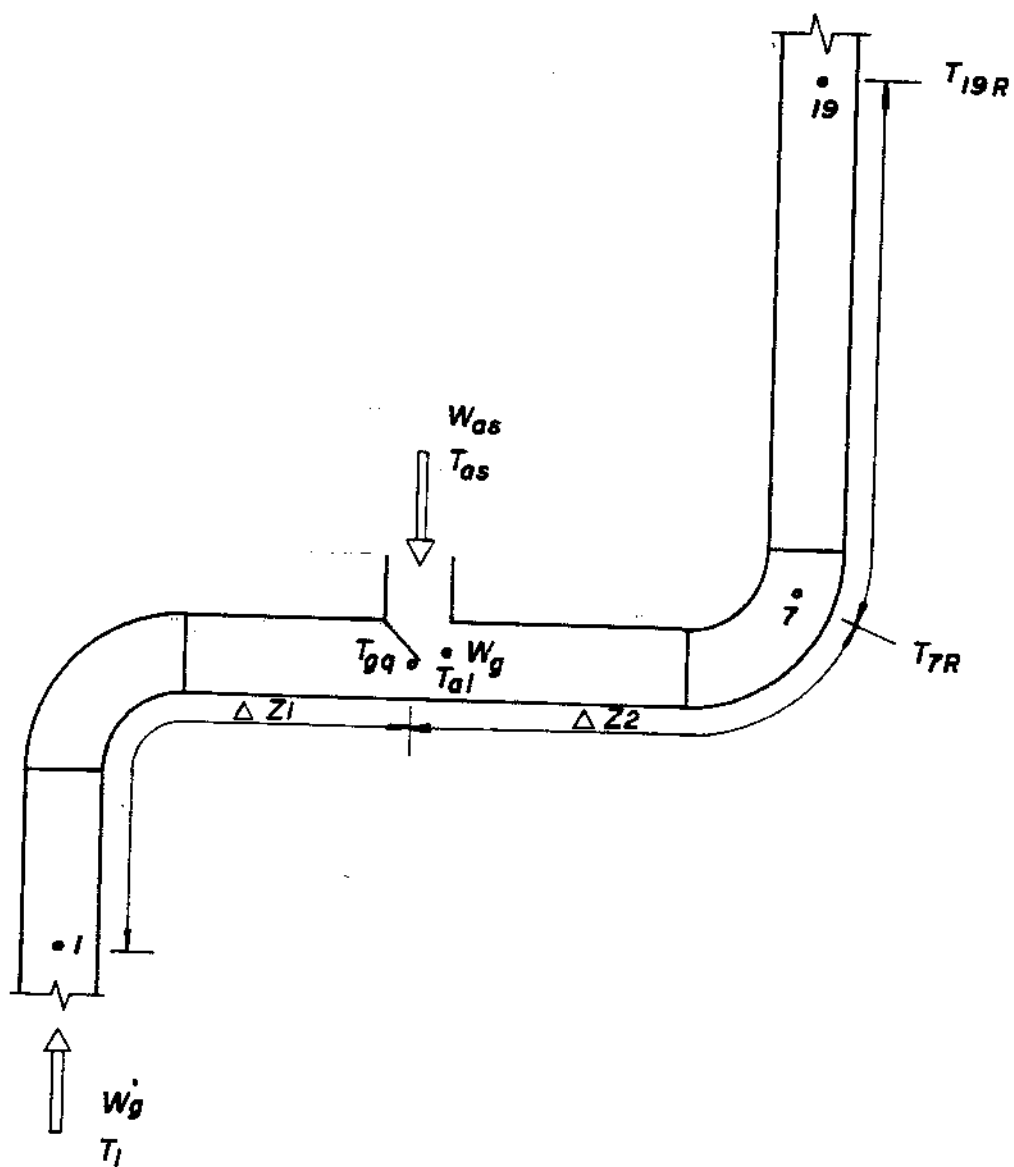


FIGURA 4.15 Detalhe da alimentação do secador pneumático.

Considerando que somente no ponto 7 ocorre a completa mistura do ar quente com o ar ambiente que é arrastado pelo orifício da alimentação devido ao estrangulamento, a estimativa da temperatura do gás neste ponto, é feita a partir da temperatura do ponto 7 acrescido da temperatura perdida neste trecho. Portanto, vem:

$$T_{al} = T_{7R} + \Delta Z_2 P_T \quad (62)$$

onde:

T_{al} - temperatura estimada da mistura dos gases na alimentação, supondo completa mistura neste ponto ($^{\circ}\text{C}$);

ΔZ_2 - comprimento entre a alimentação e o ponto 7 (m).

Pelo balanço de calor e massa, considerando a vazão e a temperatura do gás quente, a temperatura do gás estimada na alimentação e a temperatura do ar ambiente, estima-se a vazão do gás secundário (ar ambiente), pela seguinte equação:

$$W_{as} = W_g' \frac{(T_{gq} - T_{al})}{(T_{al} - T_{amb})} \quad (63)$$

onde:

W_g' - vazão do gás quente (kg/s);

W_{as} - vazão do gás secundário (ar ambiente) (kg/s).

Da soma das duas parcelas, gás quente e gás secundário, obtém-se a vazão total de gás, dada por:

$$W_g = W_g' + W_{as} \quad (64)$$

Os valores do ar secundário estiveram entre 0 e 8,8% em relação à vazão total. Na maior parte dos experimentos foi possível a sua estimativa, verificando-se que os experimentos de maior vazão de gás principal, apresentaram como esperado, maior percentual de gás secundário. Em dois experimentos, não sendo possível a sua estimativa devido aos erros de leitura das temperaturas, considerou-se como sendo igual a zero.

IV.4.4.2 Cálculo do calor perdido

Como é observado na Figura 4.13 a perda de calor através do isolamento não é nula e supondo que as perdas sejam iguais, tanto no escoamento monofásico como bifásico, para as mesmas condições de vazão e temperatura do gás, foi feito o cálculo do calor perdido em cada um dos trechos do secador a partir das diferenças de temperatura do gás entre a entrada e saída de cada trecho, para escoamento monofásico, através da equação 47. Assim:

$$Q_p = W_g C_{p_g} \Delta T \quad (65)$$

onde:

ΔT - diferença de temperatura do gás no trecho considerado ($^{\circ}\text{C}$).

IV.4.4.3 Cálculo dos coeficientes de transferência de calor

A partir dos valores calculados nos itens anteriores e demais dados experimentais, foram calculados os valores dos coeficientes de transferência de calor para os dois trechos do secador, representados respectivamente por ha_1^* e ha_2^* , através da equação 53, que não leva em conta as perdas para o ambiente. Estes parâmetros são utilizados como valores iniciais para o cálculo iterativo do coeficiente ha_1 e ha_2 , através da equação 54, que leva em conta as perdas para o ambiente. Estes dados finais estão registrados no Apêndice L, e foram encontrados através da planilha Q-PRO.

Com o valor da área das partículas por volume de leito ("a") que pode ser avaliado através da equação 12, calcularam-se os coeficientes de transferência de calor gás-partícula (h_2) para o segundo trecho onde a aceleração é nula (item IV.4.3).

Os valores calculados dos coeficientes de transferência de calor por volume de leito estão na Tabela IV.3, e foram obtidos considerando-se o comprimento de entrada como sendo o primeiro trecho, medindo 1,47 m. Estes resultados apontam para uma tendência de coeficientes de transferência de calor ligeiramente maior no segundo trecho. Efetuado o mesmo cálculo para comprimento de entrada igual a 1,27 m verifica-se uma tendência acentuadamente inversa, porém não apresentam diferença significativa em termos de valor, o que implica em resultados muito semelhantes do ponto de vista da simulação da secagem neste tipo de secador.

TABELA IV.3 Valores dos coeficientes de transferência de calor para o secador de transporte pneumático para diversos experimentos.

Experimentos	T_g (°C)	W_g (kg/s)	W_s (kg/s)	ha_1 ($\frac{kcal}{s\ m^2\ ^\circ C}$)	ha_2 ($\frac{kcal}{s\ m^2\ ^\circ C}$)	h_2 ($\frac{kcal}{s\ m^2\ ^\circ C}$)
I	99,2	0,0415	0,00324	0,1344	0,0733	0,0455
II	104,1	0,0449	0,00641	0,1617	0,144	0,0341
III	113,9	0,0561	0,0110	0,1816	0,2802	0,0427
IV	140,7	0,0373	0,01160	0,2095	0,1963	0,0264
V	172,8	0,0377	0,00333	0,0303	0,0485	0,0214
VI	175,8	0,0323	0,00326	0,0233	0,0513	0,0193
VII	174,4	0,0465	0,00605	0,1196	0,1332	0,0499
VIII	179,7	0,0447	0,0110	0,2978	0,2105	0,0347
IX	225,9	0,0637	0,00334	0,0624	0,1916	0,0755
X	223,9	0,0623	0,00653	0,1591	0,2052	0,0624
XI	223,9	0,0624	0,0112	0,2482	0,2701	0,0348

Este resultado parece o inverso do esperado e encontrado por outros autores como Pécora (1985), Faria (1986) e Campanha (1987). Convém ressaltar que este primeiro trecho consta de duas zonas: na primeira, entre a alimentação e o ponto 7, a alimentação e o efeito centrífugo aliado ao tipo de alimentador provoca uma segregação do material, dificultando o contato gás-sólido. Posteriormente, na segunda zona, o sólido mistura-se mais homogeneamente ao mesmo tempo em que está sendo acelerado, e é

possível observar em vários experimentos, como por exemplo o mostrado na Figura 4.5, que entre os pontos 6 e 10, há uma tendência de um esfriamento mais acentuado do gás, para uma razoável diferença de velocidade entre o gás e o sólido, e certamente já ocorre uma melhor dispersão do sólido no fluido. Estes dois fatores combinados com temperaturas elevadas, estimulam coeficientes de transferência de calor por volume de leito elevados, porém a baixa troca de calor na zona inicial resulta em coeficientes globais menores para este primeiro trecho.

Inúmeros modelos na literatura correlacionam os adimensionais Nusselt e Reynolds. Na faixa de Reynolds para o sólido neste trabalho tomou-se para efeito de comparação o modelo proposto por Gorbis (1970) que não leva em conta a influência da concentração, e o de Chukanov (1971) que considera o efeito desta. As duas correlações se aplicam à faixa de valores dos parâmetros experimentais deste trabalho, e são apresentadas a seguir:

Autor	Correlação	Faixa de Aplicação
Gorbis(1970)	$Nu = 0,186 Re_s^{0,82}$	$\beta_v < 3,5 \cdot 10^{-4}$ (66) $30 < Re_s < 480$
Chukhanov(1971)	$Nu = 0,006 Re_s^{0.80} \beta_v^{-0,43}$	$\beta_v < 2,3 \cdot 10^{-3}$ (67) $Re_s < 330$

A Tabela IV.4 indica os valores do Número de Reynolds do

sólido e do Número de Nusselt calculados neste trabalho. A partir dos valores de Reynolds do sólido e da concentração volumétrica, fez-se a substituição nos modelos acima. Comparativamente, os valores de Nusselt deste trabalho, estiveram entre 15 e 53%, em relação aos valores obtidos pelos modelos de Gorbis e de Chukanov, revelando assim, valores baixos de Nusselt, para esta faixa de Reynolds do sólido.

TABELA IV.4 Valores do número de Nusselt calculado neste trabalho e por correlações da literatura em função do número de Reynolds experimentais.

Experimento	Re_s	Nu (deste tra- balho)	Nu (Gorbis)	Nu (Chukanov)
I	90,3	5,36	7,46	10,80
II	114,0	3,02	9,04	8,89
III	186,1	4,20	13,51	10,67
IV	93,2	2,44	7,66	5,81
V	78,7	1,13	6,67	8,96
VI	78,0	1,18	6,62	8,12
VII	108,9	4,15	8,71	9,80
VIII	103,0	2,80	8,32	7,06
IX	166,5	3,21	12,33	16,16
X	205,4	5,08	14,65	15,14
XI	170,2	2,44	12,56	9,93

A Figura 4.15 mostra uma comparação entre o modelo de Gorbis (1970) e os valores de Nusselt obtidos neste trabalho, para borra de café. Nota-se, para os valores experimentais com a borra de café, uma tendência do aumento do número de Nusselt para número de Reynolds mais elevados, apesar da dispersão. No modelo proposto por Chukhanov (1971) o número de Nusselt foi calculado usando os valores do número de Reynolds e concentração volumétrica calculados. Como este modelo depende de dois parâmetros (Re_s e β_v), marcou-se os pontos do modelo teórico e os dados experimentais, na Figura 4.16, para efeito de comparação.

Alguns fatores podem justificar estes resultados:

- 1) existe uma grande sensibilidade do processo iterativo aos valores da perda de pressão no tubo, cujos valores medidos estão sujeitos a erros, e este parâmetro influi no cálculo do fator de atrito sólido-parede, que por sua vez influi no cálculo da velocidade do sólido, consequentemente interfere no valor do Reynolds do sólido;
- 2) o Número de Nusselt depende do valor do diâmetro médio da partícula, e este apresenta variações de até 50 %, consequentemente a área da partícula por volume de leito sofre influência bastante significativa deste parâmetro. No cálculo das variáveis fluidodinâmicas a perda de pressão influi sobre maneira na porosidade do leito, que também interfere na área da partícula, por volume de leito. Portanto ao se calcular os valores do coeficiente de transferência de calor, através do valor de h_a , o termo relativo à área apresenta erros significativos, então o termo h (coeficiente de transferência de calor gás-partícula)

também apresentará erros consideráveis, resultando em valores imprecisos para Nusselt;

3) os valores calculados de h são obtidos a partir de dados experimentais da temperatura do gás com razoável exatidão. Os valores da área real que fica exposta à transferência de calor e massa é menor do que a calculada pelo critério do diâmetro médio, uma vez que este material apresenta elevada umidade superficial na entrada do secador, ocasionando a formação de aglomerados que não se desmancham ao longo do secador, reduzindo a área exposta.

Deve-se observar ainda que a partícula apresenta superfície bastante irregular, o que implica numa área exposta maior do que a obtida pelo critério do diâmetro médio de partícula. Considerando-se estes dois efeitos, prevalece a tendência de uma área de exposição menor, dando assim valores baixos de h , implicando em reduzidos valores para o Número de Nusselt.

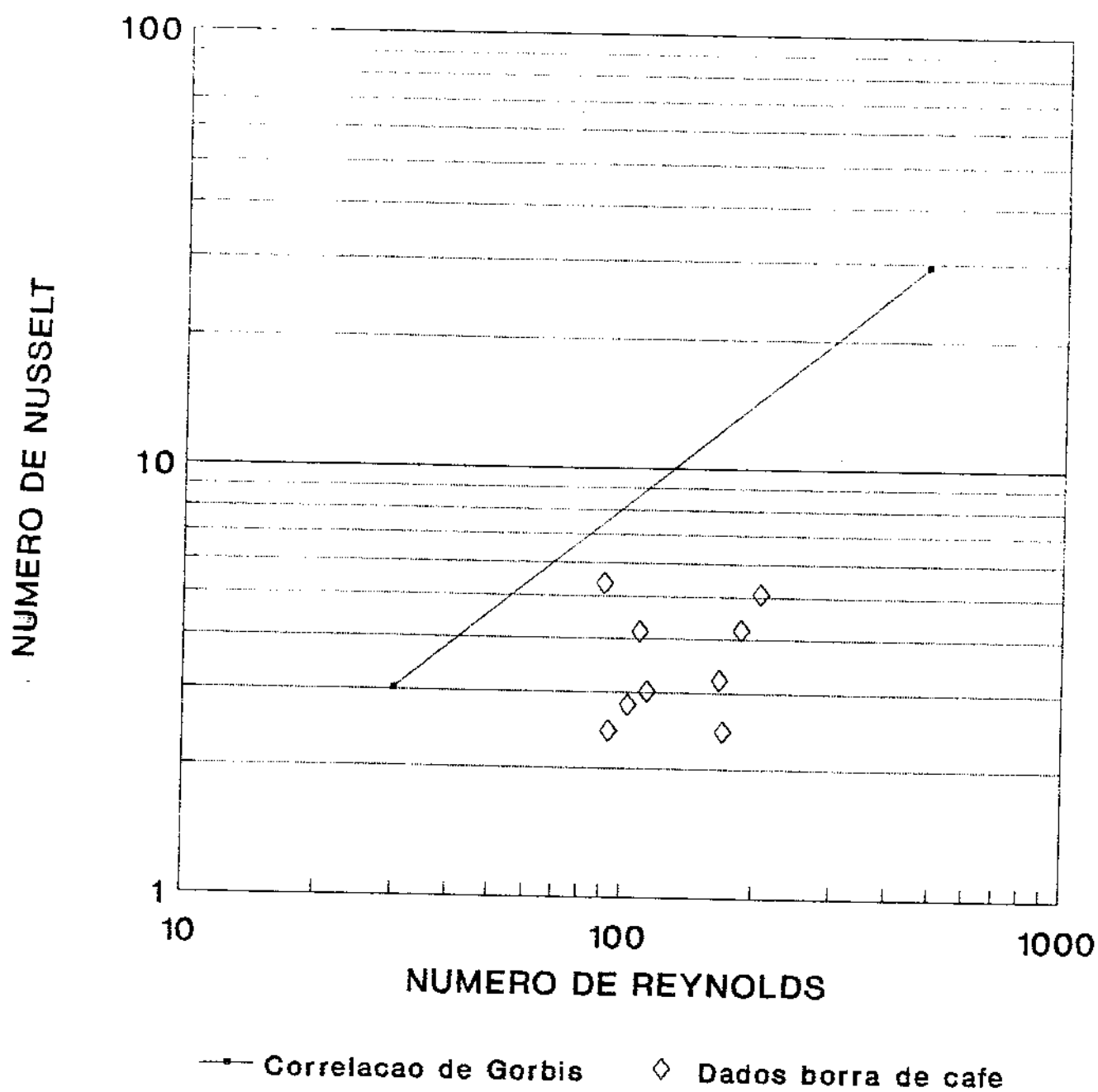


FIGURA 4.15 Comparação entre os valores do número de Nusselt obtidos experimentalmente com o modelo de Gorbis (1970).

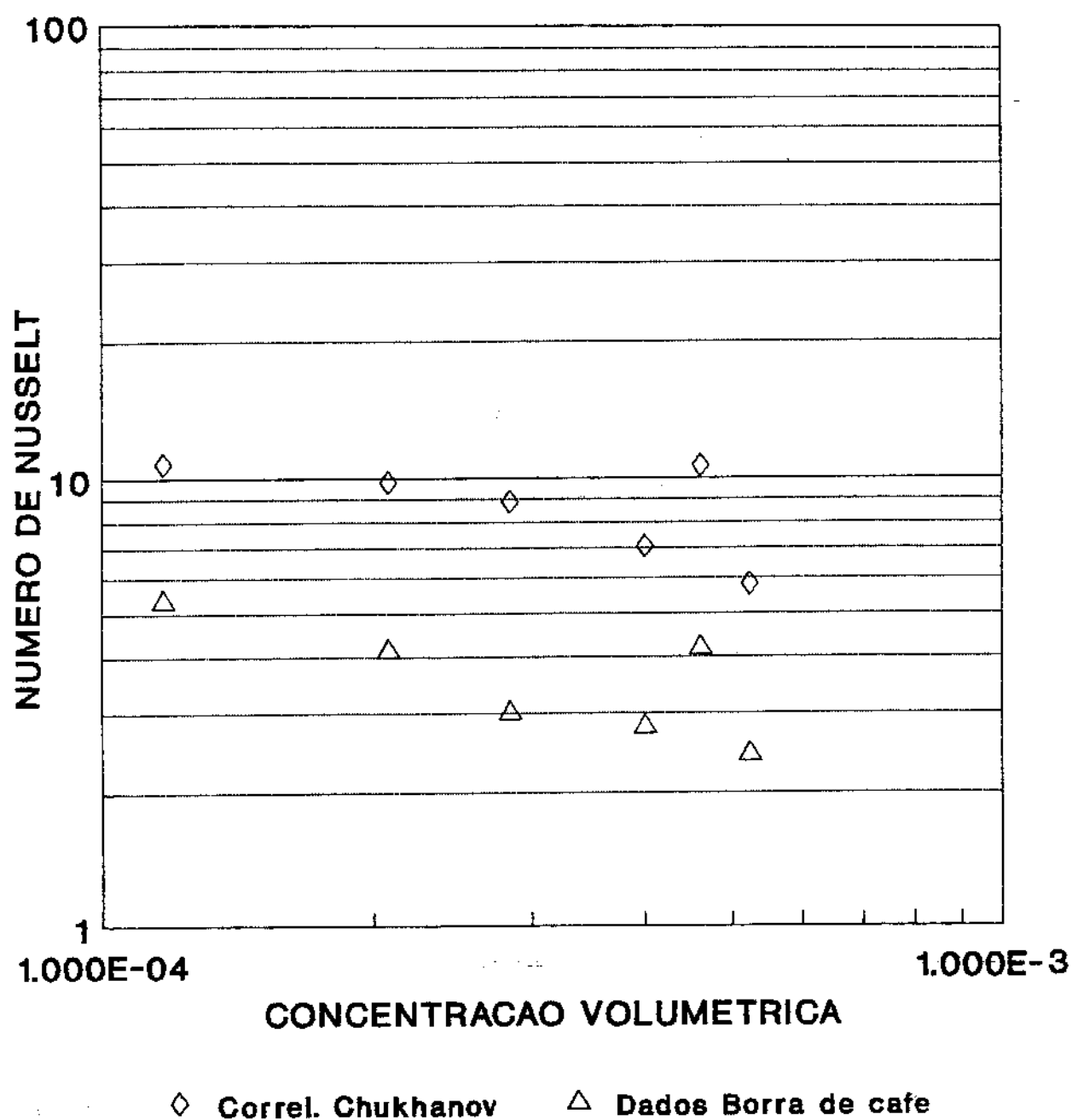


FIGURA 4.16 Comparação entre os valores do número de Nusselt obtidos experimentalmente com os valores calculados pelo modelo de Chukhanov (1971).

IV.5 SIMULAÇÃO DA SECAGEM NO SECADOR TRANSPORTE PNEUMÁTICO

Para verificar o desempenho do secador e a validade dos coeficientes de transferência de calor determinados no item anterior, calculou-se a partir destes os perfis de diferentes variáveis ao longo do secador e compararam-se com os determinados experimentalmente.

Através da simulação (Apêndice M), obteve-se os perfis de temperatura do gás e da unidade adimensional do sólido, desde a alimentação até o final do secador e saída do ciclone. No caso deste equipamento, supos-se somente para efeito de simulação o mesmo valor de ha_2 utilizado para o secador pneumático, considerando-o como um tubo de seção constante e isolado termicamente.

A simulação de um perfil de temperatura, comparado com o perfil de temperatura experimental pode ser visto nas Figuras 4.17 e 4.18, para os Experimentos V e X, respectivamente. Há uma coincidência bastante grande entre estas duas curvas, sendo que os valores simulados se encontram dentro da faixa de erro da temperatura experimental. Desta forma pode-se constatar que os valores dos coeficientes de transferência de calor globais por volume de leito nos dois trechos, estão muito próximos do valor real, e simularam bem os perfis de temperatura experimental.

A Figura 4.19 apresenta as curvas características das unidades adimensionais experimental e simulada. Na maioria dos experimentos verificou-se um elevado desvio padrão, nos valores da

Experimento V

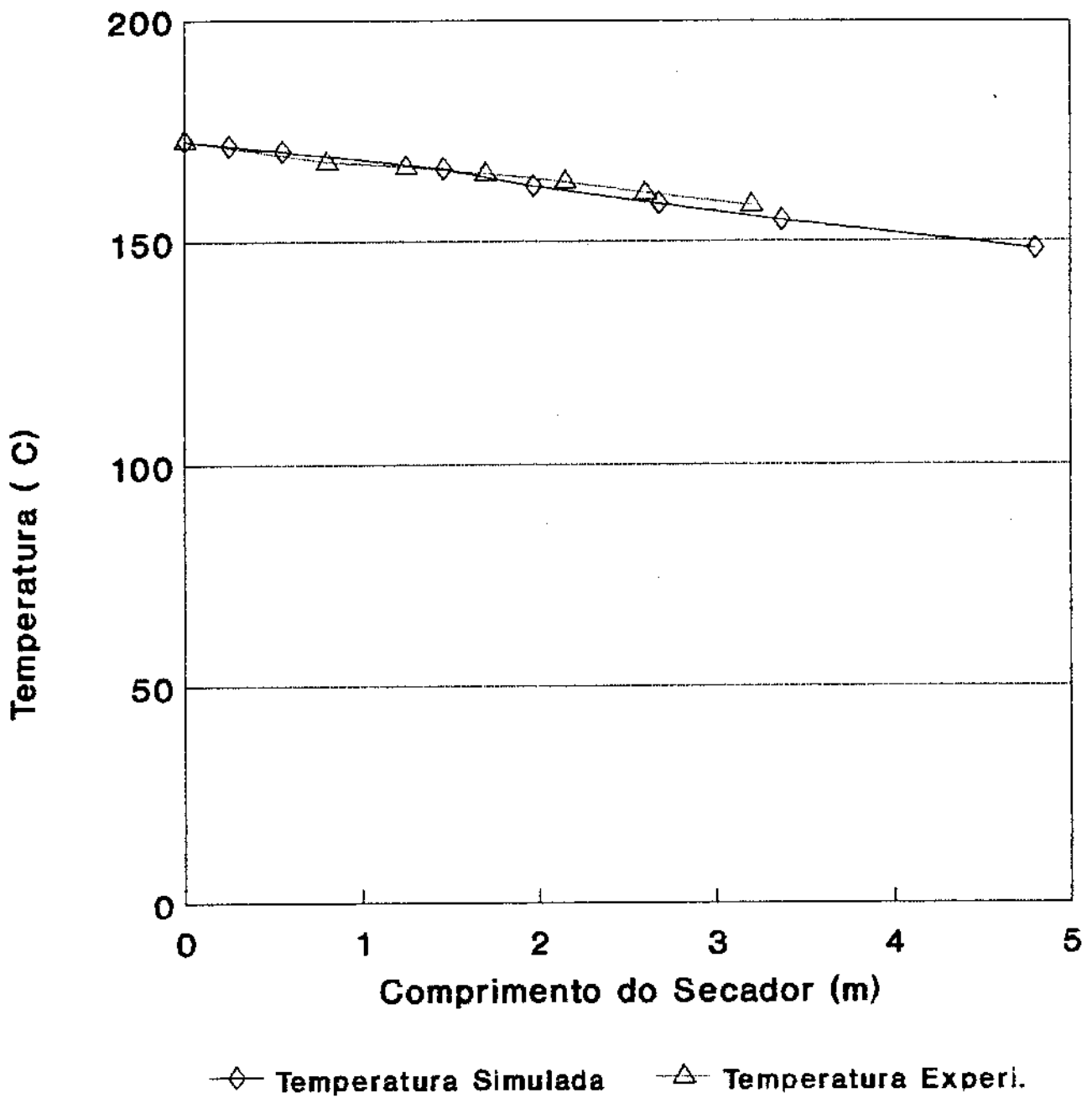


FIGURA 4.17 Valores de temperatura do gás experimentais e simulados.

Ex. V: $W_g = 0,0377 \text{ kg/s}$; $W_s = 0,00333 \text{ kg/s}$; $T_o = 172,8 \text{ } ^\circ\text{C}$; $X_o = 1,3600 \text{ BS}$.

Experimento X

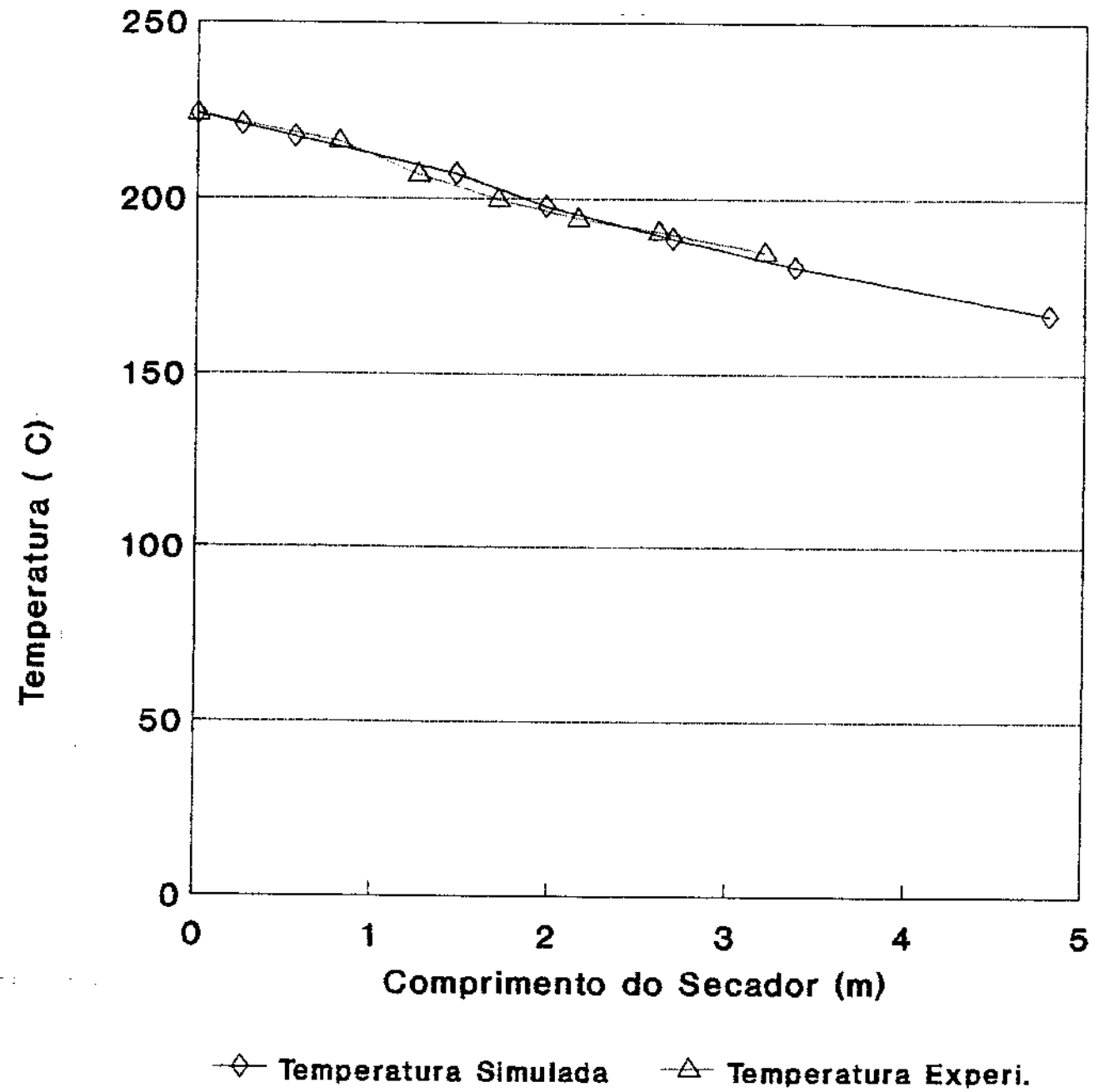
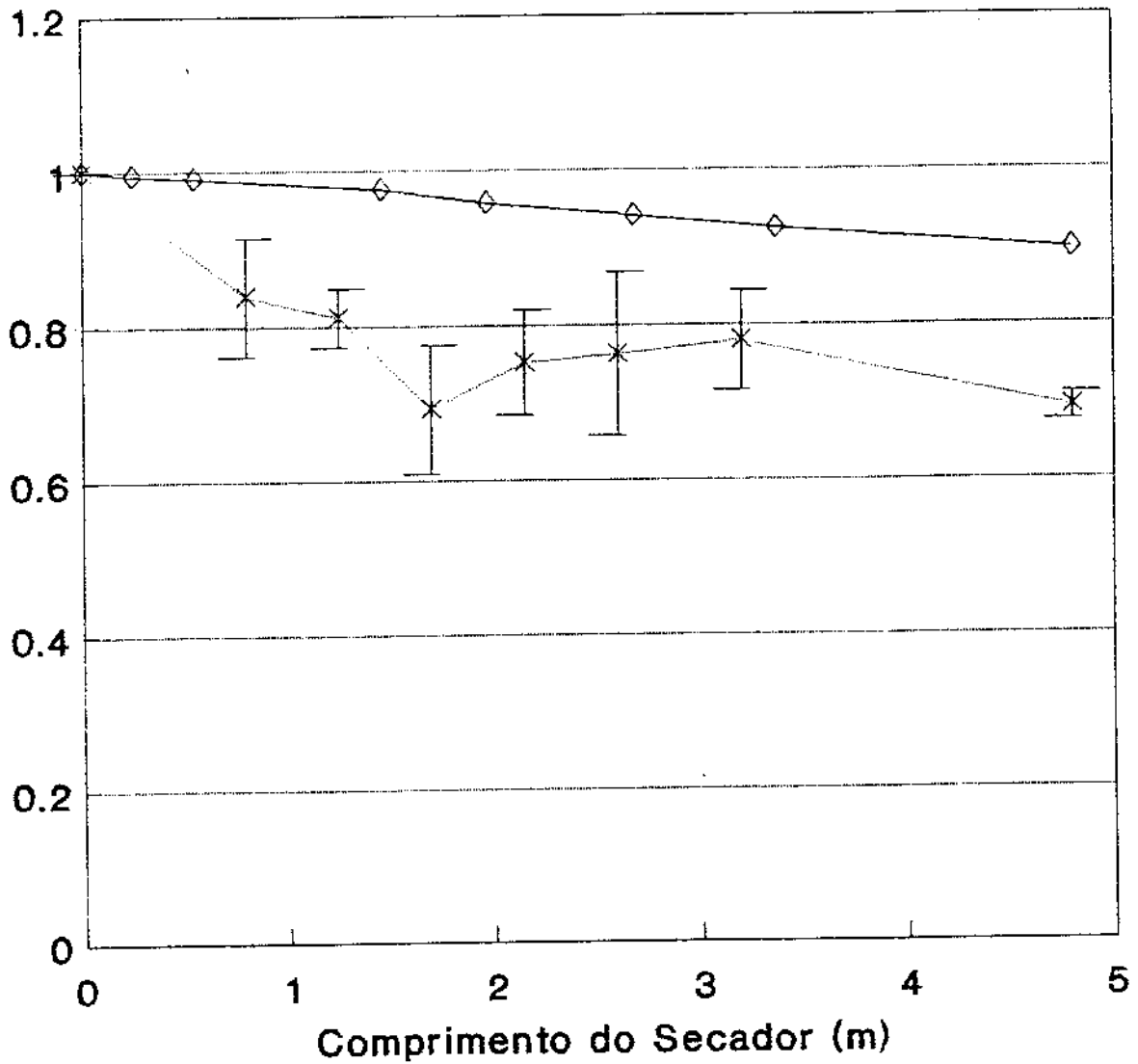


FIGURA 4.18 Valores de temperatura do gás experimentais e simulados.

Ex.X: $W_g=0,0377 \text{ kg/s}$; $W_s=0,00333 \text{ kg/s}$; $T_o=172,8 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o=1,3600 \text{ BS}$.

Experimento V



┤ Valor Máximo ┤ Valor Mínimo
 -x- Valor Médio -◇- Valor Simulado

FIGURA 4.19 Valores da umidade adimensional do sólido experimental e simulada.

Ex. V: $W_g = 0,0377 \text{ kg/s}$; $W_e = 0,00333 \text{ kg/s}$; $T_o = 172,8^\circ\text{C}$; $X_o = 1,3600 \text{ BS}$.

umidade adimensional do sólido, independente das posições dos pontos de amostragem. A maior parte dos pontos apresentou valores de desvio abaixo de 15%, sendo que o caso excepcional atingiu um desvio de 26%. Quando são comparados os dois perfis ao longo do secador verifica-se em todos os experimentos, valores bastante diferenciados entre a umidade adimensional e a simulada, a excessão ocorre para o Experimento VIII onde o valor simulado se aproxima dos valores máximos experimentais. Esta diferença pode ser justificada pela excessiva secagem a que a amostra é submetida no instante da sua retirada do secador. Outro fator que reduz a umidade é o fato de que o material de menor dimensão está mais seco e portanto mais leve, em relação às partículas maiores, e portanto na fase de aceleração a que estão submetidos no início do secador, tendem a ser expulsos pelo gás com maior facilidade.

Verifica-se que ao final do secador pneumático ($L=3,2$ m), apesar de ocorrer uma aproximação entre os valores de umidade, há ainda uma significativa diferença entre as umidades adimensionais experimentais e simuladas para a maioria dos experimentos. Já para os experimentos IX, X e XI que apresentam temperatura ao redor de 224°C , e maior vazão de gás em relação aos outros experimentos, estes valores se aproximam bastante, particularmente a partir de aproximadamente 2 m de comprimento, como é mostrado na Figura 4.20. Aparentemente fatores combinados parecem contribuir para esta situação. Alta velocidade do gás, acarretando um menor tempo de amostragem, além do que, no último ponto do trecho vertical retira-se um material mais homogêneo, em relação ao início do secador, em função do escoamento plenamente

Experimento X

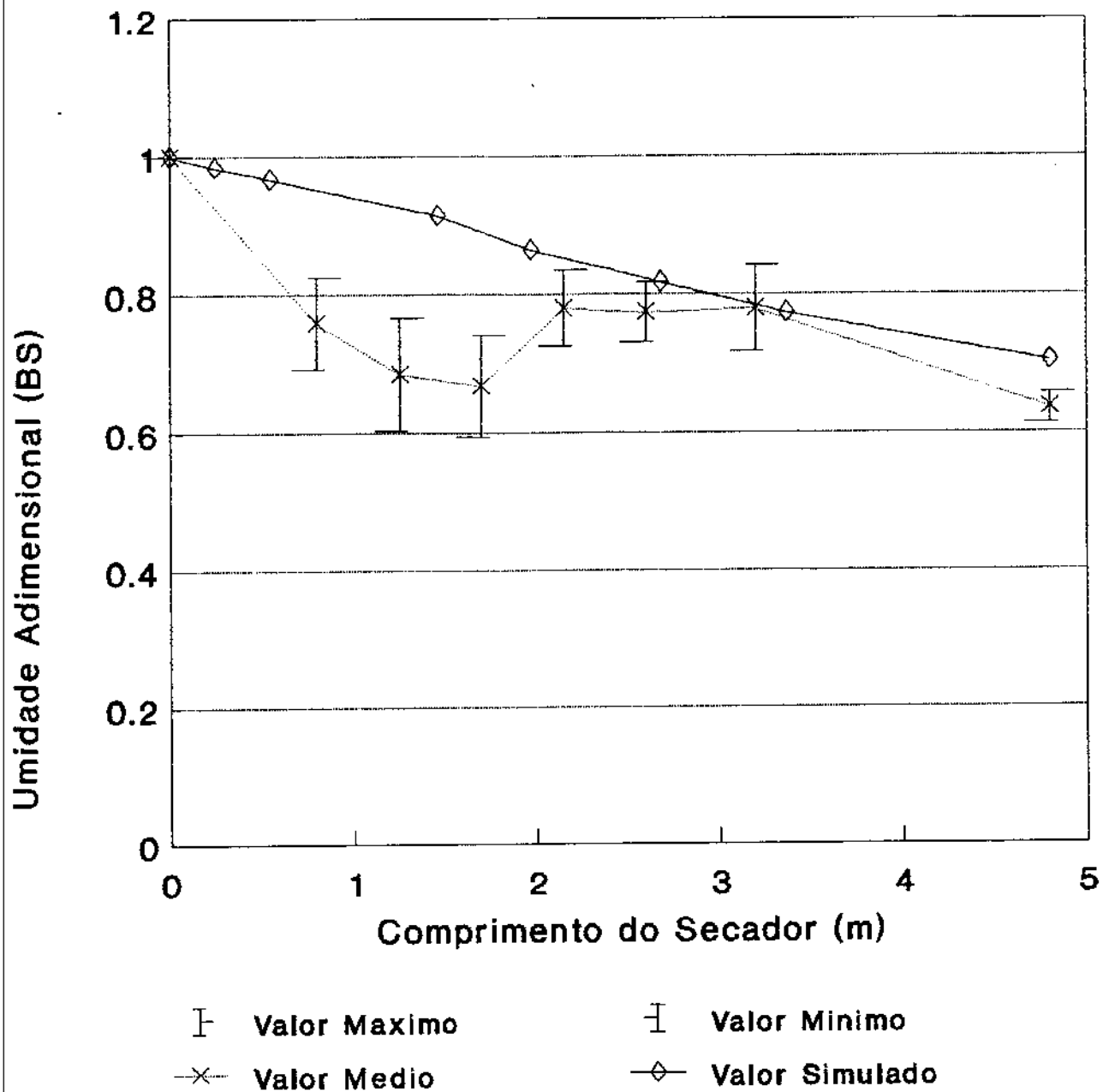


FIGURA 4.20 Valores da umidade adimensional do sólido experimental e simulada.

Ex.X: $W_g=0,0623 \text{ kg/s}$; $W_s=0,00653 \text{ kg/s}$; $T_o=223,9 \text{ }^\circ\text{C}$; $X_o=1,2151 \text{ BS}$.

desenvolvido, e as partículas apresentarem velocidade constante.

Este método de amostragem revelou-se, para a borra de café, nas condições experimentais aqui apresentadas, insuficiente para a obtenção de resultados de umidade de sólido razoáveis do ponto de vista do balanço de massa, pelos motivos acima expostos.

Outro aspecto importante é que a simulação da umidade é estabelecida até o comprimento de 4,8 m, quando o equipamento, na realidade possui uma expansão de diâmetro por volta de 3,87 m, em seguida uma curva, trecho horizontal de 1 m sem isolamento e ciclone também sem isolamento. Portanto estes resultados finais devem ser analisados levando-se em conta estas observações.

Entretanto, a umidade experimentalmente medida na saída do ciclone não está sujeita aos erros de medida anteriormente discutidos, sendo sempre menor que o simulado, o que indica uma certa taxa de secagem no ciclone, que poderia ser calculada como a diferença entre a umidade final calculada no pneumático e a experimental medida no ciclone.

Silva e Nebra (1990) estudando a secagem da borra de café em ciclone, observaram perda de umidade de $9,4 \times 10^{-4}$ kg água/s para condições experimentais que se assemelham às condições do Experimento VII deste trabalho, em termos de temperatura do gás e vazão de sólido, enquanto que a vazão de gás é o dobro para o experimento de Silva e Nebra, sendo que o ciclone dos autores acima e deste trabalho, apresentam respectivamente volumes

aproximados de 84 e 60 litros, porém com dimensões e configuração bastante diversa.

No caso do Experimento VII, a diferença entre o valor simulado da umidade do sólido, para comprimento $Z = 3,37$ m e a umidade na saída do ciclone corresponde a uma perda de água de $4,4 \times 10^{-4}$ kg água/s.

Pode-se assim, justificar esta redução de umidade devido a um coeficiente de transferência de calor específico para as condições de operação e projeto do ciclone, diferente do observado no secador pneumático.

CAPÍTULO V

V.1 INTRODUÇÃO

Este capítulo visa, a partir dos dados obtidos nos capítulos III e IV, projetar diversos sistemas de secagem de borra para diferentes níveis de produção existentes ou utilizados com frequência na indústria.

Fez-se inicialmente o dimensionamento dos secadores de leito fluidizado e transporte pneumático, para posteriormente se efetuar uma avaliação econômica e energética dos sistemas propostos considerando-se a aquisição de uma caldeira mista ou a adaptação de uma caldeira a óleo para mista. O gás para a secagem é o próprio gás produzido pela queima do combustível na caldeira.

V.2 SISTEMAS DE SECAGEM

Foram projetados vários sistemas de secagem com capacidade de 1 ton/h e 5 ton/h de borra de café com 85% de umidade b.u.. Nesta condição, o material é de difícil manuseio, tornando-se necessária a prensagem da borra para redução da umidade inicial a valores de até 55% b.u., antes da secagem. Para utilização como combustível, o material deve ser seco a pelo menos 25% de umidade e não menos que 15%, conforme Nogueira e Flores (1987), para evitar a pré-ignição espontânea. Na Figura 5.1 estão representados os diversos sistemas considerados, onde foram

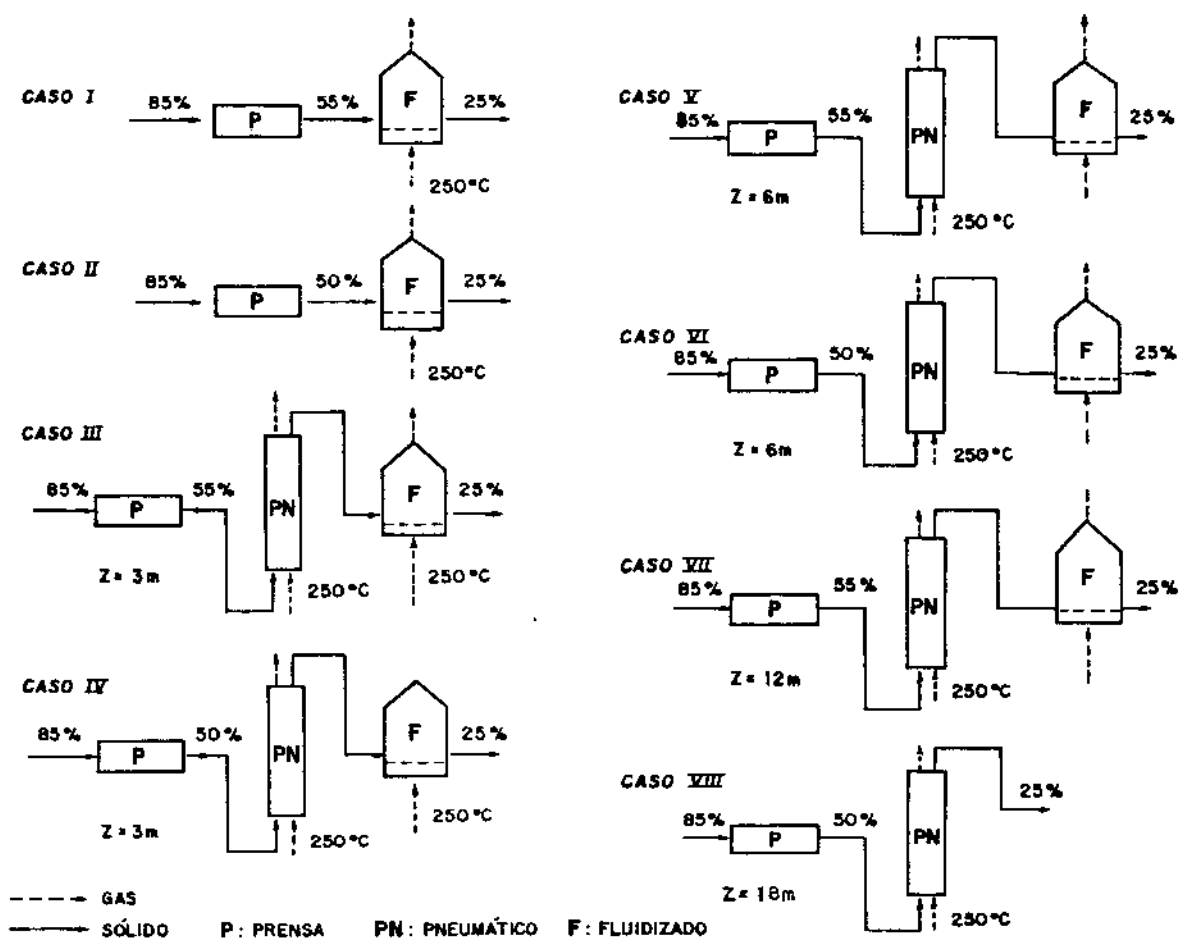


FIGURA 5.1 Sistemas de Secagem.

adotadas as seguintes condições de processo:

- a) umidade do material no início do processo de 85% b.u.;
- b) umidade de saída da prensa de 50 ou 55% b.u.;
- c) umidade final da borra após os secadores igual a 25% b.u.;
- d) temperatura do gás de secagem igual a 250°C e umidade de 0,1 kg água/kg de ar seco.

A umidade do gás, bem como o balanço de massa e de entalpia para a caldeira estão detalhados no Apêndice O.

Nos casos I e II foi considerado somente um secador de leito fluidizado, e no caso VIII só o secador pneumático. Combinações dos dois tipos de secadores foram analisadas nos casos III a VII, com variação da área do secador leito fluidizado e do comprimento do secador pneumático. O caso IX apresenta uma alternativa à secagem com secadores, constituída somente pela prensagem como forma de redução de umidade.

V.3 DIMENSIONAMENTO DO SECADOR POR TRANSPORTE PNEUMÁTICO

V.3.1 Cálculo do diâmetro do tubo

Nos diversos experimentos realizados, a relação entre as vazões mássicas gás-sólido esteve entre 3,21 e 19,07. Para efeito de projeto, considerou-se para esta razão (γ) um valor igual a 5. Portanto, a vazão de gás resulta em:

$$W_g = \gamma W_s \quad (68)$$

onde:

$$W_s = W_{ss} (1 + X') \quad (69)$$

A vazão volumétrica do gás é dada por:

$$V_g = W_g / \rho_g \quad (70)$$

sendo considerada a densidade do gás na temperatura de 250 °C.

A velocidade considerada para o gás foi de 15 m/s, de acordo com a faixa de valor recomendado. Assim, o diâmetro do tubo foi calculado por:

$$D = \left[\frac{V_g}{v_g} \frac{4}{\pi} \right]^{1/2} \quad (71)$$

V.3.2 Cálculo da umidade final do sólido

A equação 72 obtida pelo rearranjo da equação 41, permite o cálculo da temperatura do gás de saída, necessária para determinar a redução de umidade do sólido. Para este cálculo foi feita a seguinte consideração:

- para relação mássica gás/sólido igual a 5,57,

temperatura do gás 223,9 °C e velocidade do gás de 18,6 m/s, no segundo trecho do secador obteve-se o coeficiente de transferência de calor por volume de leito igual a 0,270 kcal/s m³ °C, para efeito de cálculo será considerado uma margem de 10% a mais, portanto um coeficiente de 0,292 kcal/s m³ °C. Esta consideração leva em conta o efeito de secagem realizada pelo ciclone, conforme discutido no capítulo IV. Apesar de não ter sido calculado o coeficiente de transferência de calor específico para o ciclone, e este depender das suas dimensões, este percentual adotado é um valor certamente razoável.

$$T_{g2} = (T_{g1} - T_s) e^{\frac{-h_a A L}{W_g C_{p_g}}} + T_s \quad (72)$$

Com o valor da temperatura de saída do gás, calculou-se a redução de umidade, obtida a partir da equação:

$$\Delta X = \frac{W_g C_{p_g} (T_{g1} - T_{g2}) - W_{ss} C_{p_{ss}} (T_{bu} - T_{s1})}{W_{ss} \lambda_{rev}} \quad (73)$$

onde:

ΔX = diferença entre a umidade inicial e final do sólido, em b.s..

Consequentemente, a umidade na saída foi:

$$X_2 = X_1 - \Delta X \quad (74)$$

Na Tabela V.1 estão registrados os resultados do cálculo dos parâmetros obtidos para as duas condições de vazão de sólido, considerando-se vários comprimentos para o secador pneumático.

TABELA V.1 Parâmetros obtidos no cálculo do secador pneumático.

CASOS:	III	IV	V	VI	VII	VIII
W_g (kg/h)	1665	1500	1665	1500	1665	1500
W_s (kg/h)	333	300	333	300	333	300
D (m)	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
W_g (kg/h)	8333	7500	8333	7500	8333	7500
W_s (kg/h)	1666	1500	1666	1500	1666	1500
D (m)	0,59	0,59	0,59	0,59	0,59	0,59
X_o (b.s.)	1,22	1,00	1,22	1,00	1,22	1,00
L (m)	3	3	6	6	12	18
T_{gz} (°C)	190,7	190,7	150,4	150,4	104,3	84,1
λ (kcal/kg)	601,1	601,1	591,1	591,1	575,8	568,2
ΔX (b.s.)	0,222	0,196	0,412	0,366	0,640	0,667
X_2 (b.s.)	0,998	0,804	0,808	0,634	0,580	0,333

V.3.3 Cálculo da pressão e seleção dos ventiladores

A equação 75 estabelece a perda de carga por metro no tubo vertical para o transporte pneumático.

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = g[\rho_g \epsilon + (1-\epsilon)\rho_s] + \frac{2 W_g^2 f_g}{D A^2 \rho_g \epsilon} + \frac{2 W_s^2 f_s}{D A^2 (1-\epsilon) \rho_s} \quad (75)$$

Para este cálculo, levou-se em conta as considerações abaixo relacionadas:

- 1) O fator de atrito gás-parede considerado foi de 0,00625, próximo ao valor dado pela correlação de Moody e próximo à média dos valores obtidos experimentalmente.
- 2) O fator de atrito sólido-parede adotado foi de 0,035, que é o valor máximo para velocidade de sólido por volta de 5 m/s. Neste projeto a velocidade do sólido foi quase o dobro, implicando portanto num valor superestimado, do valor do fator de atrito adotado. Na literatura, outras correlações apontam para valores inferiores do fator de atrito, para esta velocidade do sólido.
- 3) O valor da porosidade foi calculado através de um processo iterativo elaborado conforme a sequência abaixo. Primeiramente adotou-se um valor inicial de velocidade do sólido e obteve-se através da equação 31 a porosidade. Este parâmetro foi usado na equação 38, obtendo-se o valor do coeficiente de arraste. Desta forma verificou-se a velocidade adotada na equação 40. Repetiu-se o processo sucessivamente até as velocidades se aproximarem a uma diferença menor que 0,1 m/s, entre dois valores sucessivos. Na Tabela V.2 estão os valores finais destas variáveis para as duas vazões de projeto, considerando-se a maior vazão mássica de sólido com umidade de 55% b.u..

TABELA V.2 Velocidade do sólido e porosidade para as vazões de sólido.

W_s (kg/h)	1000	5000
v_s (m/s)	8,3	9,3
ε	0.999782	0,999822

4) A Figura 5.2 ilustra esquematicamente a montagem do tubo, curvas e estrangulamento com alimentação. A montagem da tubulação para os casos de III a VI contém as curvas de 1 a 3 e para os casos VII e VIII, as curvas de 1 a 4. Anterior à curva 1 foram consideradas mais duas curvas. Todos os acessórios foram considerados nos cálculos através do critério do comprimento equivalente. O estrangulamento foi considerado pela relação L/D , onde L representa o comprimento equivalente e D o diâmetro do tubo, que é apresentada por Menegalli (1982). Foi levado em conta a montagem de uma possível redução de diâmetro e de uma válvula borboleta.

Os resultados da perda de pressão parcial e total no transporte pneumático são apresentados na Tabela V.3.

Na Tabela V.4 estão os dados para a escolha dos ventiladores centrífugos para os secadores pneumáticos.

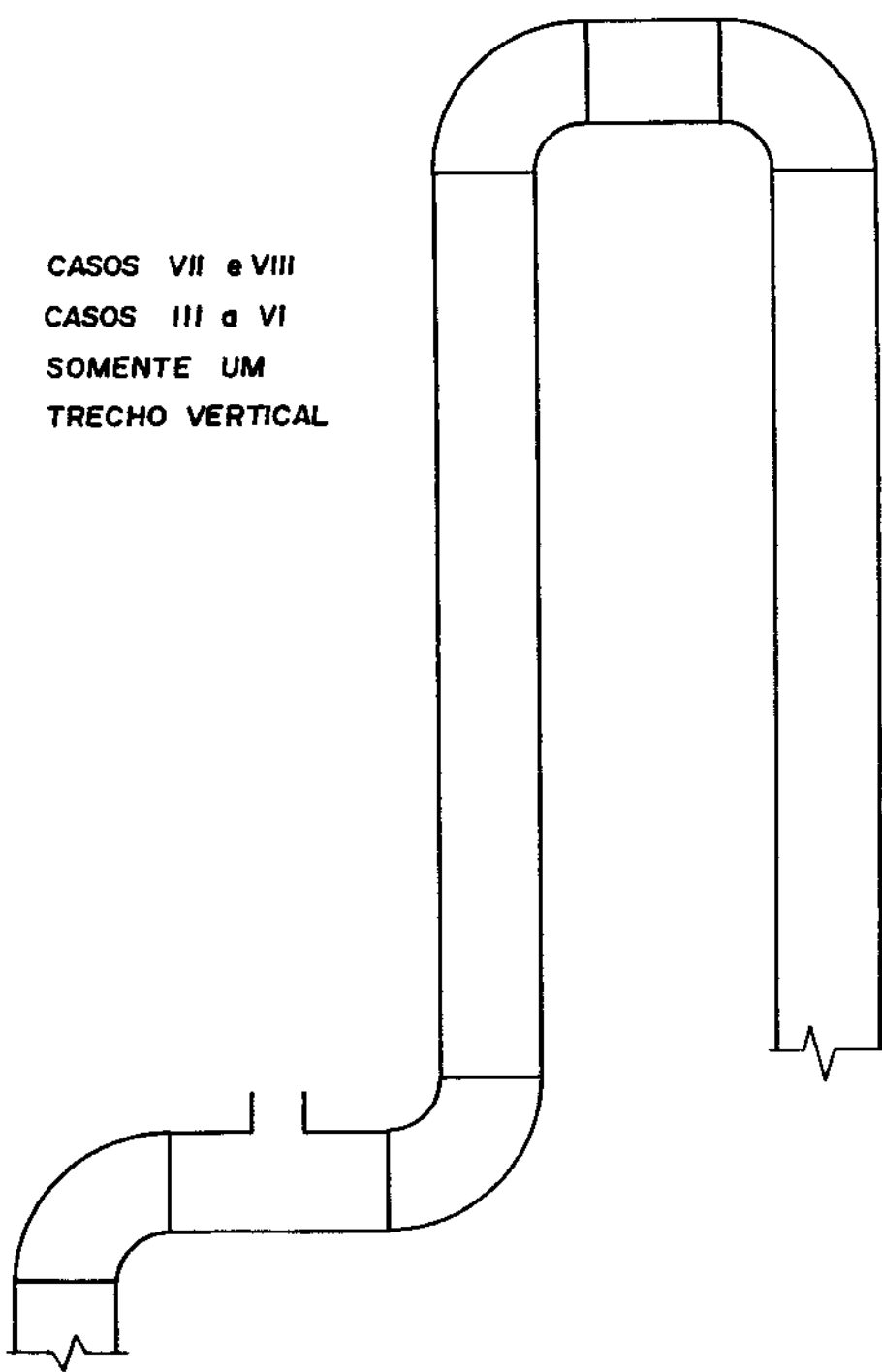


FIGURA 5.2 Montagem esquemática do secador pneumático.

TABELA V.3 Valores da perda de pressão parcial e total no transporte pneumático.

CASO	W_g (kg/h)	W_s (kg/h)	D (m)	L(m) (m)	$\Delta P(c/c)^*$ (N/m ²)	$\Delta P(s/c)^{**}$ (N/m ²)	ΔP_t (N/m ²)
IIIA	1665	333	0,25	3	298,5	897,6	1196
IVA	1500	300	0,25	3	265,5	809,2	1075
VA	1665	333	0,25	6	358,2	897,6	1256
VIA	1500	300	0,25	6	318,6	809,2	1128
VIIA	1665	333	0,25	12	597,0	897,6	1495
VIIIA	1500	300	0,25	18	637,2	809,2	1447
IIIB	8335	1667	0,59	3	427,0	1179,8	1607
IVB	7500	1500	0,59	3	399,0	1124,3	1523
VB	8335	1667	0,59	6	463,6	1179,8	1643
VIB	7500	1500	0,59	6	433,2	1124,3	1558
VIIB	8335	1667	0,59	12	732,0	1179,8	1912
VIIIB	7500	1500	0,59	18	752,4	1124,3	1877

* Perda de pressão no trecho após a alimentação.

** Perda de pressão no trecho anterior a alimentação, considerando inclusive o estrangulamento.

TABELA V.4 Especificação dos ventiladores centrífugos para o secador pneumático.

CASOS	V (m ³ /h)	ΔP_t (mm.c.a.)	Tipo ventilador	rpm	η (%)	Potência (HP)
IA	----	---	-----	----	--	---
IIA	----	---	-----	----	--	---
IIIA	2686	120	522/450	2450	78	1,9
IVA	2420	108	522/450	2300	78	1,5
VA	2686	126	522/450	2470	78	1,9
VIA	2420	113	522/450	2350	79	1,6
VIIA	2686	150	522/450	2750	79	2,4
VIIIA	2420	145	522/450	2400	79	1,9
IB	-----	---	-----	----	--	----
IIB	-----	---	-----	----	--	----
IIIB	13440	161	522/900	1450	77	13,3
IVB	12097	152	522/900	1350	78	11,2
VB	13440	164	522/900	1450	77	13,3
VIB	12097	156	522/900	1350	78	11,2
VIIB	13440	191	522/900	1550	78	14,9
VIIIB	12097	188	522/900	1500	79	13,0

V.4 DIMENSIONAMENTO DO SECADOR LEITO FLUIDIZADO

O procedimento abaixo descrito foi seguido para cada caso da Figura 5.1, considerando-se as duas vazões de sólido.

A área do leito fluidizado foi calculada através do balanço de energia térmica para o secador, (Kunii, 1969):

$$A_l = \frac{W_{ss} [(X_1 - X_2) (\lambda_{t_{bu}} + C_{p_g} (T_{bu} - T_{s1}) + C_{p_{ss}} (T_{bu} - T_{s1}))]}{v_g C_{p_g} (T_{g1} - T_{g2}) \rho_g} \quad (76)$$

A velocidade do gás foi fixada em função da velocidade mínima de fluidização, como sendo o valor mínimo recomendado de $v = 2 v_{mf}$. Neste caso, para unidade por volta de 1,22 b.s. a velocidade mínima de fluidização foi igual a 0,7 m/s, portanto a velocidade do gás foi de 1,4 m/s. A vazão mássica de gás resultou:

$$W_g = \rho_g v_g A_l \quad (77)$$

Para o cálculo da altura de sólido no leito fluidizado deve-se supor uma certa distribuição do tempo de residência para o sólido. Nesta situação, foi considerado o caso do escoamento tipo "pistão".

Do escoamento pistão, pode-se esperar um equipamento de secção retangular. Como o sólido seca a taxa constante e a

temperatura do gás de entrada (T_{g1}) é constante em toda a secção, consequentemente o será na saída. Portanto, desprezando-se o aquecimento do sólido, o balanço de energia térmica para o sólido se reduz a:

$$L_f = \frac{-W_g C_{p_g}}{h_a A_l} \ln \left[\frac{T_{g2} - T_{bu}}{T_{g1} - T_{bu}} \right] \quad (78)$$

A massa de borra no leito pode calcular-se como:

$$M = \rho_s (1 - \epsilon_f) A_l L_f \quad (79)$$

onde:

M - massa de borra no leito (kg).

O tempo de residência médio resulta:

$$\tau = 60 M / W_{ss} \quad (80)$$

onde:

τ - tempo de residência médio, min.

No projeto dos secadores fluidizados, foram fixados os valores para as variáveis relativas ao sólido e ao gás, na entrada e na saída do equipamento, bem como os parâmetros e propriedades necessárias aos cálculos. Assim, tem-se: $v_g = 1,4$ m/s; $T_{bu} = 64,4$

$^{\circ}\text{C}$; $T_{g1} = 250^{\circ}\text{C}$; $Cp_s = 0,70 \text{ kcal/kg } ^{\circ}\text{C}$; $Cp_g = 0,245 \text{ kcal/kg } ^{\circ}\text{C}$; $\lambda = 560,7 \text{ kcal/kg}$; $ha = 1,36 \cdot 10^4 \text{ kcal/h m}^3 ^{\circ}\text{C}$; $T_{s1} = 25^{\circ}\text{C}$ e $\epsilon_f = 0,80$.

A Tabela V.5 apresenta os dados do dimensionamento dos secadores de leito fluidizado para os diversos casos.

TABELA V.5 Parâmetros obtidos para o leito fluidizado.

Caso	$X_1(\text{b.s.})$	$A_L(\text{m}^2)$	$V_g(\text{m}^3/\text{h})$	$W_g(\text{kg/h})$	$M(\text{kg})$	$\tau(\text{min})$	$L(\text{m})$
IA	1,222	0,73	3678	2280	8,94	3,6	0,06
IIA	1,000	0,55	2772	1718	6,73	2,7	0,06
IIIA	0,998	0,55	2772	1718	6,73	2,7	0,06
IVA	0,804	0,39	1966	1219	4,77	1,9	0,06
VA	0,808	0,39	1966	1219	4,77	1,9	0,06
VIA	0,634	0,25	1260	781	3,06	1,2	0,06
VIIA	0,580	0,21	1058	656	2,57	1,0	0,09
IB	1,222	3,65	18396	11406	44,68	17,87	0,06
IIB	1,000	2,75	13860	8593	33,66	13,46	0,06
IIIB	0,998	2,75	13810	8562	33,66	13,46	0,06
IVB	0,804	1,94	9778	6062	23,75	9,50	0,06
VB	0,808	1,96	9878	6125	23,99	9,60	0,06
VIB	0,634	1,25	6300	3906	15,30	6,12	0,06
VIIB	0,580	1,03	5191	3219	12,60	5,04	0,06

V.4.1 Cálculo da pressão e seleção dos ventiladores para leito fluidizado

Para a estimativa da perda de pressão ocasionada pelo leito e o distribuidor de gás, Kunii (1969) recomenda para leitos industriais, uma perda de pressão de 0,35 m.c.a. como um valor mínimo para a placa distribuidora. No caso, foi considerada uma perda de 0,25 m.c.a. para a placa e o leito de 0,15 m.c.a. para as perdas de carga na tubulação, válvula, etc.. A recomendação de Kunii (1969), refere-se a leitos que apresentam alguns metros de altura, o que não é o caso.

Como foi considerada a temperatura do gás 250 °C, fez-se necessária a correção da pressão em função da densidade. Isto foi feito, multiplicando-se a pressão por $1,20 / 0,62$, sendo respectivamente, a densidade do gás a temperatura ambiente e à temperatura de projeto.

Para as condições de pressão e vazão de gás, escolheu-se em catálogo do fabricante, os ventiladores centrífugos adequados. Da curva característica do fabricante, obteve-se as informações relativas a: rotação por minuto, rendimento e potência. Na escolha do modelo procurou-se a opção de maior rendimento. A potência foi corrigida pelo fator $0,62 / 1,20$ obtendo-se a potência consumida. A este valor, acrescentou-se um fator de segurança de 20%.

A Tabela V.6 apresenta a especificação dos ventiladores centrífugos escolhidos para os casos estudados.

TABELA V.6 Especificação dos ventiladores centrífugos para secador leito fluidizado.

CASOS	V_g (m ³ /h)	ΔP_t (mm.c.a.)	Tipo ventilador	rpm	η (%)	Potência (HP)
IA	3678	400	602/630	2900	84	7,8
IIA	2772	400	602/560	3200	85	5,6
IIIA	2772	400	602/560	3200	85	5,6
IVA	1966	400	602/450	4100	83	3,7
VA	1966	400	602/450	4100	83	3,7
VIA	1260	400	602/400	4500	85	2,6
VIIA	1058	400	602/400	4500	82	2,4
IB	18396	400	602/1400	1500	84	36,6
IIB	13860	400	602/1250	1400	85	27,9
IIIB	13810	400	602/1250	1400	85	27,9
IVB	9778	400	602/1120	1600	85	19,9
VB	9878	400	602/1120	1600	85	19,9
VIB	6300	400	602/900	2000	85	12,4
VIIB	5191	400	602/800	2300	85	10,5

V.5 BALANÇO ENERGÉTICO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DOS SISTEMAS DE SECAGEM E COMBUSTÃO

A avaliação econômica efetuada para os diversos sistemas de secagem da borra de café, nas duas situações estudadas (1000 e 5000 kg/h de borra a 85% b.u.), considerou-se os custos de investimento dos sistemas, sua depreciação, os custos operacionais e a economia gerada pela redução do consumo de óleo combustível e da eliminação dos gastos de tratamento da borra como resíduo industrial.

V.5.1 Custo de Investimento Fixo

Os custos de Investimento Fixo foram estimados através de cotação atualizada dos principais equipamentos envolvidos no processo, cujos valores, fornecidos em Setembro de 1990 pelos fabricantes se encontram na Tabela V.7.

TABELA V.7 Valores dos custos dos principais equipamentos.

EQUIPAMENTOS	VALOR EM Cr\$
Prensa mecânica tipo sem-fim 1 ton/h	6.500.000
Secador Leito Fluid. 300 kg/h a 55% b.u.	5.515.000
Secador Transporte Pneumático D=10" e Z=6 m	1.000.000
Ventilador Centrífugo Potência de 4HP	292.000

Para se calcular os investimentos para capacidades diversas, foram empregados os expoentes de economia de escala e a "regra dos 0,6" (Peters e Timmerhaus, 1968; Tribe e Alpine, 1986).

Essa regra, conforme Hubinger e Poletto (1988), é utilizada para se obter a ordem de grandeza do investimento, e se baseia no fato de que os custos de investimento e de funcionamento crescem mais lentamente que a capacidade de produção.

Assim, sendo P_0 e P_1 as capacidades de dois equipamentos e I_0 e I_1 os custos de investimento destes mesmos equipamentos, onde o índice 0 e 1 referem-se respectivamente à menor e maior capacidade e custo, tem-se:

$$\frac{I_1}{I_0} = \left[\frac{P_1}{P_0} \right]^n \quad (81)$$

onde n é um expoente que representa a economia de escala, e o seu valor para o secador leito fluidizado e prensa vale 0,6, enquanto que para os ventiladores centrífugos, o valor utilizado foi de 0,25, conforme recomendado por Bauman (1962).

Como os sistemas de secagem serão instalados em unidades industriais já existentes, só foi considerado na composição dos investimentos, os custos relativos à:

- . instalação dos equipamentos
- . tubulações e válvulas
- . quadro elétrico e fiação

. supervisão da montagem e início da operação.

Com exceção dos custos de tubulações e válvulas, que também foram obtidos pela cotação de preços em firmas especializadas, os demais componentes foram estimados de acordo com o método "porcentagem sobre o valor dos equipamentos", descrito em Peters e Timmerhaus (1968). Para instalação e montagem, quadro elétrico e fiação, supervisão da montagem e início da operação, os percentuais empregados foram, respectivamente, de 10%, 6% e 10% do custo dos principais equipamentos de processo, incluso o IPI (Imposto Sobre Produtos Industrializados). Nos casos VII e VIII para as duas vazões consideradas o percentual para instalação e montagem aumentou para 15% do custo dos equipamentos, devido a necessidade de maiores estruturas para os secadores pneumáticos de grande porte. Estes percentuais são médias baseadas no tipo de processo desenvolvido, complexidade de projeto, materiais de construção necessários e experiência do projetista.

No projeto dos sistemas de secagem, foi previsto a instalação de 20 metros de tubo para transporte dos gases da caldeira até os secadores e montagem do "by-pass" no secador de leito fluidizado. Fazem ainda parte do sistema uma válvula borboleta para regulagem da vazão de gás e um silo pulmão, para recepção da borra do ciclone do secador pneumático e alimentação do secador leito fluidizado. Estes elementos também foram cotados em firmas especializadas.

Os 4 itens que entram na composição do investimento fixo (instalação dos equipamentos; tubulações e válvulas; quadro elétrico e fiação; supervisão da montagem e início da operação) foram obtidos a partir da soma dos custos obtidos e/ou estimados, considerando-se os principais equipamentos envolvidos no processo. Fez-se então a soma destas parcelas e do custo dos equipamentos, e sobre este total aplicou-se um fator de 5% para imprevistos, resultando no valor do Investimento Fixo.

A Depreciação, que representa a participação dos investimentos nos custos anuais de produção, foi calculada pelo método linear, estabelecido pela legislação brasileira, considerando-se a vida útil dos equipamentos de 10 anos.

Os dados referentes aos custos dos equipamentos, Investimento Fixo e Depreciação estão na Tabela V.8.

TABELA V.8 Custos dos Equipamentos, Investimento Fixo e Depreciação (valor em Cr\$ 1.000,00).

CASOS	Prensa	Secador Pneumá- tico	Secador Leito Fluidi- zado	Custo dos Equipamen- tos (8% de IPI)	Investi- mento Fixo	Depre- ciação
IA	6500	-----	5791	13274	17961	1796
IIA	6500	-----	4886	12297	16669	1667
IIIA	6500	1242	4886	13638	18555	1855
IVA	6500	1207	3975	12617	17197	1720
VA	6500	1292	3975	12708	17391	1739
VIA	6500	1282	3044	11692	16046	1605
VIIA	6500	1407	2742	11500	16503	1055
VIIIA	6500	1492	-----	8631	12558	1256
IXA	6500	-----	-----	7020	9286	929
IB	17000	-----	15209	34786	47577	4760
IIB	17000	-----	12833	32220	44181	4418
IIIB	17000	1695	12805	34020	46951	4695
IVB	17000	1678	10409	31414	43503	4350
VB	17000	1795	10473	31609	43919	4392
VIB	17000	1778	7996	28916	40357	4036
VIIB	17000	2006	7119	28214	40908	4091
VIIIB	17000	2192	-----	20728	30823	3082
IXB	17000	-----	-----	18360	24291	2492

Na avaliação dos custos relativos a combustão foram consideradas duas possibilidades: a necessidade de aquisição de uma caldeira mista (borra e óleo) nova em substituição a já existente e a possível adaptação da caldeira a óleo, para queima simultânea de óleo e borra. A Tabela V.9 mostra os valores do custo e investimento fixo para as vazões de 1000 e 5000 kg/h de borra a 85%, que em complementação com óleo geram respectivamente 2 e 10 ton/h de vapor saturado na pressão de 18 kg/cm². O investimento fixo foi calculado como já explicado anteriormente para os sistemas de secagem.

TABELA V.9 Custos das Caldeiras e respectivas adaptações (valor em Cr\$ 1.000,00).

Vazão de borra a 85% (kg/h)	Geração de vapor (ton/h)	Caldeira Mista		Adaptação para mista	
		Custo	Investi- mento fixo	Custo	Investi- mento fixo
1000	2	8640	10900	4050	5100
5000	10	36720	46300	17280	23800

V.5.2 Custo Operacional

Os custos operacionais foram calculados considerando-se os custos de energia elétrica consumida pelo sistema de secagem acrescidos dos custos de manutenção. Existem dados tradicionais para se estimar o custo de manutenção, geralmente 3% do

Investimento Fixo. Nos casos em que a prensa produz borra a 50% b.u., os custos de manutenção para este equipamento foi considerado como 5% do Investimento Fixo, em função da maior solicitação a que o equipamento é submetido. Para os demais equipamentos foi mantido o valor de 3%.

Os valores dos gastos com energia elétrica e manutenção que compõem o custo operacional da caldeira mista estão na Tabela V.10. Para a prensa e os secadores, estes parâmetros são apresentados na Tabela V.11.

TABELA V.10 Potência consumida pela caldeira, gastos com energia, manutenção e custo operacional (valores em Cr\$ 1.000,00).

Vazão de borra 85% (kg/h)	Geração de vapor (ton/h)	Potência (HP)	Caldeira Mista		
			Custo ener- gia anual	Manu- tenção	Custo Oper.
1000	2	34	945	326	1271
5000	10	169	4762	1389	6152

TABELA V.11 Potência consumida pelos equipamentos, gastos com energia, manutenção e custo operacional (valores em Cr\$ 1.000,00).

CASOS	Potência Prensa	Potência Pneumático	Potência Leito Fluid.	Custo Energia anual	Manutenção	Custo Operacional
	HP	HP	HP	Cr\$	Cr\$	Cr\$
IA	15	---	7,8	643	539	1181
IIA	18	---	5,6	665	630	1295
IIIA	15	1,9	5,6	631	557	1188
IVA	18	1,5	3,7	654	646	1300
VA	15	1,9	3,7	582	522	1104
VIA	18	1,6	2,6	624	611	1235
VIIA	15	2,4	2,4	559	495	1055
VIIIA	18	1,9	---	559	507	1066
IXA	18	---	---	509	464	973
IB	25	----	36,6	1736	1427	3163
IIB	28	----	27,9	1576	1665	3241
IIIB	25	13,4	27,9	1867	1409	3276
IVB	28	11,2	19,9	1663	1645	3308
VB	25	13,4	19,9	1644	1318	2962
VIB	28	11,2	12,4	1452	1551	3002
VIIB	25	14,9	10,5	1421	1227	2649
VIIIB	28	13,0	----	1157	1265	2421
IXB	28	----	----	790	1215	2005

V.5.3 Economia

O uso de sistemas de secagem e combustão, utilizando borra de café, gera uma economia anual devido a dois fatores: 1) redução do consumo de óleo e 2) eliminação dos custos do tratamento do resíduo.

A parte referente ao óleo combustível economizado, pelo uso da borra, foi estimada pela equação:

$$M_o = \frac{W_{sa} \quad PC_{ib} \quad \eta_b}{PC_{io} \quad \eta_o} \quad (82)$$

onde:

M_o - massa de óleo combustível economizada em kg/h;

PC_{io} - poder calorífico inferior do óleo combustível em kcal/kg;

PC_{ib} - poder calorífico inferior da borra kcal/kg borra seca;

η_o - eficiência da caldeira queimando óleo combustível;

η_b - eficiência da caldeira queimando borra.

A eficiência considerada para a caldeira operando com borra a 25% b.u. é de 65% e 85%, para operação com óleo BPF; os valores do poder calorífico inferior da borra e do óleo são respectivamente, 5841 kcal/kg sólido seco e 9800 kcal/kg óleo.

Para os casos IX A e IX B a borra será queimada a 50% b.u.. A valores de umidade acima de 50% b.u. a eficiência da caldeira diminui bastante, conforme Hugot (1977). Apesar do autor não citar um dado exato, é razoável supor uma eficiência de 50% para esta situação. Já o poder calorífico inferior para a borra nesta condição é de 5462 kcal/kg sólido seco.

A economia anual decorrente foi estimada pela equação:

$$\text{Economia} = M_o \cdot \text{Custo óleo BPF} \cdot \frac{\text{horas operação}}{\text{dia}} \cdot \frac{\text{dias}}{\text{ano}} \quad (83)$$

Adotou-se um regime de operação na planta de 24 horas/dia durante 350 dias/ano.

A data base para todos os custos aqui apresentados foi Setembro de 1990, com custos de óleo BPF de 17 Cr\$/Kg e energia elétrica de 4,5 Cr\$/kw-h.

A economia gerada pelo não tratamento do resíduo foi estimada pelo custo de transporte do resíduo a umidade de 50%, feito em "containers" por firmas especializadas em coleta de lixo industrial, para uma distância de cerca de 10 km, ao preço de Cr\$ 2,70 por kg de material.

Para as vazões de 1000 e 5000 kg/h de borra a 85% com produção por 24 horas/dia, 30 dias ao mês e 12 meses ao ano, os valores desta economia anual são respectivamente Cr\$ 5.815.000,00

e Cr\$ 29.072.000,00. Estes valores são da mesma ordem de grandeza da economia gerada pelo óleo, representando 37% da economia total.

V.5.4 Retorno do Investimento

De posse desses dados, foi avaliado o Retorno do Investimento (RI), obtido com a implantação dos diferentes sistemas de secagem em combinação com a aquisição da caldeira ou adaptação para mista. Esse índice é calculado como:

$$R.I. = \frac{\text{Economia} - \text{Custos Operacionais Anuais} - \text{Depreciação}}{\text{Investimento}} \quad (84)$$

As Tabelas V.12 e V.13 mostram, respectivamente, os resultados da avaliação econômica para o caso de aquisição de caldeira mista e o caso de adaptação de uma caldeira a óleo para mista, supondo-se que deverá adquirir uma prensa.

Na realidade, como a etapa de prensagem é imprescindível no processo de aproveitamento ou descarte da borra de café, o caso mais provável de ocorrência será aquele em que a indústria já possui a prensa e uma caldeira a óleo em operação. Este caso foi analisado considerando-se os custos de investimento compostos somente pela adaptação da caldeira a óleo para mista e os sistemas de secagem. Os valores obtidos estão apresentados na Tabela V.14. O custo de investimento do caso IX é constituído somente do custo de adaptação da caldeira.

TABELA V.12 Retorno de Investimento para os sistemas com capacidade de 1000 e 5000 kg/h de borra com aquisição de caldeira mista (valores em Cr\$ 1.000,00).

Casos	Investi- mento (Cr\$× 10 ⁻³)	Depreciação (Cr\$× 10 ⁻³)	Custo Ope- racional (Cr\$× 10 ⁻³)	Economia (Cr\$× 10 ⁻³)	Retorno de Investimen- to (% aa)
IA	28800	2880	2450	15600	35.6
IIA	27600	2760	2570	15600	37.2
IIIA	29500	2950	2460	15600	34.5
IVA	28100	2810	2570	15600	36.3
VA	28300	2830	2380	15600	36.7
VIA	27000	2700	2510	15600	38.4
VIIA	27400	2740	2330	15600	38.4
VIIIA	23500	2350	2340	15600	46.4
IXA	20200	2020	2240	12840	42.5
IB	93900	9390	9315	77900	63.1
IIB	90500	9050	9393	77900	65.7
IIIB	93300	9330	9428	77900	63.4
IVB	89800	8980	9460	77900	66.2
VB	90200	9020	9114	77900	66.3
VIB	86700	8670	9154	77900	69.3
VIIB	87200	8720	8801	77900	69.3
VIIIB	77100	7710	8573	77900	79.9
IXB	70600	7060	8157	64201	69.4

TABELA V.13 Retorno de Investimento para os sistemas com capacidade de 1000 e 5000 kg/h de borra com adaptação da caldeira a óleo para mista (valores em Cr\$ 1.000,00).

Casos	Investi- mento (Cr\$ $\times 10^{-3}$)	Depreciação (Cr\$ $\times 10^{-3}$)	Custo Ope- racional (Cr\$ $\times 10^{-3}$)	Economia (Cr\$ $\times 10^{-3}$)	Retorno de Investimen- to (% aa)
IA	23000	2300	2450	15600	47.1
IIA	21800	2180	2570	15600	49.7
IIIA	23700	2370	2460	15600	45.4
IVA	22300	2230	2570	15600	48.4
VA	22500	2250	2380	15600	48.7
VIA	21200	2120	2510	15600	51.7
VIIA	21600	2160	2330	15600	51.4
VIIIA	17700	1770	2340	15600	64.8
IXA	14400	1440	2240	12840	63.6
IB	71400	7140	9315	77900	86.1
IIB	68000	6800	9393	77900	90.8
IIIB	70800	7080	9428	77900	86.7
IVB	67300	6730	9460	77900	91.7
VB	67700	6770	9114	77900	91.6
VIB	64200	6420	9154	77900	97.1
VIIB	64700	6470	8801	77900	96.8
VIIIB	54600	5460	8573	77900	117.0
IXB	48100	4810	8157	64200	106.5

TABELA V.14 Retorno de Investimento para os sistemas com capacidade de 1000 e 5000 kg/h de borra com adaptação da caldeira a óleo para mista, sem compra de uma prensa (valores em Cr\$ 1.000,00).

Casos	Investi- mento (Cr\$× 10 ⁻³)	Depreciação (Cr\$× 10 ⁻³)	Custo Ope- racional (Cr\$× 10 ⁻³)	Economia (Cr\$× 10 ⁻³)	Retorno de Investimen- to (% aa)
IA	13714	1371	2450	15600	85.6
IIA	12514	1251	2570	15600	94.1
IIIA	14414	1441	2460	15600	81.2
IVA	13014	1301	2570	15600	90.1
VA	13214	1321	2380	15600	90.1
VIA	11914	1191	2510	15600	99.9
VIIA	12314	1231	2330	15600	97.8
VIIIA	8414	841	2340	15600	147.6
IXA	5114	511	2240	12840	197.3
IB	47110	4711	9315	77900	135.6
IIB	43710	4371	9393	77900	146.7
IIIB	46510	4651	9428	77900	137.2
IVB	43010	4301	9460	77900	149.1
VB	43410	4341	9114	77900	148.5
VIB	39910	3991	9154	77900	162.3
VIIB	40410	4041	8801	77900	161.0
VIIIB	30310	3031	8573	77900	218.7
IXB	23810	2381	8157	64200	225.4

V.6 CONCLUSÕES

O retorno de investimento, para todos os casos, apresentou as mesmas tendências tanto para a aquisição de uma caldeira mista como para a adaptação de uma a óleo para mista, no caso de se ter que adquirir a prensa (Tabelas V.12 e V.13).

Para uma capacidade de 1000 kg/h, o que se observa é que o sistema que possibilita maior retorno é o sistema VIII, constituído por uma prensa e um secador pneumático de 18m de altura. Trata-se de uma conclusão de certa forma esperada, visto que os secadores pneumáticos são menos intensivos, no que diz respeito ao custo de investimento, que os secadores fluidizados. Todos os outros sistemas apresentam retornos semelhantes, com uma pequena vantagem para os casos VI e VII, que consistem da combinação de secadores pneumáticos mais altos com leitos fluidizados menores. Em termos de retorno do investimento não apresentaram diferenças entre si; o caso VII implica em maior altura do pneumático, menor área do leito fluidizado, com menor sobrecarga da prensa, visto que a borra, neste caso, sai da prensagem com 55% bu.. Analisando os casos semelhantes (I e II, III e IV, V e VI) a opção por uma prensagem até 50% de umidade é sempre mais rentável em relação a 55%.

A capacidade maior, de 5000 kg/h, observou-se uma repetição das tendências já registradas para com menor capacidade, com acentuado destaque para o caso VIII, composto por prensa e secador pneumático de 18m de altura.

O efeito da economia de escala é considerável em todos os casos analisados para a capacidade maior, incorrendo em retornos de investimento que são quase o dobro para alguns casos.

É conveniente destacar que embora o sistema prensa + pneumático tenha se revelado o mais econômico para os casos de aquisição e adaptação (Tabelas V.12 e V13), o quadro pode se modificar ao se trabalhar com produções maiores, quando será necessário utilizar secadores pneumáticos de grande diâmetro ($> 0,9m$), que se afastam de seu ótimo econômico.

Pode-se concluir que com a atual estrutura de preços dos equipamentos, a única opção de uso de secador com um retorno maior que a prensa sozinha (casos IX A e IX B), é o secador pneumático (VIII A e VIII B). Porém a opção apenas pela prensagem incorre em menor investimento inicial, o que pode ser interessante onde há escassez de capital.

O retorno obtido para o sistema pneumático + prensa é atrativo especialmente para a produção de 5000 kg/h, obtendo-se valores 10 pontos percentuais a mais de retorno em relação à prensagem.

Deve ser ressaltado que, no orçamento das caldeiras não foi possível apurar em termos de custo, a diferença de preço de uma caldeira queimando borra a 25 ou a 50% de umidade. Atualmente, os fabricantes de caldeiras não produzem modelos diferenciados para queima de borra, nesta faixa de vazão, com diferentes

umidades; portanto, adotou-se o mesmo modelo de caldeira para os dois casos e conseqüentemente, computou-se o mesmo custo. A possibilidade de se desenvolver caldeiras com fornalhas menores para a queima da borra com 25% de umidade talvez levasse a custos relativamente menores.

Os resultados obtidos para os sistemas que consideram a adaptação de uma caldeira a óleo, revelaram percentuais mais elevados em relação a aquisição de uma caldeira mista, uma vez que o investimento é menor.

Para a vazão 5000 kg/h, o sistema pneumático + prensa (caso VIII B) apresentou um excelente retorno de investimento para as opções de aquisição e adaptação caldeira (Tabelas V.12 e V.13). Estas taxas resultaram em tempos de recuperação do investimento de 1 ano e 3 meses para a aquisição de uma caldeira mista e de 10 meses para a adaptação da caldeira a óleo.

As opções de uso do leito fluidizado sempre se mostraram menos rentáveis que as outras devido ao custo mais elevado do equipamento, além do reduzido número de fornecedores no mercado nacional.

Os percentuais do retorno de investimento encontrados, para o caso de adaptação da caldeira, sem a compra da prensa (Tabela V.14), foram obviamente mais elevados que as outras situações consideradas. Estes dados demonstram para o caso IXA e IXB que somente a adaptação da caldeira, para queima de borra,

apresenta alto retorno para as duas vazões de borra, sendo 225,4 % ao ano para 5000 kg/h e 197,3 % ao ano para 1000 kg/h.

Dentro desta mesma situação analisada, os casos VIIIA e VIIIB, que envolvem a instalação de um secador pneumático, apresentam para vazão maior de borra, um retorno de investimento de aproximadamente 50 % acima da vazão menor. Isto ocorre porque o investimento para a escala maior é mais reduzido, uma vez que o custo de adaptação de uma caldeira maior é relativamente menor.

A instalação do secador pneumático, com 18 metros de comprimento, também é altamente rentável, sendo como nos casos anteriores a melhor opção entre os secadores.

CONCLUSÕES E SUGESTÕES:

1- A borra de café apresenta boa qualidade de fluidização com perda de carga adimensional por volta de 80%, para valores de umidade de até 1,8 bs, com um comportamento de leito do tipo borbulhante. A velocidade mínima de fluidização aumenta com a elevação do teor de umidade e a sua taxa de secagem é constante até umidade próxima de 25% b.u..

2- Foram determinados os valores dos adimensionais Nusselt e Reynolds para secador leito fluidizado. A borra é um material que apresenta pouca informação na literatura, e por se tratar de material biológico possui propriedades distintas como: ampla distribuição de diâmetro de partícula, deformação, porosidade, encolhimento, quebra de partículas e propriedades coesivas. Estes fatores levaram a obtenção de coeficientes de transferência de calor menores em relação aos materiais que fluidizam mais idealmente e que normalmente são citados na literatura.

3- O tipo de secador leito fluidizado considerado no orçamento dos custos de investimento apresentou um valor bastante elevado dado a aspectos mais sofisticados de construção. É possível o uso deste tipo de secador com detalhes de construção mais simplificados que levaria a um custo menor e consequentemente valores de retorno de investimento mais elevados, para os casos de I a VII.

4- É necessária uma investigação da cinética de secagem, para o secador leito fluidizado, numa faixa mais ampla de temperatura e principalmente de velocidade do gás. Assim relações entre a velocidade do gás e a velocidade mínima de fluidização acima de 1,6 é recomendado, visando a otimização da secagem da borra neste tipo de secador. É interessante ainda o estudo da secagem sob condição de leito fluidizado rápido. Pode-se assim, estabelecer correlações para número de Reynolds da partícula mais elevados com o número de Nusselt.

5- Para o secador pneumático também foram correlacionados e comparados os adimensionais Nusselt e Reynolds, verificando-se as mesmas tendências já comentadas no item 2. Neste trabalho a vazão de gás foi variada entre 5,9 e 11,7 kg/m²s e a de sólido na faixa de 11,6 e 41,8 kg/h, para temperatura de 99,2 até 225 °C. Neste secador seria interessante um estudo para uma faixa mais abrangente com relação à vazão de gás e vazão de sólidos, ampliando os valores destes dois parâmetros, para o estabelecimento de correlações entre os adimensionais de calor, massa e movimento. Desta maneira será possível uma comparação efetiva entre os modelos estabelecidos para materiais existentes na literatura, com este resíduo industrial.

6- A partir da ampliação das faixas de vazão de gás e de sólido é interessante o estudo de otimização do secador pneumático, procurando estabelecer as melhores condições para operação do sistema em relação a: temperatura do gás, relação vazão de gás / vazão de sólido, velocidade do gás e diâmetro do tubo.

7- O ciclone contribui para a redução da umidade da borra. Portanto, um estudo mais amplo da secagem no transporte pneumático e no ciclone, poderia quantificar de forma mais precisa a secagem da borra nos dois equipamentos. Para a otimização do processo, este estudo torna-se particularmente importante devido a necessidade do uso de um separador gás-sólido após o secador transporte pneumático.

8- No capítulo V foram discutidos mais especificamente os valores do retorno de investimento para as possibilidades de compra de caldeira mista ou adaptação de óleo para mista em combinação com os diversos sistemas de secagem apresentados, sendo o secador pneumático o mais rentável.

9- Para trabalhos futuros seria interessante o estudo de outros tipos de secadores de baixo custo como secadores vórtice, "spin" duplo e ciclônicos.

CURVA DE CALIBRAÇÃO DA PLACA DE ORIFÍCIO

A calibração da placa de orifício, feita por Sobral (1987) foi utilizada no secador leito fluidizado deste trabalho. A equação teórica deste medidor é obtida pelo balanço de massa e quantidade de movimento, e apresenta o coeficiente de descarga, para corrigir o valor teórico da vazão, pois a equação A.01 para uma dada diferença de pressão, fornece uma vazão maior do que a vazão real.

$$V = C_o A_o \left[\frac{2 \rho_m g \Delta H}{\rho_f (1 - \beta_p^4)} \right]^{1/2} \quad (A.01)$$

onde:

- C_o - coeficiente de descarga da placa de orifício;
- V - vazão volumétrica do fluido (m^3/s);
- A_o - área do orifício, $\pi d_o^2/4$, (m^2);
- ρ_m - densidade do líquido manométrico (kg/m^3);
- ρ_f - densidade do fluido (kg/m^3);
- g - aceleração da gravidade (m/s^2);
- ΔH - diferença de altura do líquido manométrico (m);
- β_p - relação entre o diâmetro do orifício e o da tubulação.

Os dados experimentais obtidos com o calibrador de vazão, graficados na Figura A.01, permitem correlacionar a vazão de gás com a diferença de altura do líquido manométrico na placa de orifício, através da seguinte correlação:

$$V_p = 2,59 \cdot 10^{-3} \Delta H^{1/2} - 0,31 \cdot 10^{-3} \quad (A.02)$$

cujo coeficiente de correlação é 0,9987. Sendo:

V_p - vazão padrão de ar (m^3/s);

Para se obter a vazão real, ou seja, para as condições em que ocorrem os experimentos deve-se corrigir a vazão padrão levando em conta o efeito da temperatura do gás e a pressão atmosférica. Tem-se então:

$$V_r = V_p \left[\frac{273,16 + T_g}{273,16 + 21,1} \right] \left[\frac{760}{P_{atm}} \right] \quad (A.03)$$

onde:

V_r - vazão real à T_g e P_{atm} ;

T_g - temperatura do gás ($^{\circ}C$);

P_{atm} - pressão atmosférica (mm Hg).

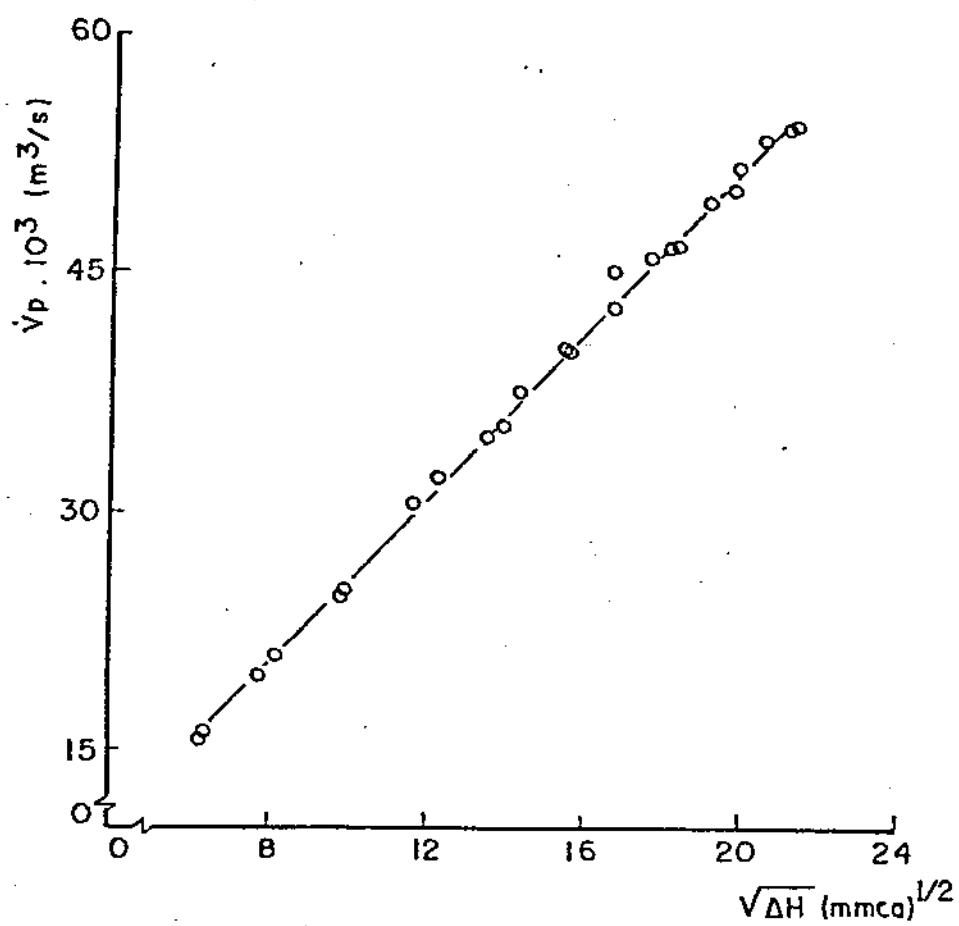


FIGURA A.01 Calibração da placa de orifício.

APENDICE B

DADOS DE CALIBRAÇÃO PARA OS TERMOPARES DO SECADOR LEITO FLUIDIZADO

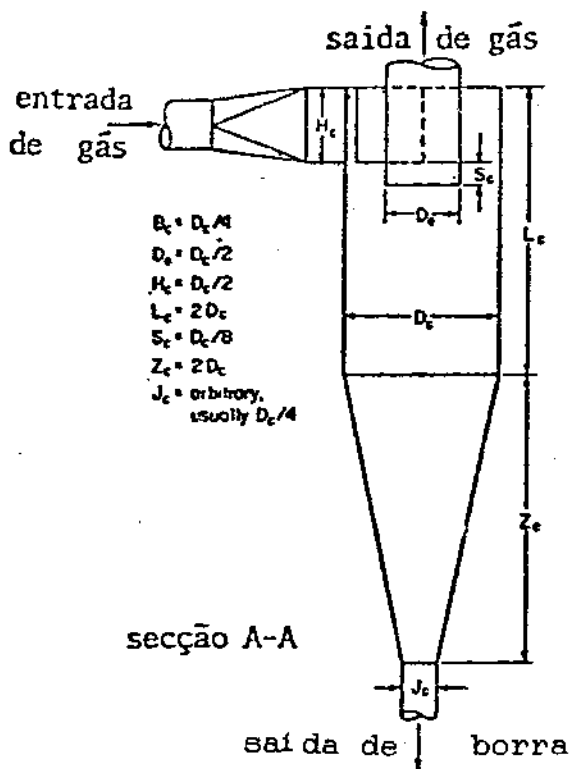
Termopar 1		Termopar 2	
T padrão	T lida	T padrão	T lida
00,0	1,3	00,0	1,3
10,5	11,7	10,5	11,7
25,5	26,3	25,5	26,3
32,5	33,3	32,5	33,3
35,0	35,9	35,0	35,9
40,4	41,5	40,4	41,5
44,5	45,5	44,5	45,6
50,0	51,2	50,0	51,2
55,0	56,3	55,0	56,3
61,8	63,2	61,8	63,2
62,4	64,5	62,2	64,1
64,8	66,0	64,7	66,5
65,7	68,0	65,4	67,5
70,0	72,5	69,8	72,1
75,0	77,7	74,6	77,1
85,0	87,7	84,3	86,9
90,0	92,6	89,2	91,8
99,1	101,5	99,3	101,5
104,5	107,2	107,4	110,0
114,6	117,5	113,0	115,8
122,1	125,2	118,6	121,5
128,8	132,0	125,7	128,7

Termopar 1 (entrada do leite) $T_1 = 0,9794 T_{lida} - 0,5004$ $cc=0,9999$

Termopar 2 (saída do leite) $T_2 = 0,9810 T_{lida} - 0,5658$ $cc=0,9999$

DIMENSIONAMENTO DO CICLONE

Na saída do leito fluidizado, junto à tampa superior, montou-se um ciclone para o recolhimento das partículas de dimensões diminutas. O material recolhido no fundo das peneiras tem medida menor que 0,125 mm. Utilizou-se a equação recomendada por Perry (1973), para calcular o diâmetro das partículas que serão recolhidas com eficiência de 50% para os ciclones que guardam as proporções apresentadas na Figura C.01. Substituiu-se um duto de secção retangular na entrada do ciclone por um circular.



Dimensões:

$$B_c = 2''$$

$$D_e = 1''$$

$$D_c = 8''$$

$$L_c = 8''$$

$$S_c = 1''$$

$$Z_c = 8''$$

$$J_c = 2''$$

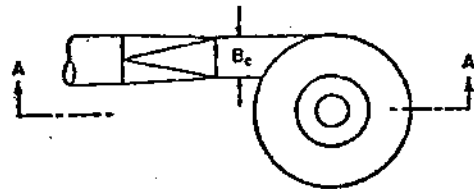


FIGURA C.01. Desenho do ciclone

A equação recomendada por Perry (1973) é:

$$d_{50} = \left[\frac{9 \mu B_c}{10 \pi v_g (\rho_s - \rho_g)} \right]^{1/2}$$

onde:

d_{50} - diâmetro de partícula correspondente a uma eficiência fracional de recolhimento de 50% (cm);

B_c - largura do duto de entrada do ciclone (cm);

v_g - velocidade do gás (cm/s);

μ - viscosidade do gás (poise);

ρ_s - densidade do sólido (g/cm³);

ρ_g - densidade do gás (g/cm³).

Adotando-se:

$$\rho_g = 1,3 \cdot 10^{-3} \text{ g/cm}^3,$$

$$\rho_s = 0,976 \text{ g/cm}^3,$$

$$\mu = 1,8 \cdot 10^{-4} \text{ poise},$$

$$B_c = 5,0 \text{ cm}$$

$$v_g = 1212 \text{ cm/s (calculado através da área do leito e entrada do ciclone e velocidade do gás no leito).}$$

Vem:

$$d_{50} = 0,0021 \text{ mm.}$$

Como tem-se, diâmetro médio de partícula retida no fundo de 0,063 mm, o ciclone com as medidas em anexo recolherá todo o elutriado formado. A alteração da dimensão Lc e Zc não alterou a eficiência.

APÊNDICE D

VALORES DE DENSIDADE APARENTE DA BORRA SECA POR PICNOMETRIA

(utilizando-se solução de CMC a 3%)

Experiência	Densidade (g/cm ³)
01	1,0899
02	1,0820
03	1,1178
04	1,0366
05	1,1208
06	0,9983
07	1,0624
08	0,9630
09	0,8982
10	0,9794
11	0,9745
12	0,9591
13	1,0839
14	1,0239
15	0,9113
Densidade média	1,0201 ± 0,0719

APENDICE E

VALORES DE DENSIDADE APARENTE DO LEITO FIXO E POROSIDADE

Experiência I		Experiência II	
Densidade aparente do leito fixo (g/cm ³)	Porosidade	Densidade aparente do leito fixo (g/cm ³)	Porosidade
0,398	0,529	0,406	0,509
0,415	0,524	0,405	0,501
0,395	0,543	0,405	0,506
0,392	0,534	0,406	0,500
0,379	0,524	0,409	0,504
0,378	0,521	0,407	0,494
0,391	0,535	0,412	0,495
0,390	0,512	0,407	0,472
0,396	0,522	0,409	0,482
0,408	0,480	0,409	0,507
* 0,394±0,012	0,527±0,009	0,407±0,002	0,497±0,012

* valores médios

Para o leito fixo obtem-se uma porosidade média igual a 0,512, resultando pelo gráfico de Kunii (1969), Figura E 01, numa esfericidade média de 0,65.

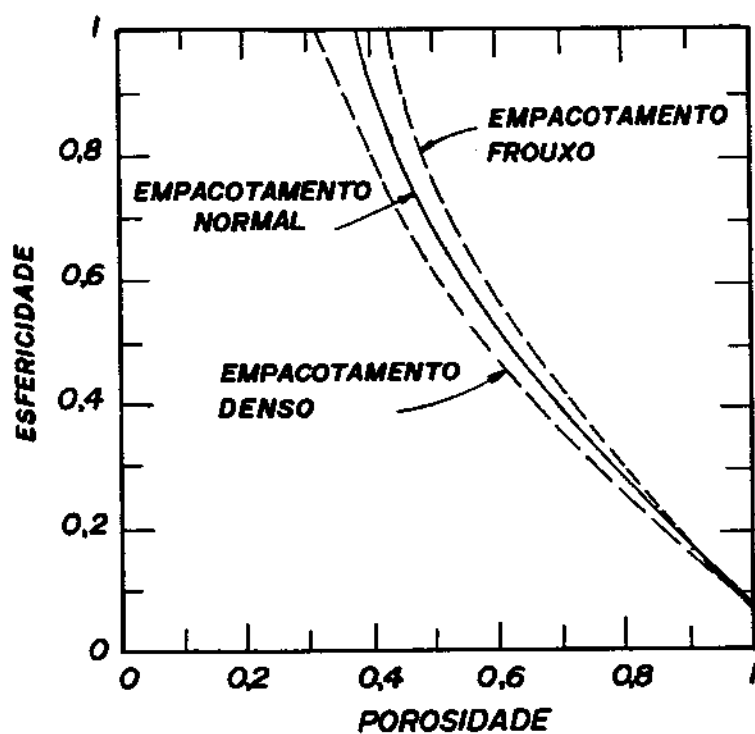


FIGURA E 01. Curva da esfericidade em função da porosidade para partículas esféricas, para diversos empacotamentos. (Kunii, 1969).

APÊNDICE F
DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
À VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO

Condições experimentais

Corrida n° 09

$$\begin{aligned}\bar{X}_1 &= 0,1299 \text{ bs} \\ M_1 &= 1000 \text{ g} \\ M_{\text{elu}} &= 183,6 \text{ g} \\ L_t &= 13 \text{ cm} \\ L_f &= 17 \text{ cm} \\ T_{\text{amb}} &= 21,0 \text{ °C} \\ P_{\text{amb}} &= 711,4 \text{ mmHg} \\ d_p &= 0,91 \text{ mm}\end{aligned}$$

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GAS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g (m ³ /s) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P'$ (%)
88	47	41	1	2,11	0,133	64,93
84	40	44	2	3,12	0,197	69,68
87	37	50	3	3,93	0,246	79,18
87	38	49	4	4,61	0,287	77,60
87	38	49	5	5,15	0,324	77,60
87	38	49	6	5,65	0,357	77,60
88	36	52	7	6,11	0,387	82,35
88	36	52	8	6,62	0,415	82,35
89	36	53	10	7,41	0,467	83,93
89	36	53	12	8,15	0,513	83,93
89	36	53	14	8,84	0,556	83,93
89	36	53	16	9,41	0,596	83,93
87	38	49	20	10,6	0,668	77,60
87	38	49	24	11,6	0,734	77,60
87	38	49	30	13,0	0,823	77,60
86	39	47	35	14,1	0,891	74,43
86	39	47	40	15,1	0,954	74,43
86	39	47	50	16,9	1,069	74,43

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
À VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 10

$\bar{X}_1 = 0,1349$ bs
 $M_1 = 1000$ g
 $M_{elu} = 135,1$ g
 $L_L = 13$ cm
 $L_f = 17$ cm
 $T_{amb} = 21,0$ °C
 $P_{amb} = 711,4$ mmHg
 $d_p = 0,91$ mm

DADOS

PRESSÃO NO LEITO			VAZÃO DE GÁS			
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g (m ³ /s) x 10 ³	v_g (m/s)	$\Delta P/P'$ (%)
84	41	43	2	3,12	0,197	68,10
84	40	44	3	3,93	0,246	69,68
85	40	45	4	4,61	0,287	71,27
86	39	47	5	5,15	0,324	74,43
87	38	49	6	5,65	0,357	77,60
87	37	49	7	6,11	0,387	77,60
88	37	51	8	6,62	0,415	80,77
87	37	50	10	7,41	0,467	79,18
87	37	49	12	8,15	0,513	77,60
88	37	51	14	8,84	0,556	80,77
87	38	49	16	9,41	0,596	77,60
87	38	49	20	10,6	0,668	77,60
87	38	49	24	11,6	0,734	77,60
87	38	49	30	13,0	0,823	77,60
87	38	49	35	14,1	0,891	77,60
87	38	49	40	15,1	0,954	77,60
87	37	49	50	16,9	1,069	77,60

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 11

$$\begin{aligned}\bar{X}_1 &= 0,1394 \text{ bs} \\ M_1 &= 1000 \text{ g} \\ M_{\text{elu}} &= 121,8 \text{ g} \\ L_l &= 13 \text{ cm} \\ L_f &= 17 \text{ cm} \\ T_{\text{amb}} &= 23,0 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ P_{\text{amb}} &= 710,0 \text{ mmHg} \\ d_p &= 0,91 \text{ mm}\end{aligned}$$

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GÁS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g ($\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P'$ (%)
87	47	40	2	3,10	0,199	63,35
85	42	43	3	3,91	0,248	68,10
85	39	46	4	4,62	0,290	72,05
86	37	49	5	5,23	0,327	77,60
86	38	48	6	5,74	0,360	76,02
87	37	50	7	6,25	0,390	79,18
87	37	50	8	6,65	0,419	79,18
87	37	50	10	7,56	0,471	79,18
88	36	51	12	8,26	0,518	80,77
87	37	50	14	8,99	0,561	79,18
87	37	50	16	9,50	0,601	79,18
87	37	50	20	10,7	0,674	79,18
86	38	48	24	11,7	0,741	76,02
86	38	48	30	13,2	0,831	76,02
86	38	48	35	14,2	0,899	76,02
86	38	48	40	15,2	0,962	76,02
86	38	48	50	17,1	1,078	76,02

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 18

$$\begin{aligned}\bar{X}_1 &= 1,0942 \text{ bs} \\ M_1 &= 1000 \text{ g} \\ M_{\text{elu}} &= 190,0 \text{ g} \\ L_l &= 12 \text{ cm} \\ L_f &= 16 \text{ cm} \\ T_{\text{amb}} &= 17,0 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ P_{\text{amb}} &= 709,0 \text{ mmHg} \\ d_p &= 0,43 \text{ mm}\end{aligned}$$

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GAS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g (m ³ /s) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P'$ (%)
63	58	5	4	4,52	0,284	7,92
66	54	12	8	6,54	0,411	19,00
76	45	31	12	8,06	0,508	49,09
82	39	43	16	9,38	0,590	68,10
81	39	42	20	10,5	0,662	66,51
82	38	44	24	11,5	0,727	69,68
83	37	46	28	12,5	0,787	72,85
85	35	50	32	13,3	0,842	79,18
85	35	50	36	14,2	0,895	79,18
84	36	48	40	15,0	0,944	76,02
85	35	50	50	16,8	1,058	79,18
85	35	50	60	18,4	1,161	79,18
85	35	50	70	19,9	1,256	79,18
85	35	50	90	22,6	1,427	79,18
85	35	50	120	26,1	1,650	79,18
84	36	48	150	29,3	1,848	76,02
82	38	44	190	31,8	2,010	69,08

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 19

$X_1 = 1,0920$ bs
 $M_1 = 1000$ g
 $M_{olu} = 165,4$ g
 $L_t = 12$ cm
 $L_f = 16$ cm
 $T_{amb} = 17,0$ °C
 $P_{amb} = 709,0$ mmHg
 $d_p = 0,49$ mm

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GAS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g (m ³ /s) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P$ (%)
63	58	5	4	4,52	0,284	7,92
68	53	15	8	6,54	0,411	23,76
78	44	34	12	8,06	0,508	53,85
82	40	42	16	9,38	0,590	66,51
84	37	44	20	10,5	0,662	74,43
85	36	49	24	11,5	0,727	77,60
87	35	52	28	12,5	0,787	82,35
86	34	54	32	13,3	0,842	82,35
86	35	51	36	14,2	0,895	80,77
86	36	50	40	15,0	0,944	79,18
86	35	50	50	16,8	1,058	79,18
86	35	51	60	18,4	1,161	80,77
86	35	51	70	19,9	1,256	80,77
86	35	51	90	22,6	1,427	80,77
86	35	51	120	26,1	1,650	80,77
84	37	47	150	29,3	1,848	74,43
82	38	44	195	33,4	2,110	68,68

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida nº 20

$X_1 = 1,7924 \text{ bs}$
 $M_1 = 1000 \text{ g}$
 $M_{\text{elu}} = 19,0 \text{ g}$
 $L_l = 11 \text{ cm}$
 $L_f = 15 \text{ cm}$
 $T_{\text{amb}} = 19,0 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 $P_{\text{amb}} = 709,0 \text{ mmHg}$
 $d_p = 0,74 \text{ mm}$

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GAS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g ($\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P'$ (%)
64	58	6	4	4,52	0,286	9,50
66	57	9	8	6,64	0,414	14,25
70	53	17	12	8,16	0,511	26,92
74	48	26	16	9,48	0,594	41,18
79	44	35	20	10,5	0,666	55,43
82	41	41	24	11,6	0,732	64,93
86	37	49	28	12,5	0,792	77,60
89	34	55	32	13,4	0,848	87,10
92	31	61	36	14,3	0,901	96,60
85	43	42	40	15,1	0,951	74,43
83	40	43	50	16,9	1,065	68,10
81	41	40	60	18,5	1,169	63,35
86	37	49	70	20,0	1,264	77,60
86	37	49	90	22,7	1,436	77,60
87	36	51	120	26,3	1,662	80,77
87	36	51	150	29,5	1,860	80,77
87	36	51	170	31,4	1,982	80,77
86	37	49	195	33,6	2,124	77,60

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 21

$X_1 = 1,7784 \text{ bs}$
 $M_1 = 1000 \text{ g}$
 $M_{\text{olu}} = 18,7 \text{ g}$
 $L_l = 11 \text{ cm}$
 $L_f = 15 \text{ cm}$
 $T_{\text{amb}} = 19,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 $P_{\text{amb}} = 709,0 \text{ mmHg}$
 $d_p = 0,72 \text{ mm}$

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GAS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g ($\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P'$ (%)
64	59	5	4	4,52	0,287	7,92
66	58	8	8	6,64	0,414	12,67
70	53	17	12	8,16	0,512	26,92
73	50	23	16	9,48	0,595	36,42
77	46	31	20	10,6	0,667	49,09
86	42	44	24	11,6	0,733	69,68
85	37	48	28	12,6	0,793	76,02
87	35	52	32	13,5	0,850	82,35
92	32	60	36	14,3	0,902	95,02
86	44	42	40	15,1	0,952	66,51
80	44	36	50	16,9	1,067	57,01
83	41	42	60	18,5	1,171	66,51
85	39	46	70	20,1	1,267	72,85
86	37	49	90	22,8	1,439	77,60
86	36	50	120	26,4	1,665	79,18
87	37	50	150	29,5	1,864	79,18
86	38	48	170	33,7	2,128	76,02

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 22

$X_1 = 0,5183 \text{ bs}$
 $M_1 = 1000 \text{ g}$
 $M_{\text{elu}} = 213,4 \text{ g}$
 $L_l = 14 \text{ cm}$
 $L_f = 19 \text{ cm}$
 $T_{\text{amb}} = 19,5 \text{ °C}$
 $P_{\text{amb}} = 709,0 \text{ mmHg}$
 $d_p = 0,57 \text{ mm}$

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GÁS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g ($\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P'$ (%)
64	59	5	4	4,51	0,287	7,92
69	55	14	8	6,62	0,414	22,17
80	43	37	12	8,14	0,512	58,60
86	37	49	16	9,46	0,595	77,60
86	37	49	20	10,6	0,667	77,60
88	35	53	24	11,6	0,733	83,83
89	34	55	28	12,6	0,793	87,10
88	35	53	32	13,5	0,850	83,93
88	35	53	36	14,3	0,902	83,93
88	35	53	40	15,1	0,952	83,93
88	35	53	50	16,9	1,067	83,93
88	35	53	60	18,5	1,171	83,93
88	35	53	70	20,1	1,267	83,93
87	37	50	90	22,8	1,439	79,18
85	38	47	120	26,4	1,665	74,43
85	40	44	150	29,5	1,864	69,68
83	41	42	196	33,7	2,128	66,51

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 23

$X_1 = 0,5289$ bs
 $M_1 = 1000$ g
 $M_{elu} = 172,7$ g
 $L_l = 13$ cm
 $L_f = 18$ cm
 $T_{amb} = 19,5$ °C
 $P_{amb} = 709,0$ mmHg
 $d_p = 0,73$ mm

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GAS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g ($\frac{m^3}{s}$) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P$ (%)
65	59	6	4	4,51	0,287	9,50
70	54	16	8	6,61	0,414	25,34
78	45	33	12	8,12	0,512	52,26
84	39	45	16	9,44	0,595	71,27
88	35	53	20	10,6	0,667	83,93
87	36	51	24	11,6	0,733	80,77
86	37	49	28	12,6	0,793	77,60
88	35	53	32	13,5	0,85	83,93
88	35	53	36	14,3	0,902	83,93
88	35	53	40	15,1	0,952	83,93
87	36	51	50	16,9	1,067	80,77
88	35	53	60	18,5	1,171	83,93
88	36	52	70	20,1	1,267	82,35
88	36	52	90	22,8	1,439	82,35
85	37	48	120	26,4	1,665	76,02
85	39	46	150	29,5	1,864	72,85
84	40	44	196	33,7	2,128	69,68

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 24

$$\begin{aligned}\bar{X}_1 &= 0,9225 \text{ bs} \\ M_1 &= 1000 \text{ g} \\ M_{\text{elu}} &= 203,4 \text{ g} \\ L_l &= 12 \text{ cm} \\ L_f &= 16 \text{ cm} \\ T_{\text{amb}} &= 18,5 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ P_{\text{amb}} &= 705,0 \text{ mmHg} \\ d_p &= 0,26 \text{ mm}\end{aligned}$$

DADOS

PRESSÃO NO LEITO			VAZÃO DE GÁS			
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c a)*	V_g (m ³ /s) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P$ (%)
64	57	7	4	4,62	0,288	11,09
70	51	19	8	6,64	0,415	30,09
76	45	31	12	8,16	0,513	49,09
85	36	49	16	9,48	0,596	77,60
83	38	45	20	10,6	0,669	71,27
84	37	47	24	11,6	0,735	74,43
84	37	47	28	12,6	0,795	74,43
84	37	47	32	13,5	0,851	74,43
85	36	49	36	14,3	0,904	77,60
86	35	51	40	15,1	0,954	80,77
85	35	50	50	16,9	1,070	79,18
85	35	50	60	18,6	1,174	79,18
85	35	50	70	20,1	1,269	79,18
85	35	50	90	22,8	1,442	79,18
83	39	44	120	26,4	1,668	69,68
82	40	42	150	29,6	0,868	66,51
81	41	40	195	33,3	2,105	63,35

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 25

$X_1 = 0,9574$ bs
 $M_1 = 1000$ g
 $M_{elu} = 189,9$ g
 $L_l = 12$ cm
 $L_f = 16$ cm
 $T_{amb} = 18,5$ °C
 $P_{amb} = 705,0$ mmHg
 $d_p = 0,46$ mm

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GAS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g ($\frac{m^3}{s}$) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P$ (%)
64	57	7	4	4,64	0,288	6,33
69	53	16	8	6,66	0,415	25,34
86	44	42	12	8,12	0,513	66,51
84	38	46	16	9,42	0,596	72,85
88	33	55	20	10,6	0,668	87,10
84	37	47	24	11,6	0,735	74,43
86	35	51	28	12,6	0,795	80,77
86	35	51	32	13,5	0,851	80,77
87	34	53	36	14,3	0,904	83,93
87	34	53	40	15,1	0,954	83,93
86	35	51	50	16,9	1,070	80,77
86	35	51	60	18,6	1,174	80,77
86	35	51	70	20,1	1,269	80,77
86	35	51	90	22,8	1,442	80,77
84	37	47	120	26,4	1,668	74,43
83	38	45	150	29,6	1,868	71,27
82	39	43	195	33,3	2,105	68,10

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 26

$$\begin{aligned}X_1 &= 0,9440 \text{ bs} \\M_1 &= 1000 \text{ g} \\M_{\text{elu}} &= 175,9 \text{ g} \\L_l &= 13 \text{ cm} \\L_f &= 17 \text{ cm} \\T_{\text{amb}} &= 18,5 \text{ }^{\circ}\text{C} \\P_{\text{amb}} &= 705,0 \text{ mmHg} \\d_p &= 0,59 \text{ mm}\end{aligned}$$

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GAS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g ($\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P$ (%)
63	57	6	4	4,64	0,288	9,50
68	53	15	8	6,66	0,415	23,76
76	45	31	12	8,12	0,513	49,09
82	39	43	16	9,42	0,596	68,10
87	34	53	20	10,6	0,669	83,93
86	35	51	24	11,6	0,735	80,77
86	35	51	28	12,6	0,795	80,77
87	34	53	32	13,5	0,851	83,93
87	34	53	36	14,3	0,904	83,93
86	35	51	40	15,1	0,954	80,77
86	35	51	50	16,9	1,070	80,77
87	35	52	60	18,6	1,174	82,35
87	34	53	70	20,1	1,269	83,93
87	34	53	90	22,8	1,442	83,93
85	35	50	120	26,4	1,668	79,18
85	37	48	150	29,6	1,868	76,02
83	39	44	195	33,3	2,105	69,68

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 27

$X_1 = 0,9405$ bs
 $M_1 = 1000$ g
 $M_{elu} = 170,2$ g
 $L_l = 12$ cm
 $L_f = 16$ cm
 $T_{amb} = 18,5$ °C
 $P_{amb} = 705,0$ mmHg
 $d_p = 0,57$ mm

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GAS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g ($\frac{m^3}{s}$) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P$ (%)
63	58	5	4	4,64	0,288	7,92
69	52	17	8	6,66	0,415	26,92
74	47	27	12	8,12	0,513	42,76
82	39	43	16	9,42	0,596	68,10
83	38	45	20	10,6	0,669	71,27
85	37	48	24	11,6	0,735	76,02
85	37	48	28	12,6	0,795	76,02
87	35	52	32	13,5	0,851	82,35
87	35	52	36	14,3	0,904	82,35
87	35	52	40	15,1	0,954	82,35
87	35	52	50	16,9	1,070	82,35
87	35	52	60	18,6	1,174	82,35
87	35	52	70	20,1	1,269	82,35
87	35	52	90	22,8	1,442	82,35
87	35	52	120	26,4	1,668	82,35
86	36	50	150	29,6	1,868	79,18
83	38	45	190	33,3	2,105	71,27

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 28

$X_1 = 0,9146$ bs
 $M_1 = 1000$ g
 $M_{\text{elu}} = 128,9$ g
 $L_l = 10$ cm
 $L_f = 14$ cm
 $T_{\text{amb}} = 19,0$ °C
 $P_{\text{amb}} = 701,2$ mmHg
 $d_p = 0,54$ mm

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GAS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g (m ³ /s) x 10 ³	v_g (m/s)	$\Delta P/P'$ (%)
63	59	4	4	4,64	0,290	6,33
63	54	14	8	6,64	0,418	22,17
74	48	26	12	8,28	0,517	41,18
80	41	39	16	9,57	0,600	61,76
84	37	47	20	10,7	0,673	74,43
82	40	42	24	11,7	0,740	66,51
83	38	45	28	12,7	0,801	71,27
83	38	45	32	13,6	0,858	71,27
83	38	45	36	14,4	0,911	71,27
83	38	45	40	15,2	0,961	71,27
84	38	46	50	17,1	1,077	72,85
85	37	48	60	18,7	1,182	76,02
84	38	46	70	20,2	1,278	72,85
84	38	46	90	23,0	1,452	72,85
83	38	45	120	26,6	1,680	71,27
83	40	43	150	29,8	1,881	68,10
81	40	41	202	34,6	2,186	64,93

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
A VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 29

$$\begin{aligned} X_1 &= 0,8181 \text{ bs} \\ M_1 &= 906 \text{ g} \\ M_{\text{elu}} &= 126,7 \text{ g} \\ L_l &= 10 \text{ cm} \\ L_f &= 14 \text{ cm} \\ T_{\text{amb}} &= 19,0 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ P_{\text{amb}} &= 701,2 \text{ mmHg} \\ d_p &= 0,58 \text{ mm} \end{aligned}$$

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GAS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g ($\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P$ (%)
63	59	4	4	4,62	0,290	6,33
69	53	16	8	6,64	0,418	25,34
73	48	25	12	8,26	0,517	39,59
79	43	36	16	9,58	0,600	57,01
81	41	40	20	10,7	0,673	63,35
82	40	42	24	11,7	0,740	66,51
83	39	44	28	12,7	0,801	69,68
84	39	45	32	13,6	0,858	71,27
83	38	45	36	14,4	0,911	71,27
84	38	46	40	15,2	0,961	72,85
84	38	46	50	17,1	1,077	72,85
84	38	46	60	18,7	1,182	72,85
84	38	46	70	20,2	1,278	72,85
84	38	46	90	23,0	1,452	72,85
84	38	46	120	26,6	1,680	72,85
83	40	46	150	29,8	1,881	68,10
81	40	41	202	34,6	2,186	64,93

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
À VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 30

$X_1 = 0,8081$ bs
 $M_1 = 1000$ g
 $M_{olu} = 175,7$ g
 $L_l = 12$ cm
 $L_f = 16$ cm
 $T_{amb} = 19,5$ °C
 $P_{amb} = 701,2$ mmHg
 $d_p = 0,59$ mm

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GAS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g ($\frac{m^3}{g}$) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P$ (%)
64	57	7	4	4,62	0,290	11,09
69	53	16	8	6,64	0,419	25,34
75	47	28	12	8,26	0,518	44,34
83	49	34	16	9,58	0,601	53,85
88	34	54	20	10,7	0,675	85,52
86	36	50	24	11,7	0,741	79,18
87	35	52	28	12,7	0,802	82,35
87	36	51	32	13,6	0,859	80,77
86	36	50	36	14,4	0,912	79,18
86	35	51	40	15,2	0,963	80,77
86	35	51	50	17,1	1,079	80,77
86	35	51	60	18,8	1,184	80,77
86	35	51	70	20,3	1,221	80,77
86	35	51	90	23,0	1,455	80,77
86	36	50	120	26,7	1,683	79,18
85	38	47	150	29,8	1,884	74,43
83	39	44	202	34,7	2,190	69,68

*corresponde a milímetros de querosene.

DADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES
À VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO
Condições experimentais Corrida n° 31

$$\begin{aligned}X_1 &= 0,7967 \text{ bs} \\M_1 &= 1000 \text{ g} \\M_{\text{elu}} &= 167,3 \text{ g} \\L_l &= 12 \text{ cm} \\L_f &= 16 \text{ cm} \\T_{\text{amb}} &= 20,0 \text{ }^{\circ}\text{C} \\P_{\text{amb}} &= 701,2 \text{ mmHg} \\d_p &= 0,53 \text{ mm}\end{aligned}$$

DADOS

PRESSÃO NO LEITO				VAZÃO DE GÁS		
P_1 (mm c a)	P_2 (mm c a)	ΔP_{leito} (mm c a)	Δh (mm c q)*	V_g ($\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$) $\times 10^3$	v_g (m/s)	$\Delta P/P'$ (%)
64	58	6	4	4,62	0,291	9,50
68	54	14	8	6,64	0,420	22,17
75	47	28	12	8,26	0,519	44,34
82	39	44	16	9,58	0,602	69,68
87	34	53	20	10,7	0,676	83,93
87	35	52	24	11,8	0,742	82,35
86	36	50	28	12,7	0,804	79,18
87	35	52	32	13,6	0,861	82,35
87	35	52	36	14,5	0,914	82,35
87	35	52	40	15,3	0,965	82,35
87	35	52	50	17,1	1,081	82,35
87	35	52	60	18,8	1,186	82,35
87	35	52	70	20,3	1,283	82,35
87	35	52	90	23,1	1,457	82,35
86	35	50	120	26,7	1,686	79,18
85	37	48	150	29,9	1,888	76,02
83	39	44	202	34,7	2,194	69,68

*corresponde a milímetros de querosene.

APENDICE G

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM EM LEITO FLUIDIZADO

Corrida n° 13

Condições experimentais:

$M_{so} =$	1000 g	$\bar{X}_1 =$	1,7790 bs
$L_f =$	14 cm	$T_{bs} =$	22,0 °C
$T_{bu} =$	19,0 °C	$P_{atm} =$	710,5 mmHg
$Y_o =$	0,0128 kg água/kg ar seco	$d_p =$	0,43 mm
$\Delta h =$	40 mm col. querosene		
$V_g =$	0,0152 m³/s		
$v_g =$	0,95 m/s		

DADOS

tempo (min)	T_1 (°C)	T_2 (°C)	X (bs)	X/ X_1 (bs)
0	101,2	57,3	1,7790	1,000
1	107,4	43,8	1,6863	0,948
2	107,0	40,5	1,5619	0,878
4	108,0	40,0	1,3791	0,775
6	107,6	39,0	1,2481	0,702
8	108,9	38,9	1,0054	0,565
10	109,4	38,9	0,8909	0,501
12	109,6	38,7	0,8063	0,453
14	108,7	38,7	0,7007	0,394
16	109,0	39,6	0,5742	0,323
18	108,7	38,6	0,4435	0,249
20	108,8	39,2	0,2289	0,129
22	108,8	54,6	0,0439	0,025
24	109,4	88,2	0,0143	0,008

Observação: Experimento 1 é a média das corridas 13 e 14;
 Experimento 2 é a média das corridas 15 e 16;
 Experimento 3 é a média das corridas 17 e 18;
 Experimento 4 é a média das corridas 19 e 20;
 Experimento 5 corresponde a corrida 21.

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM EM LEITO FLUIDIZADO

Corrida n° 14

Condições experimentais:

$M_{so} =$	1000 g	$\bar{X}_1 =$	1,7883 bs
$L_T =$	15 cm	$T_{bs} =$	21,0 °C
$T_{bu} =$	19,0 °C	$P_{atm} =$	710,5 mmHg
$Y_o =$	0,0139 kg água/kg ar seco	$d_p =$	0,43 mm
$\Delta h =$	40 mm col. querosene		
$V_g =$	0,0151 m ³ /s		
$v_g =$	0,96 m/s		

DADOS

tempo (min)	T_1 (°C)	T_2 (°C)	X (bs)	X/X_1 (bs)
0	105,3	50,4	1,7883	1,000
1	106,9	53,5	1,7345	0,970
2	107,4	47,0	1,7188	0,961
4	107,6	39,7	1,5804	0,884
6	109,0	39,3	1,5790	0,883
8	110,2	39,3	1,3501	0,755
10	110,0	39,1	1,2250	0,685
12	110,7	38,6	1,0928	0,611
14	109,8	38,6	0,8973	0,502
16	110,0	38,6	0,7558	0,423
18	109,2	38,6	0,6229	0,348
20	110,0	38,6	0,5368	0,300
22	109,8	38,7	0,3164	0,177
24	110,0	41,5	0,0904	0,051
26	109,0	79,9	0,0380	0,021

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM EM LEITO FLUIDIZADO

Corrida n° 15

Condições experimentais:

M_{so}	=	950 g	$\bar{X}_1$	=	1,7853 bs
L_f	=	15 cm	T_{bs}	=	22,0 °C
T_{bu}	=	19,0 °C	P_{atm}	=	710,5 mmHg
Y_o	=	0,0135 kg água/kg ar seco	d_p	=	0,43 mm
Δh	=	50 mm col. querosene			
V_g	=	0,0170 m ³ /s			
v_g	=	1,07 m/s			

DADOS

tempo (min)	T_1 (°C)	T_2 (°C)	X (bs)	X/ $\bar{X}_1$ (bs)
0	98,4	54,4	1,7853	1,000
1	109,6	42,3	1,6759	0,939
2	109,2	40,5	1,6212	0,908
4	110,2	39,3	1,4625	0,819
6	111,3	38,6	1,3279	0,744
8	110,2	38,3	1,1195	0,627
10	110,1	38,2	0,9970	0,558
12	109,5	38,2	0,8097	0,454
14	110,3	38,1	0,6938	0,389
16	109,6	38,1	0,5598	0,314
18	109,1	38,1	0,3195	0,179
20	109,2	40,8	0,1088	0,061
22	109,4	73,2	0,0256	0,014

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM EM LEITO FLUIDIZADO

Corrida n° 16

Condições experimentais:

M_{so}	=	1000 g	$\bar{X}_1$	=	1,7850 bs
L_f	=	15 cm	T_{bs}	=	23,0 °C
T_{bu}	=	19,5 °C	P_{atm}	=	710,5 mmHg
Y_o	=	0,0138 kg água/kg ar seco	d_p	=	0,43 mm
Δh	=	50 mm col. querosene			
V_g	=	0,0171 m ³ /s			
v_g	=	1,08 m/s			

DADOS

tempo (min)	T_1 (°C)	T_2 (°C)	X (bs)	X/X_1 (bs)
0	101,8	53,4	1,7850	1,000
1	107,9	41,6	1,6604	0,930
2	109,2	39,2	1,6795	0,941
4	108,9	38,8	1,5662	0,877
6	109,3	38,4	1,2614	0,707
8	109,5	38,3	1,1123	0,623
10	110,1	38,3	0,9364	0,525
12	109,6	38,1	0,7840	0,439
14	110,4	38,3	0,6224	0,349
16	108,4	38,3	0,4686	0,263
18	110,3	38,6	0,3157	0,177
20	109,1	39,9	0,1793	0,100
22	112,2	63,6	0,0458	0,026

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM EM LEITO FLUIDIZADO

Corrida n° 17

Condições experimentais:

$M_{so} =$	950 g	$\bar{X}_1 =$	1,7748 bs
$L_f =$	15 cm	$T_{bs} =$	23,0 °C
$T_{bu} =$	19,5 °C	$P_{atm} =$	710,5 mmHg
$Y_o =$	0,0135 kg água/kg ar seco	$d_p =$	0,43 mm
$\Delta h =$	80 mm col. querosene		
$V_g =$	0,0217 m³/s		
$v_g =$	1,37 m/s		

DADOS

tempo (min)	T_1 (°C)	T_2 (°C)	X (bs)	X/X_1 (bs)
0	98,4	43,6	1,7748	1,000
1	108,8	37,4	1,6235	0,915
2	108,8	38,0	1,5513	0,874
4	109,4	37,5	1,3284	0,748
6	108,4	37,5	1,1634	0,656
8	108,6	37,3	0,9748	0,549
10	108,8	37,1	0,7903	0,445
12	108,6	37,3	0,5483	0,309
14	108,9	37,9	0,3227	0,182
16	109,0	46,6	0,1117	0,063
18	109,0	76,9	0,0132	0,018

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM EM LEITO FLUIDIZADO

Corrida n° 18

Condições experimentais:

$M_{so} =$	950 g	$\bar{X}_1 =$	1,7898 bs
$L_f =$	15 cm	$T_{bs} =$	22,0 °C
$T_{bu} =$	18,0 °C	$P_{atm} =$	710,5 mmHg
$Y_o =$	0,0122 kg água/kg ar seco	$d_p =$	0,43 mm
$\Delta h =$	80 mm col. querosene		
$V_g =$	0,0216 m ³ /s		
$v_g =$	1,36 m/s		

DADOS

tempo (min)	T_1 (°C)	T_2 (°C)	X (bs)	X/ X_1 (bs)
0	96,3	43,6	1,7898	1,000
1	108,3	37,7	1,5683	0,876
2	108,6	37,9	1,5811	0,883
4	108,8	37,4	1,3349	0,746
6	108,9	37,2	1,1588	0,647
8	107,9	37,0	0,9967	0,557
10	108,8	37,1	0,7847	0,438
12	109,1	37,0	0,5579	0,312
14	108,8	37,9	0,3590	0,201
16	108,6	48,7	0,1011	0,056
18	108,8	79,5	0,0332	0,019

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM EM LEITO FLUIDIZADO

Corrida n° 19

Condições experimentais:

$M_{so} =$	950 g	$\bar{X}_1 =$	1,7851 bs
$L_f =$	14 cm	$T_{bs} =$	19,5 °C
$T_{bu} =$	16,5 °C	$P_{atm} =$	713,6 mmHg
$Y_o =$	0,0095 kg água/kg ar seco	$d_p =$	0,49 mm
$\Delta h =$	80 mm col. querosene		
$V_g =$	0,0213 m ³ /s		
$v_g =$	1,35 m/s		

DADOS

tempo (min)	T_1 (°C)	T_2 (°C)	X (bs)	X/X_1 (bs)
0	66,4	32,0	1,7851	1,000
1	70,1	28,6	1,7720	0,993
2	70,3	29,0	1,7509	0,981
4	70,7	29,0	1,6605	0,930
6	70,6	28,8	1,4737	0,826
8	70,9	28,8	1,3469	0,755
10	70,7	28,6	1,2313	0,690
12	71,0	28,4	1,1182	0,626
14	70,8	28,5	1,0243	0,574
16	70,6	28,4	0,8994	0,504
18	70,2	28,3	0,7836	0,439
20	70,1	28,1	0,6726	0,377
22	69,9	28,2	0,5306	0,297
24	69,9	28,3	0,4276	0,240
26	69,6	29,5	0,2485	0,139
28	70,1	35,4	0,1347	0,076

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM EM LEITO FLUIDIZADO

Corrida n° 20

Condições experimentais:

$M_{so} =$	950 g	$\bar{X}_1 =$	1,7889 bs
$L_f =$	15 cm	$T_{bs} =$	19,5 °C
$T_{bu} =$	16,0 °C	$P_{atm} =$	713,6 mmHg
$Y_o =$	0,0095 kg água/kg ar seco	$d_p =$	0,49 mm
$\Delta h =$	80 mm col. querosene		
$V_g =$	0,0213 m ³ /s		
$v_g =$	1,35 m/s		

DADOS

tempo (min)	T_1 (°C)	T_2 (°C)	X (bs)	X/ $\bar{X}_1$ (bs)
0	65,3	33,8	1,7889	1,000
1	70,2	26,8	1,7025	0,952
2	70,6	27,7	1,6653	0,931
4	70,7	28,1	1,5274	0,854
6	70,5	28,1	1,4185	0,793
8	71,0	28,1	1,3022	0,728
10	70,9	28,1	1,2062	0,674
12	70,7	28,1	1,1020	0,616
14	70,4	28,1	1,0007	0,559
16	70,4	28,1	0,9366	0,524
18	70,4	28,1	0,840	0,470
20	70,0	28,1	0,7018	0,392
22	69,7	28,0	0,5575	0,312
24	69,9	28,1	0,3043	0,170
26	69,6	28,6	0,1710	0,096
28	69,3	30,7	0,0974	0,054
30	69,2	39,5	0,0199	0,011

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM EM LEITO FLUIDIZADO

Corrida n° 21

Condições experimentais:

$M_{so} =$	950 g	$\bar{X}_1 =$	1,7870 bs
$L_T =$	15 cm	$T_{bs} =$	20,0 °C
$T_{bu} =$	17,0 °C	$P_{atm} =$	713,6 mmHg
$Y_o =$	0,0100 kg água/kg ar seco	$d_p =$	0,49 mm
$\Delta h =$	80 mm col. querosene		
$V_g =$	0,0213 m ³ /s		
$v_g =$	1,34 m/s		

DADOS

tempo (min)	T_1 (°C)	T_2 (°C)	X (bs)	X/ X_1 (bs)
0	117,5	33,8	1,7870	1,000
1	140,3	40,2	1,6070	0,899
2	140,4	40,5	1,4263	0,798
4	140,8	40,5	1,2245	0,685
6	141,4	40,5	0,9614	0,538
8	141,5	40,5	0,7021	0,393
10	141,9	40,7	0,4426	0,248
12	142,1	47,4	0,1568	0,088
14	142,2	94,1	0,0258	0,0144

CALIBRAÇÃO DO MEDIDOR DE BOCAL

A montagem do bocal é feita através de um cone com 845 mm de comprimento e cuja extremidade menor tem 74,86 mm de diâmetro, onde é feita a tomada de pressão estática com um manômetro inclinado. A outra extremidade está flangeada à sucção do ventilador.

Utilizou-se tal medidor pela facilidade de montagem, reduzido espaço ocupado, aliado à simplicidade e baixa perda de carga.

A partir do balanço de massa e de energia mecânica pode-se correlacionar a perda de pressão no bocal com a vazão de ar, pela equação:

$$V_g = C_b A_b \left[\frac{2 \rho_m g \Delta H}{\rho_f} \right]^{1/2} \quad (G.01)$$

onde:

- V_g - vazão volumétrica de gás (m^3/s);
- C_b - coeficiente de descarga do bocal;
- A_b - área do bocal, $A_b = \pi d_b^2 / 4$ (m^2);

ρ_m - densidade do líquido manométrico (kg/m^3);
 ρ_f - densidade do fluido em escoamento (kg/m^3);
 g - aceleração da gravidade (m/s^2);
 ΔH - diferença de altura do líquido manométrico (m).

O coeficiente C_b permite a correta correlação entre o valor da diferença de pressão com a vazão real de gás.

A calibração do bocal foi feita com o medidor de vazão de ar, Meriam Laminar Flow (Modelo 50 MC 2 - 6) já calibrado. Para a montagem deste há necessidade de: a) um trecho reto de pelo menos 10 vezes o diâmetro do tubo, sem perturbações, para que o fluxo esteja plenamente desenvolvido, b) medir a temperatura do ar ao passar pelo calibrador.

Para cada vazão de ar é observada: diferença de pressão do bocal, diferença de pressão entre as duas faces da colméia do calibrador e a pressão na face da colméia. Com estes dados experimentais, obtém-se numa curva do fabricante do calibrador, o valor da vazão, que posteriormente deve ser corrigida para a condição padrão a $21,1^\circ\text{C}$ e 760 mm Hg.

A partir dos dados experimentais obtém-se os valores dos parâmetros da Tabela G.01, sendo que o coeficiente de descarga do bocal (C_b) é calculado através da equação G.01. A Figura G.01 é a curva padrão de calibração do bocal.

A correlação da vazão padrão com a perda de pressão no bocal obtida, é a seguinte equação:

$$V_p = -0,0164 + 0,0158 \Delta H^{1/2} \quad (G.02)$$

onde:

V_p - vazão padrão do ar (m^3/s);

ΔH - diferença de altura do líquido manométrico (mm.c.a.);

O coeficiente de correlação da equação G.02 é igual a 0,9994.

O valor da vazão real para as condições experimentais é obtido a partir da vazão padrão, corrigindo-se o efeito da pressão e temperatura ambiente, pela seguinte equação:

$$V_r = V_p \left[\frac{273 + T_g}{273 + 21,1} \right] \left[\frac{760}{P_b} \right] \quad (G.03)$$

onde:

V_r - vazão real de ar à T_g e P_b (m^3/s);

T_g - temperatura do ar ambiente ($^{\circ}C$);

P_b - pressão ambiente (mm Hg).

TABELA G.01

ΔH (mm c a)	$V_p \times 10^{-3}$ (m ³ /s)	$Re_b \times 10^{-5}$	C_b	v_b (m/s)
99,72	142,9	1,60	0,802	32,47
94,78	138,5	1,55	0,796	31,47
87,06	133,4	1,49	0,801	30,31
80,73	127,0	1,42	0,792	28,85
72,82	116,1	1,30	0,762	26,38
63,62	107,2	1,20	0,755	24,36
56,99	102,5	1,15	0,761	23,29
50,65	93,6	1,05	0,737	21,27
40,37	83,4	0,933	0,735	18,95
34,82	76,4	0,855	0,725	17,36
31,66	72,2	0,807	0,719	16,40
29,28	68,0	0,761	0,704	15,45
26,12	63,8	0,714	0,699	14,50
23,74	58,7	0,657	0,675	13,34
22,16	56,2	0,629	0,669	12,77
19,79	52,8	0,591	0,665	12,00
18,20	50,3	0,563	0,661	11,43
15,04	44,4	0,497	0,641	10,09
11,87	39,3	0,440	0,639	8,93
9,50	32,6	0,365	0,593	7,41
7,12	27,1	0,303	0,569	6,16
4,75	19,2	0,215	0,494	4,36
3,17	10,9	0,122	0,343	2,48
0,79	0,0	0,0	0,0	0,0

MEDIDOR DE BOCAL

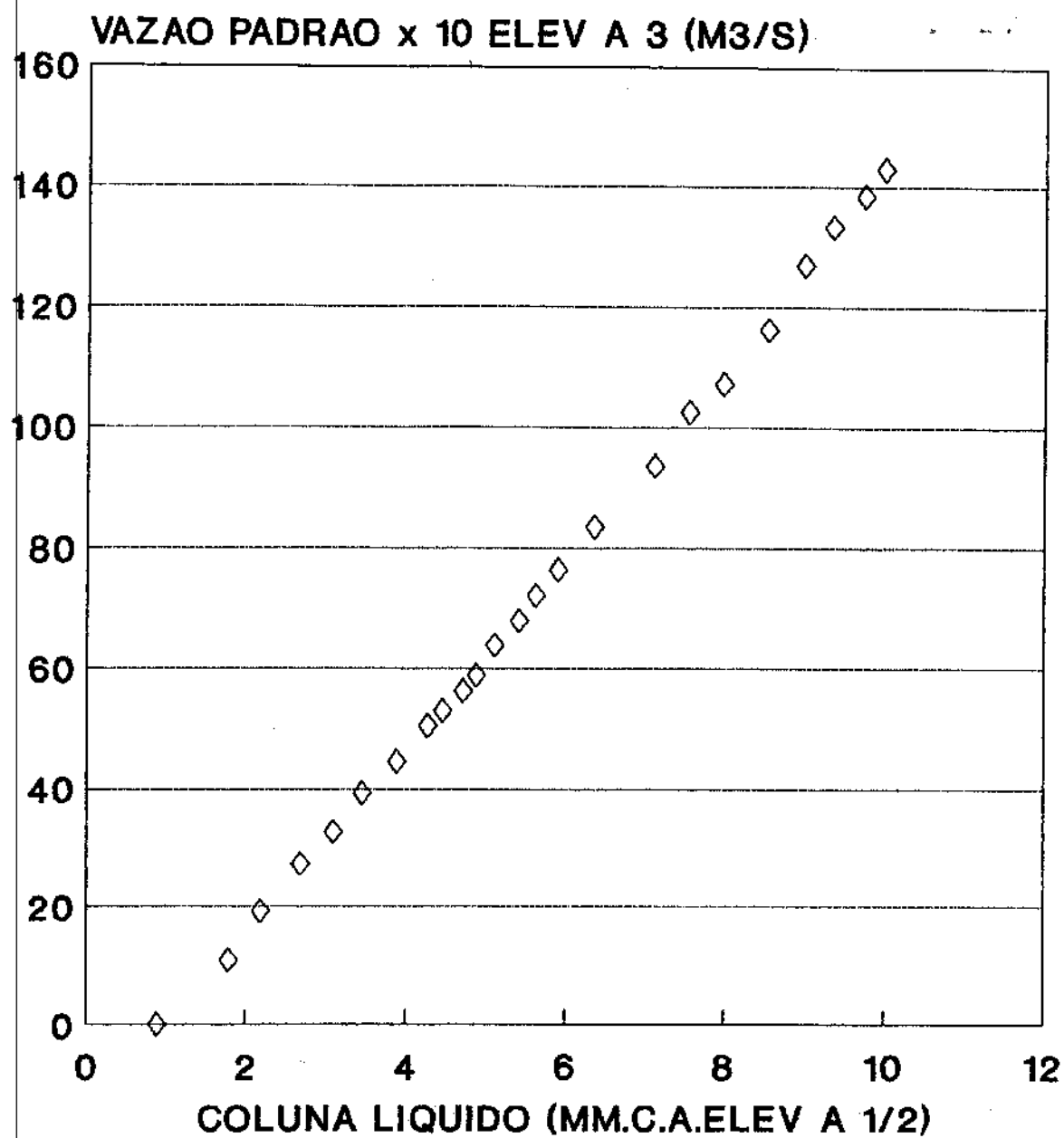


FIGURA G.01 - Curva de calibração do medidor de bocal

MEDIDOR DE BOCAL

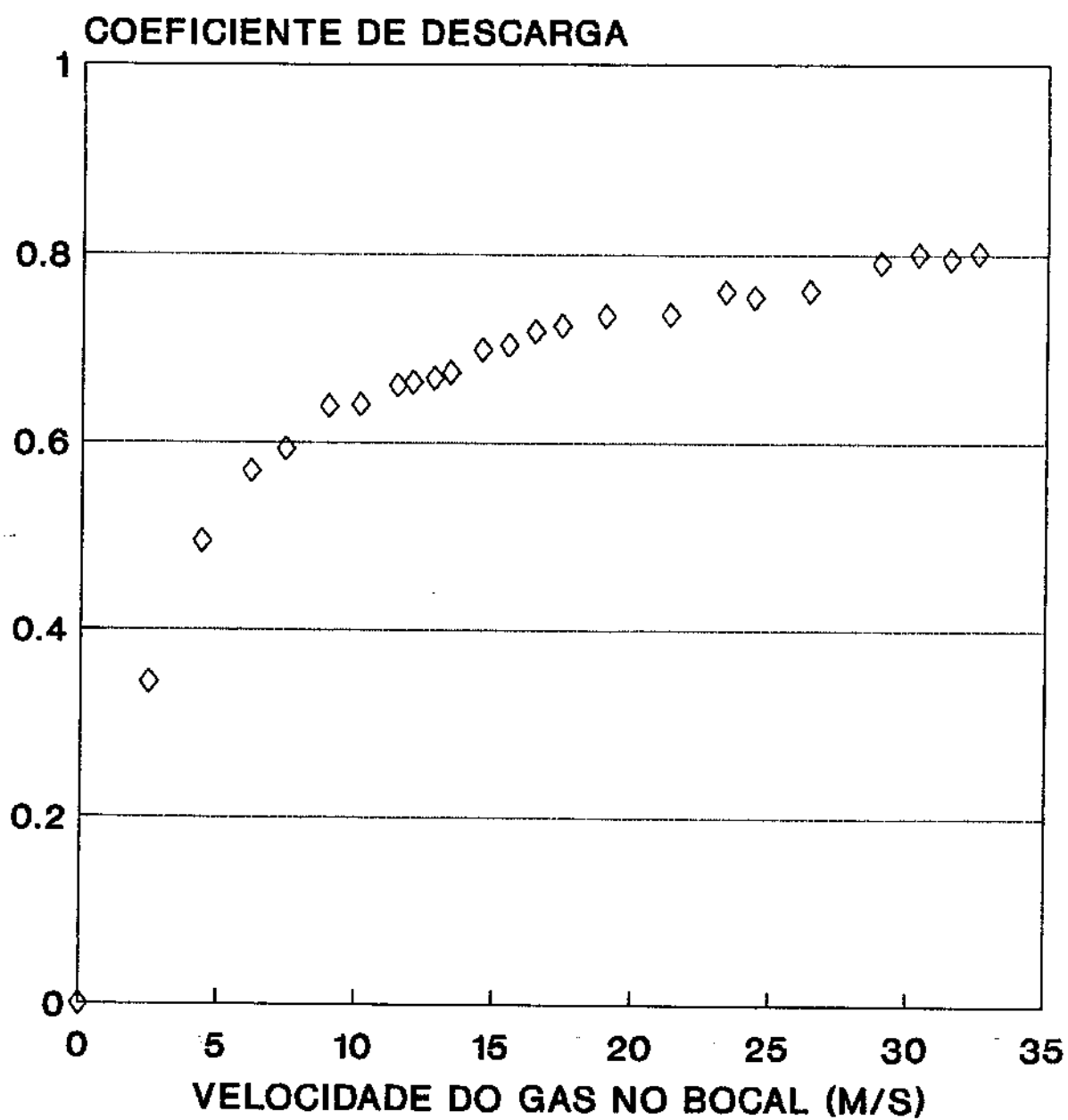


FIGURA G.02 - Gráfico do coeficiente de descarga versus velocidade no bocal.

APENDICE I

DADOS DE CALIBRAÇÃO DOS TERMOPARES PARA SEC. TRANSPORTE PNEUMATICO

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 2 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 20

X(1) = 220	Y(1) = 230
X(2) = 211	Y(2) = 218
X(3) = 202.5	Y(3) = 207
X(4) = 186.5	Y(4) = 194.6
X(5) = 180.5	Y(5) = 187
X(6) = 170.2	Y(6) = 177.5
X(7) = 160.6	Y(7) = 166
X(8) = 150.8	Y(8) = 155.4
X(9) = 140.7	Y(9) = 143.6
X(10) = 130.8	Y(10) = 132.2
X(11) = 121	Y(11) = 124.8
X(12) = 109.6	Y(12) = 111.3
X(13) = 101.5	Y(13) = 106.6
X(14) = 91	Y(14) = 96
X(15) = 81	Y(15) = 84.5
X(16) = 71.1	Y(16) = 73.6
X(17) = 60.8	Y(17) = 62.5
X(18) = 51	Y(18) = 52
X(19) = 41.2	Y(19) = 42
X(20) = 30.1	Y(20) = 30.7

RESULTADOS

 INCLINACAO: 1.03756 DESVIO PADRAO:
 INTERCEPTO: -.546768 DESVIO PADRAO:

.0059473
 .821341

Y = 1.03756 * X + -.546768
 COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999705

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 1 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 19

X(1) = 211.7	Y(1) = 213
X(2) = 201	Y(2) = 203
X(3) = 186.5	Y(3) = 192.8
X(4) = 180.4	Y(4) = 185.6
X(5) = 170.6	Y(5) = 176.4
X(6) = 161	Y(6) = 164
X(7) = 150.7	Y(7) = 153.7
X(8) = 140.6	Y(8) = 142.1
X(9) = 131	Y(9) = 130.8
X(10) = 120.2	Y(10) = 122.4
X(11) = 110.4	Y(11) = 111.9
X(12) = 100.1	Y(12) = 103.4
X(13) = 90.4	Y(13) = 93.4
X(14) = 80.3	Y(14) = 82.4
X(15) = 70	Y(15) = 70.9
X(16) = 60.1	Y(16) = 60.3
X(17) = 50.1	Y(17) = 49.8
X(18) = 39.9	Y(18) = 39.2
X(19) = 31.2	Y(19) = 30.3

RESULTADOS

 INCLINACAO: 1.02434 DESVIO PADRAO:
 INTERCEPTO: -.865707 DESVIO PADRAO:

.006842
 .704531

Y = 1.02434 * X + -.865707
 COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999623

**** CALIBRACAO DO TERMOPAR 3 ****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 21

X(1) = 212	Y(1) = 221	
X(2) = 210.1	Y(2) = 218	
X(3) = 202.5	Y(3) = 208	
X(4) = 195.5	Y(4) = 201	
X(5) = 187.6	Y(5) = 194.9	
X(6) = 180.5	Y(6) = 186.5	
X(7) = 170.5	Y(7) = 176.8	
X(8) = 162.5	Y(8) = 167.9	
X(9) = 150.2	Y(9) = 154.1	
X(10) = 140.4	Y(10) = 142.9	
X(11) = 130	Y(11) = 130.9	
X(12) = 120.3	Y(12) = 123.4	
X(13) = 110.5	Y(13) = 112.3	
X(14) = 101.7	Y(14) = 106.3	
X(15) = 89.1	Y(15) = 93.1	
X(16) = 80.1	Y(16) = 83.3	
X(17) = 68.5	Y(17) = 70.3	
X(18) = 60.7	Y(18) = 62.1	
X(19) = 50.1	Y(19) = 50.8	
X(20) = 39.7	Y(20) = 40	
X(21) = 30.3	Y(21) = 30.4	

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.03865 DESVIO PADRAO: 4.86164E-03
INTERCEPTO: -1.08931 DESVIO PADRAO: .683843
Y = 1.03865 * X + -1.08931
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999793

**** CALIBRACAO DO TERMOPAR 4 ****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 20

X(1) = 220	Y(1) = 230	
X(2) = 210.2		Y(2) = 216
X(3) = 202.3		Y(3) = 206
X(4) = 186.3		Y(4) = 194
X(5) = 180.3		Y(5) = 186.5
X(6) = 170	Y(6) = 177	
X(7) = 160.4		Y(7) = 165.4
X(8) = 150.6		Y(8) = 155.1
X(9) = 140.6		Y(9) = 143
X(10) = 130.7		Y(10) = 131.6
X(11) = 120.9		Y(11) = 124.3
X(12) = 109.4		Y(12) = 110.8
X(13) = 101.4		Y(13) = 106
X(14) = 90.9		Y(14) = 95.6
X(15) = 80.9		Y(15) = 84
X(16) = 71	Y(16) = 73.2	
X(17) = 60.7		Y(17) = 62.1
X(18) = 51	Y(18) = 51.8	
X(19) = 41.2		Y(19) = 41.7
X(20) = 30.2		Y(20) = 30.6

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.03607 DESVIO PADRAO: .00637
INTERCEPTO: -.74028 DESVIO PADRAO: .878753
Y = 1.03607 * X + -.74028
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .99966

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 6 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 20

X(1) = 219.9	Y(1) = 230
X(2) = 209.8	Y(2) = 216
X(3) = 201.8	Y(3) = 206
X(4) = 186	Y(4) = 194
X(5) = 180	Y(5) = 186.3
X(6) = 169.5	
X(7) = 160	Y(6) = 176.8
X(8) = 150.2	
X(9) = 140.2	Y(7) = 165.4
X(10) = 130.4	
X(11) = 120.6	Y(8) = 154.9
X(12) = 109.2	Y(9) = 142.9
X(13) = 101.2	
X(14) = 90.7	Y(10) = 131.6
X(15) = 80.7	Y(11) = 124.3
X(16) = 70.8	Y(12) = 110.9
X(17) = 60.5	Y(13) = 106.2
X(18) = 50.9	Y(14) = 95.6
X(19) = 41.1	Y(15) = 84.2
X(20) = 30.2	Y(16) = 73.3
	Y(17) = 62.2
	Y(18) = 51.9
	Y(19) = 41.8
	Y(20) = 30.7

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.03655 DESVIO PADRAO: 6.22588E-01
INTERCEPTO: -.510864 DESVIO PADRAO: .856992
Y = 1.03655 * X + -.510864
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999675

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 5 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 19

X(1) = 211.7	Y(1) = 214
X(2) = 200.9	Y(2) = 202
X(3) = 186.3	Y(3) = 192.6
X(4) = 180.3	Y(4) = 185.4
X(5) = 170.5	Y(5) = 176.4
X(6) = 160.5	Y(6) = 162.2
X(7) = 150.1	Y(7) = 153.2
X(8) = 140.4	Y(8) = 141.8
X(9) = 130.6	Y(9) = 130.6
X(10) = 120.1	Y(10) = 121.9
X(11) = 110.3	Y(11) = 111.8
X(12) = 100	Y(12) = 103.1
X(13) = 90.2	Y(13) = 93
X(14) = 80.2	Y(14) = 82.2
X(15) = 70	Y(15) = 70.8
X(16) = 60	Y(16) = 60.2
X(17) = 50	Y(17) = 49.8
X(18) = 39.9	
X(19) = 31.2	Y(18) = 39.2
	Y(19) = 30.5

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.02371 DESVIO PADRAO: 6.75612E-03
INTERCEPTO: -.874901 DESVIO PADRAO: .892064
Y = 1.02371 * X + -.874901
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .99963

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 21

X(1) = 222.2
X(2) = 210.1
X(3) = 202.1
X(4) = 194
X(5) = 186
X(6) = 180.4
X(7) = 171
X(8) = 161
X(9) = 150.1
X(10) = 139.8
X(11) = 130.6
X(12) = 120
X(13) = 110.3
X(14) = 100.5
X(15) = 90.8
X(16) = 81.1
X(17) = 70.2
X(18) = 60.4
X(19) = 50.5
X(20) = 41.8
X(21) = 27.4

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 7 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 20

X(1) = 219.9
X(2) = 209.6
X(3) = 201.5
X(4) = 185.7
X(5) = 179.8
X(6) = 169.3
X(7) = 159.8
X(8) = 150
X(9) = 140.1
X(10) = 130.2
X(11) = 120.4
X(12) = 109.1
X(13) = 101.1
X(14) = 90.6
X(15) = 80.5
X(16) = 70.7
X(17) = 60.4
X(18) = 50.8
X(19) = 41
X(20) = 30.2

Y(1) = 229
Y(2) = 215
Y(3) = 205.5
Y(4) = 193.3
Y(5) = 185.6
Y(6) = 176.3
Y(7) = 164.8
Y(8) = 154.5
Y(9) = 142.6
Y(10) = 131
Y(11) = 123.7
Y(12) = 110.6
Y(13) = 106
Y(14) = 95.4
Y(15) = 84
Y(16) = 73.2
Y(17) = 62.2
Y(18) = 51.9
Y(19) = 41.7
Y(20) = 30.8

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.03232
INTERCEPTO: -.221481
Y = 1.03232 * X + -.221481
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999682

DESvio PADRAO: 6.13181E-03
DESvio PADRAO: .843108

Y(1) = 231
Y(2) = 215
Y(3) = 209
Y(4) = 200
Y(5) = 191
Y(6) = 184.3
Y(7) = 176.2
Y(8) = 164.3
Y(9) = 152.8
Y(10) = 140.5
Y(11) = 130.2
Y(12) = 122
Y(13) = 111
Y(14) = 104.9
Y(15) = 94.2
Y(16) = 83.5
Y(17) = 71.4
Y(18) = 61.4
Y(19) = 50.9
Y(20) = 42.1
Y(21) = 28.6

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.0311
INTERCEPTO: -.999481
Y = 1.0311 * X + -.999481
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999699

DESvio PADRAO: 5.80365E-03
DESvio PADRAO: .819332

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 10 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 19

X(1) = 211.6 Y(1) = 213
X(2) = 200.6 Y(2) = 202
X(3) = 186.1 Y(3) = 192.5
X(4) = 180 Y(4) = 185.5
X(5) = 170.3 Y(5) = 176.5
X(6) = 160.1 Y(6) = 164
X(7) = 149.7 Y(7) = 153.2
X(8) = 140.2 Y(8) = 141.7
X(9) = 130.4 Y(9) = 130.2
X(10) = 120 Y(10) = 122
X(11) = 110.1 Y(11) = 111.5
X(12) = 99.9 Y(12) = 103.2
X(13) = 90.1 Y(13) = 93.2
X(14) = 80.1 Y(14) = 82.1
X(15) = 69.9 Y(15) = 70.6
X(16) = 60 Y(16) = 60.3
X(17) = 50 Y(17) = 49.8
X(18) = 39.8 Y(18) = 39.2
X(19) = 31.1 Y(19) = 30.5

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.02476 DESVIO PADRAO: 7.33507E-07
INTERCEPTO: -.812843 DESVIO PADRAO: .967156
Y = 1.02476 * X + -.812843
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999565

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 9 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 21

X(1) = 222 Y(1) = 231
X(2) = 210 Y(2) = 216
X(3) = 201.8 Y(3) = 207
X(4) = 193.4 Y(4) = 200
X(5) = 187.4 Y(5) = 193.5
X(6) = 180.2 Y(6) = 184.8
X(7) = 170.8 Y(7) = 176.8
X(8) = 160.5 Y(8) = 164.4
X(9) = 149.9 Y(9) = 153.3
X(10) = 139.5 Y(10) = 140.9
X(11) = 130.4 Y(11) = 130.5
X(12) = 119.9 Y(12) = 122.4
X(13) = 110.1 Y(13) = 111.2
X(14) = 100.4 Y(14) = 105.3
X(15) = 90.7 Y(15) = 94.4
X(16) = 81 Y(16) = 83.7
X(17) = 70.2 Y(17) = 71.8
X(18) = 60.3 Y(18) = 61.5
X(19) = 50.5 Y(19) = 51.1
X(20) = 41.8 Y(20) = 42.3
X(21) = 27.4 Y(21) = 28.5

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.03341 DESVIO PADRAO: 5.51581E-07
INTERCEPTO: -.854752 DESVIO PADRAO: .778144
Y = 1.03341 * X + -.854752
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999729

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 21

X(1) = 211.9	Y(1) = 221
X(2) = 210	Y(2) = 218
X(3) = 202.1	Y(3) = 208
X(4) = 195	Y(4) = 201
X(5) = 187.5	Y(5) = 195.2
X(6) = 180.2	Y(6) = 186.2
X(7) = 170.1	Y(7) = 176.7
X(8) = 162.1	Y(8) = 167.6
X(9) = 150	Y(9) = 154.2
X(10) = 140	Y(10) = 142.7
X(11) = 129.8	Y(11) = 130.7
X(12) = 120.1	Y(12) = 123.3
X(13) = 110.2	Y(13) = 111.8
X(14) = 101.5	Y(14) = 106
X(15) = 88.7	Y(15) = 92.7
X(16) = 80	Y(16) = 83.1
X(17) = 68.4	Y(17) = 70.2
X(18) = 60.6	Y(18) = 62
X(19) = 50	Y(19) = 50.7
X(20) = 39.7	Y(20) = 40
X(21) = 30.2	Y(21) = 30.2

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.04083 DESVIO PADRAO: 4.78849E-03
INTERCEPTO: -1.26431 DESVIO PADRAO: .67245
Y = 1.04083 * X + -1.26431
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .9998

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 21

X(1) = 221.9	Y(1) = 231
X(2) = 209.8	Y(2) = 215
X(3) = 201.3	Y(3) = 207
X(4) = 193.7	Y(4) = 200
X(5) = 187	Y(5) = 193
X(6) = 179.7	Y(6) = 184.1
X(7) = 170.3	Y(7) = 176.1
X(8) = 160	Y(8) = 163.4
X(9) = 149.5	Y(9) = 153
X(10) = 139.2	Y(10) = 140.5
X(11) = 130.1	Y(11) = 130.2
X(12) = 119.7	Y(12) = 122.1
X(13) = 109.7	Y(13) = 111
X(14) = 100.2	Y(14) = 105.1
X(15) = 90.3	Y(15) = 94.2
X(16) = 80.7	Y(16) = 83.5
X(17) = 69.8	Y(17) = 71.4
X(18) = 60.2	Y(18) = 61.4
X(19) = 50.3	Y(19) = 50.9
X(20) = 41.7	Y(20) = 42.3
X(21) = 27.4	Y(21) = 28.5

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.03202 DESVIO PADRAO: 5.61306E-03
INTERCEPTO: -.714691 DESVIO PADRAO: .790396
Y = 1.03202 * X + -.714691
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999719

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 14 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 19

X(1) = 211.5 Y(1) = 213
X(2) = 200.3 Y(2) = 202
X(3) = 185.8 Y(3) = 192
X(4) = 179.8 Y(4) = 184.5
X(5) = 170 Y(5) = 176.4
X(6) = 159.4 Y(6) = 163.4
X(7) = 149.2 Y(7) = 152.4
X(8) = 140.1 Y(8) = 141.5
X(9) = 130.2 Y(9) = 129.9
X(10) = 119.9 Y(10) = 121.5
X(11) = 109.9 Y(11) = 111.3
X(12) = 99.7 Y(12) = 103
X(13) = 90 Y(13) = 93
X(14) = 80 Y(14) = 82
X(15) = 69.9 Y(15) = 70.5
X(16) = 59.9 Y(16) = 60.1
X(17) = 50 Y(17) = 49.7
X(18) = 39.8 Y(18) = 39.2
X(19) = 31.1 Y(19) = 30.7

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.02438 DESVIO PADRAO: 7.08520E-03
INTERCEPTO: -.836517 DESVIO PADRAO: .932732
Y = 1.02438 * X + -.836517
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999595

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 13 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 21

X(1) = 221.7 Y(1) = 231
X(2) = 209.7 Y(2) = 215
X(3) = 201.1 Y(3) = 207
X(4) = 193.6 Y(4) = 200
X(5) = 186.5 Y(5) = 192.4
X(6) = 179.5 Y(6) = 183.7
X(7) = 169.8 Y(7) = 175
X(8) = 159.4 Y(8) = 163
X(9) = 149.4 Y(9) = 152.5
X(10) = 139 Y(10) = 140.2
X(11) = 130 Y(11) = 130.2
X(12) = 119.4 Y(12) = 121.7
X(13) = 109.6 Y(13) = 111.4
X(14) = 100 Y(14) = 104.9
X(15) = 90.2 Y(15) = 94
X(16) = 80.6 Y(16) = 83.4
X(17) = 69.7 Y(17) = 71.3
X(18) = 60.1 Y(18) = 61.3
X(19) = 50.3 Y(19) = 50.9
X(20) = 41.7 Y(20) = 42.2
X(21) = 27.4 Y(21) = 28.4

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.03231 DESVIO PADRAO: 5.54875E-03
INTERCEPTO: -.765793 DESVIO PADRAO: .780236
Y = 1.03231 * X + -.765793
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999727

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 16 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 21

X(1) = 222.7	Y(1) = 229
X(2) = 219.5	Y(2) = 224
X(3) = 210.6	Y(3) = 213
X(4) = 202.1	Y(4) = 204
X(5) = 190.8	Y(5) = 196
X(6) = 180.8	Y(6) = 186
X(7) = 171	Y(7) = 176.5
X(8) = 159	Y(8) = 163
X(9) = 150	Y(9) = 154.2
X(10) = 138.8	Y(10) = 140.6
X(11) = 130.3	Y(11) = 130.8
X(12) = 120.4	Y(12) = 123.2
X(13) = 110.7	Y(13) = 112.5
X(14) = 100.8	Y(14) = 104.9
X(15) = 89.9	Y(15) = 93.8
X(16) = 80.5	Y(16) = 83.1
X(17) = 70.2	Y(17) = 71.6
X(18) = 60.1	Y(18) = 60.6
X(19) = 50.2	Y(19) = 50.3
X(20) = 40	Y(20) = 39.7
X(21) = 33.4	Y(21) = 32.8

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.02305 DESVIO PADRAO: 5.16512E-03
INTERCEPTO: -.293076 DESVIO PADRAO: .739602
Y = 1.02305 * X + -.293076
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999758

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 15 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 16

X(1) = 178.1	Y(1) = 182.6
X(2) = 171.6	Y(2) = 176.9
X(3) = 160.5	Y(3) = 164.8
X(4) = 152.3	Y(4) = 156.4
X(5) = 140.2	Y(5) = 142.2
X(6) = 131.1	Y(6) = 132.1
X(7) = 119.5	Y(7) = 121.7
X(8) = 110.1	Y(8) = 112.2
X(9) = 99.6	Y(9) = 104.9
X(10) = 90	Y(10) = 94.3
X(11) = 79.8	Y(11) = 83
X(12) = 69.8	Y(12) = 71.8
X(13) = 59.7	Y(13) = 62.1
X(14) = 49.9	Y(14) = 50.4
X(15) = 40	Y(15) = 40.4
X(16) = 30.8	Y(16) = 31.6

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.02279 DESVIO PADRAO: 7.15959E-03
INTERCEPTO: .377548 DESVIO PADRAO: .822634
Y = 1.02279 * X + .377548
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999657

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 21

X(1) = 222.8	Y(1) = 228
X(2) = 219.2	Y(2) = 223
X(3) = 210.3	Y(3) = 213
X(4) = 201.8	Y(4) = 204
X(5) = 190.4	Y(5) = 197
X(6) = 180.5	Y(6) = 185.9
X(7) = 170.7	Y(7) = 176.7
X(8) = 158.8	Y(8) = 162.7
X(9) = 149.8	Y(9) = 154
X(10) = 138.4	Y(10) = 140.2
X(11) = 130.1	Y(11) = 130.9
X(12) = 120.2	Y(12) = 123
X(13) = 110.6	Y(13) = 112.3
X(14) = 100.6	Y(14) = 104.6
X(15) = 89.7	Y(15) = 93.4
X(16) = 80.3	Y(16) = 82.6
X(17) = 70.1	Y(17) = 71.2
X(18) = 60	Y(18) = 60.4
X(19) = 50.1	Y(19) = 50.2
X(20) = 40	Y(20) = 39.8
X(21) = 33.4	Y(21) = 33.1

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.02441 DESVIO PADRAO: 5.31291E-01
INTERCEPTO: -.399673 DESVIO PADRAO: .759704
Y = 1.02441 * X + -.399673
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999744

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 17 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 16

X(1) = 177.5	Y(1) = 182.2
X(2) = 171	Y(2) = 176.6
X(3) = 160	Y(3) = 164
X(4) = 151.8	Y(4) = 156.3
X(5) = 139.7	Y(5) = 141.7
X(6) = 130.6	Y(6) = 131.4
X(7) = 119	Y(7) = 121.5
X(8) = 109.7	Y(8) = 111.8
X(9) = 99.3	Y(9) = 104.9
X(10) = 89.5	Y(10) = 93.8
X(11) = 79.6	Y(11) = 82.8
X(12) = 69.6	Y(12) = 71.6
X(13) = 59.6	Y(13) = 61.9
X(14) = 49.8	Y(14) = 50.5
X(15) = 39.9	Y(15) = 40.5
X(16) = 30.8	Y(16) = 31.3

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.02397 DESVIO PADRAO: 7.56261E-03
INTERCEPTO: .32473 DESVIO PADRAO: .865956
Y = 1.02397 * X + .32473
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999618

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 20 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 19

***** CALIBRACAO DO TERMOPAR 19 *****

REGRESSAO LINEAR

NUMERO DE PARES DE PONTOS EXPERIMENTAIS= 21

X(1) = 222.9 Y(1) = 228
X(2) = 218.7 Y(2) = 222
X(3) = 210 Y(3) = 211.5
X(4) = 201.5 Y(4) = 203
X(5) = 190.1 Y(5) = 196
X(6) = 180.2 Y(6) = 185.2
X(7) = 170.4 Y(7) = 175.9
X(8) = 158.6 Y(8) = 162.3
X(9) = 149.6 Y(9) = 153.2
X(10) = 137.8 Y(10) = 139.2
X(11) = 130 Y(11) = 130.4
X(12) = 120 Y(12) = 122.5
X(13) = 110.4 Y(13) = 112
X(14) = 100.4 Y(14) = 104.3
X(15) = 89.6 Y(15) = 93
X(16) = 80.1 Y(16) = 82.3
X(17) = 70 Y(17) = 71
X(18) = 59.8 Y(18) = 60.3
X(19) = 50 Y(19) = 50
X(20) = 40 Y(20) = 39.7
X(21) = 33.4 Y(21) = 22.9

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.03404 DESVIO PADRAO: .0100832
INTERCEPTO: -2.45288 DESVIO PADRAO: 1.43965
Y = 1.03404 * X + -2.45288
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999099

RESULTADOS

INCLINACAO: 1.0247 DESVIO PADRAO: 7.31896E-03
INTERCEPTO: -.954575 DESVIO PADRAO: .961839
Y = 1.0247 * X + -.954575
COEFICIENTE DE CORRELACAO: .999567

APÊNDICE J

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM NO TRANSPORTE PNEUMÁTICO

EXPERIMENTO N° 1

Valores médios obtidos das corridas: 46, 47, 48, 49 e 50

Condições ambiente:	Valores da umidade adimensional			
	posi- ção	compri- mento(m)	umidade (bs)	umidade adimensional
T _{bs} (°C)=17,9	0	0,00	2,1595±0,1601	1,0 ±0,0
T _{bu} (°C)=14,7	1	0,80	1,7208±0,3170	0,800 ±0,164
P _{atm} =712,9 (mmHg)	2	1,25	1,6204±0,1024	0,751 ±0,042
Vazão de ar:	3	1,70	1,5204±0,1353	0,705 ±0,052
Δh(mm c q*)=14	4	2,15	1,6438±0,2364	0,763 ±0,114
V _g (m³/s)= 0,0375	5	2,60	1,7596±0,1933	0,817 ±0,1
W _g (kg/s)= 0,04153	6	3,20	1,6813±0,1772	0,785 ±0,123
	7	4,80	1,7242±0,0647	0,801 ±0,048

Vazão de sólidos	antes da leitura da T e P	após a leitura da T e P	antes da amostra- gem	após a amos- tagem	média
(kg/h)	11,8±1,0	11,9±1,5	11,9±0,5	11,1±1,2	11,68

VALORES DE PRESSÃO E DE TEMPERATURA

Posi- ção	Compri- mento	Pressão (mm c a)		Temperatura (°C)	
		sem carga	com carga	sem carga	com carga
1	0,00	-----	-----	99,3±0,3	100,3 ±1,5
2	0,15	15,53±1,42	15,53±1,42	93,6±1,1	67,4 ±1,5
3	0,25	99,73±1,42	99,73±1,42	98,8±0,6	68,2 ±3,1
4	0,35	103,82±1,42	103,82±1,42	98,3±0,4	81,8 ±2,2
5	0,45	94,01±1,42	96,47±1,42	97,3±0,2	90,5 ±1,8
6	0,55	79,30±1,42	81,75±1,42	98,4±0,3	95,8 ±1,4
7	0,65	94,83±1,42	95,65±2,45	98,8±0,1	96,3 ±1,4
8	0,75	113,63±1,42	112,0 ±2,83	97,9±0,5	94,3 ±1,4
9	0,87	116,9 ±1,42	113,63±3,75	98,0±0,1	92,0 ±1,8
10	1,07	67,04±2,83	66,22±2,45	97,0±0,2	90,0 ±2,0
11	1,27	44,96±1,42	44,15±0,0	98,0±0,4	89,8 ±1,6
12	1,47	47,42±1,42	46,6 ±2,45	98,2±0,7	91,2 ±2,2
13	1,67	66,22±2,45	67,85±1,42	97,8±0,3	90,5 ±1,8
14	1,87	49,87±1,42	47,42±1,42	97,0±0,3	90,6 ±1,5
15	2,17	35,97±1,42	35,15±1,42	97,5±0,6	90,5 ±1,4
16	2,47	35,15±1,42	35,15±1,42	96,7±0,2	88,7 ±1,3
17	2,77	-----	-----	97,2±0,8	89,4 ±1,1
18	3,07	-----	-----	95,8±0,6	87,0 ±1,0
19	3,37	21,26±1,42	22,89±1,42	94,5±0,9	85,3 ±1,2
20	3,87	33,52±1,42	34,34±0,0	94,1±0,5	82,6 ±1,0

* corresponde a milímetros de querosene, densidade 0,7788 g/cm³.

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM NO TRANSPORTE PNEUMÁTICO

EXPERIMENTO N^o II

Valores médios obtidos das corridas: 51, 53, 54 e 55

Condições ambiente:	Valores da unidade adimensional			
	posi- ção	compri- mento(m)	umidade (bs)	umidade adimensional
T _{bs} (°C)=20,8				
T _{bu} (°C)=16,1				
P _{atm} =712,7 (mmHg)	0	0,00	1,4701±0,0714	1,0 ±0,0
	1	0,80	1,3882±0,0285	0,946 ±0,033
Vazão de ar:	2	1,25	1,2788±0,0595	0,870 ±0,017
	3	1,70	1,1343±0,2042	0,769 ±0,113
Δh(mmHg*)=14,5	4	2,15	1,3606±0,0958	0,926 ±0,058
	5	2,60	1,2840±0,0691	0,873 ±0,017
V _g (m ³ /s)=0,0386	6	3,20	1,2610±0,1362	0,857 ±0,053
	7	4,80	1,2840±0,0323	0,875 ±0,044
W _g (kg/s)=0,0423				

Vazão de sólidos	antes da leitura da T e P	após a leitura da T e P	antes da amostra- gem	após a amostra- gem	média
(kg/h)	22,6±0,4	23,7±0,6	22,1±0,3	23,9±1,5	23,08

VALORES DE PRESSÃO E DE TEMPERATURA

Posi- ção	Comprimento	Pressão (mm c a)		Temperatura (°C)	
		sem carga	com carga	sem carga	com carga
1	0,00	-----	-----	105,0±0,7	104,1 ±0,6
2	0,15	17,17±0,0	29,43±3,47	99,4±1,2	90,9 ±1,8
3	0,25	96,26±1,23	111,59±3,17	105,4±0,7	94,5 ±1,2
4	0,35	94,42±2,45	105,46±2,83	104,1±1,0	100,9 ±0,7
5	0,45	93,20±4,9	108,52±3,09	103,2±1,0	100,2 ±0,9
6	0,55	81,55±1,23	96,26±2,35	104,1±1,1	101,8 ±0,8
7	0,65	85,84±0,0	95,65±2,0	104,6±1,2	100,6 ±0,8
8	0,75	110,98±1,23	120,17±2,0	102,8±1,1	98,6 ±0,9
9	0,87	118,33±3,68	127,53±3,47	103,5±0,9	99,0 ±0,9
10	1,07	64,99±2,45	74,19±3,68	102,8±1,0	97,2 ±1,0
11	1,27	39,24±4,9	44,19±4,48	103,7±1,1	96,5 ±0,9
12	1,47	50,89±1,23	57,02±4,64	104,0±1,1	95,7 ±0,9
13	1,67	71,12±2,0	76,64±4,19	103,2±1,1	94,0 ±0,8
14	1,87	52,73±1,42	58,86±4,0	102,2±1,1	92,9 ±0,7
15	2,17	40,47±2,45	45,98±5,06	102,9±1,4	92,1 ±0,8
16	2,47	41,69±0,0	44,76±3,09	101,7±1,3	90,3 ±0,7
17	2,77	-----	-----	102,3±1,4	90,0 ±0,6
18	3,07	-----	-----	100,4±1,7	87,3 ±0,8
19	3,37	26,98±0,0	21,46±2,35	99,5±1,4	85,4 ±0,8
20	3,87	30,66±7,36	26,36±4,19	98,0±2,0	82,1 ±1,0

* corresponde a milímetros de querosene, densidade 0,7788 g/cm³.

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM NO TRANSPORTE PNEUMÁTICO

EXPERIMENTO N° III

Valores médios obtidos das corridas: 63, 64, 65 e 66

Condições
ambiente:

Valores da unidade adimensional

	posi- ção	compri- mento(m)	umidade (bs)	umidade adimensional
$T_{bs}(^{\circ}\text{C})=25,9$				
$T_{bu}(^{\circ}\text{C})=23,6$				
$P_{atm}=706,8$ (mmHg)	0	0,00	$1,1833 \pm 0,0164$	$1,0 \pm 0,941$
	1	0,80	$1,1130 \pm 0,0553$	$0,941 \pm 0,051$
Vazão de ar:	2	1,25	$1,0881 \pm 0,0553$	$0,920 \pm 0,046$
	3	1,70	$1,0665 \pm 0,0651$	$0,901 \pm 0,045$
$\Delta h(\text{mmcq}^*)=22$	4	2,15	$1,0953 \pm 0,0384$	$0,926 \pm 0,026$
	5	2,60	$0,9768 \pm 0,0905$	$0,825 \pm 0,075$
$V_g(\text{m}^3/\text{s})=0,0527$	6	3,20	$0,9203 \pm 0,0971$	$0,778 \pm 0,077$
	7	4,80	$0,8530 \pm 0,1285$	$0,720 \pm 0,102$
$W_g(\text{kg/s})=0,0561$				

Vazão de sólidos	antes da leitura da T e P	após a leitura da T e P	antes da amostra- gem	após a amos- tagem	média
(kg/h)	$39,2 \pm 2,2$	$40,1 \pm 3,7$	$40,2 \pm 3,7$	$38,7 \pm 5,9$	39,55

VALORES DE PRESSÃO E DE TEMPERATURA

Posi- ção	Compri- mento	Pressão (mm c a)		Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	
		sem carga	com carga	sem carga	com carga
1	0,00	, ± ,	, ± ,	$111,4 \pm 0,4$	$111,2 \pm 0,9$
2	0,15	, ± ,	, ± ,	$108,9 \pm 2,1$	$101,2 \pm 3,8$
3	0,25	, ± ,	, ± ,	$113,6 \pm 1,1$	$104,8 \pm 3,6$
4	0,35	, ± ,	, ± ,	$112,8 \pm 1,1$	$109,2 \pm 2,1$
5	0,45	, ± ,	, ± ,	$111,9 \pm 1,1$	$110,4 \pm 1,4$
6	0,55	, ± ,	, ± ,	$113,1 \pm 1,0$	$112,3 \pm 1,7$
7	0,65	, ± ,	, ± ,	$113,5 \pm 0,9$	$111,6 \pm 1,5$
8	0,75	, ± ,	, ± ,	$111,8 \pm 0,9$	$109,2 \pm 1,5$
9	0,87	, ± ,	, ± ,	$112,1 \pm 0,8$	$108,2 \pm 1,4$
10	1,07	, ± ,	, ± ,	$111,7 \pm 0,8$	$105,9 \pm 1,6$
11	1,27	, ± ,	, ± ,	$112,2 \pm 0,7$	$104,9 \pm 1,5$
12	1,47	, ± ,	, ± ,	$112,7 \pm 0,7$	$104,1 \pm 1,4$
13	1,67	, ± ,	, ± ,	$111,7 \pm 0,6$	$101,3 \pm 1,7$
14	1,87	, ± ,	, ± ,	$110,5 \pm 0,5$	$100,0 \pm 1,3$
15	2,17	, ± ,	, ± ,	$110,4 \pm 0,5$	$98,5 \pm 1,4$
16	2,47	, ± ,	, ± ,	$109,2 \pm 0,6$	$95,5 \pm 1,3$
17	2,77	, ± ,	, ± ,	$109,0 \pm 1,3$	$94,3 \pm 1,4$
18	3,07	, ± ,	, ± ,	$107,2 \pm 0,5$	$91,6 \pm 1,6$
19	3,37	, ± ,	, ± ,	$106,3 \pm 0,6$	$88,0 \pm 1,6$
20	3,87	, ± ,	, ± ,	$105,6 \pm 1,2$	$78,7 \pm 2,5$

* corresponde a milímetros de querosene, densidade $0,7788 \text{ g/cm}^3$.

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM NO TRANSPORTE PNEUMATICO

EXPERIMENTO N^o IV

Valores médios obtidos das corridas: 56, 58, 59 e 60

Condições ambiente:	Valores da unidade adimensional			
	posi- ção	compri- mento(m)	umidade (bs)	umidade adimensional
T _{ba} (°C)=19,3	0	0,00	1,8067±0,0867	1,0 ±0,0
T _{bu} (°C)=15,6	1	0,80	1,6850±0,2292	0,909 ±0,128
P _{atm} =713,6 (mmHg)	2	1,25	1,4912±0,2285	0,804 ±0,123
Vazão de ar:	3	1,70	1,5478±0,2113	0,832 ±0,088
Δh(mmHg*)=11	4	2,15	1,6633±0,0585	0,873 ±0,064
V _g (m ³ /s)=0,0329	5	2,60	1,6877±0,0601	0,911 ±0,051
W _g (kg/s)=0,0362	6	3,20	1,5699±0,0969	0,846 ±0,020
	7	4,80	1,5585±0,0534	0,801 ±0,075

Vazão de sólidos	antes da leitura da T e P**	após a leitura da T e P	antes da amostra- gem	após a amos- tagem	média
..(kg/h)	39,9±0,9	42,6±1,4	41,2±1,0	43,3±3,8	41,75

VALORES DE PRESSÃO E DE TEMPERATURA

Posi- ção	Comprimento	Pressão (mm c a)		Temperatura (°C)	
		sem carga	com carga	sem carga	com carga
1	0,00	-----	-----	145,8±2,6	144,7 ±1,3
2	0,15	12,88±1,23	42,31±6,13	131,8±1,7	110,7 ±7,4
3	0,25	96,26±1,23	121,4 ±8,38	140,3±2,6	117,4 ±4,9
4	0,35	85,22±5,44	112,2 ±8,58	139,2±2,3	128,0 ±2,3
5	0,45	91,36±3,09	129,37±8,35	138,5±2,0	131,1 ±2,0
6	0,55	77,87±2,35	119,56±8,81	139,6±1,9	136,8 ±1,7
7	0,65	75,41±2,35	93,20±4,48	140,1±2,1	135,0 ±1,9
8	0,75	109,14±2,45	133,05±5,8	138,2±2,0	131,7 ±2,2
9	0,87	118,95±2,45	136,11±2,45	138,7±2,1	130,8 ±1,8
10	1,07	56,41±2,0	79,09±7,04	138,0±2,1	126,5 ±2,2
11	1,27	32,5 ±4,64	46,60±6,64	139,1±2,0	123,2 ±2,3
12	1,47	44,76±1,23	64,99±4,25	139,5±2,3	121,7 ±3,1
13	1,67	69,9 ±2,45	96,87±5,84	138,5±1,8	119,6 ±3,0
14	1,87	50,28±2,45	79,71±5,84	137,2±2,0	117,2 ±3,1
15	2,17	37,4 ±1,23	68,06±6,45	137,6±1,9	115,0 ±2,6
16	2,47	38,63±2,35	65,60±5,06	136,6±1,7	111,9 ±2,9
17	2,77	-----	-----	136,9±1,5	110,9 ±2,9
18	3,07	-----	-----	135,1±1,3	106,7 ±3,2
19	3,37	25,14±1,23	32,50±2,35	134,4±1,2	102,8 ±3,5
20	3,87	25,14±1,23	21,46±3,09	131,8±0,8	92,4 ±4,6

* corresponde a milímetros de querosene, densidade 0,7788 g/cm³.

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM NO TRANSPORTE PNEUMATICO

EXPERIMENTO N° V

Valores médios obtidos das corridas: 26, 27, 28 e 29

Condições ambiente:	Valores da unidade adimensional			
	posi- ção	compri- mento(m)	umidade (bs)	umidade adimensional
$T_{bs}(^{\circ}C)=15,6$	0	0,00	$1,3600 \pm 0,0319$	$1,0 \pm 0,0$
$T_{bu}(^{\circ}C)=10,6$	1	0,80	$1,1453 \pm 0,0702$	$0,843 \pm 0,063$
$P_{atm} = 715,9$ (mmHg)	2	1,25	$1,0484 \pm 0,1217$	$0,772 \pm 0,095$
Vazão de ar:	3	1,70	$0,9323 \pm 0,1550$	$0,687 \pm 0,118$
$\Delta h(\text{mmcq}^*)=12$	4	2,15	$1,0338 \pm 0,1045$	$0,762 \pm 0,088$
$V_g(\text{m}^3/\text{s})=0,0327$	5	2,60	$1,0343 \pm 0,1093$	$0,761 \pm 0,085$
$W_g(\text{kg/s})=0,0368$	6	3,20	$1,0570 \pm 0,0923$	$0,777 \pm 0,066$
	7	4,80	$0,9826 \pm 0,0465$	$0,723 \pm 0,034$

Vazão de sólidos (kg/s)	antes da leitura da T e P	após a leitura da T e P	antes da amostra- gem	após a amos- tagem	média
	$12,0 \pm 1,7$	$12,0 \pm 1,3$	$11,9 \pm 0,7$	$12,1 \pm 0,9$	12,0

VALORES DE PRESSÃO E DE TEMPERATURA

Posi- ção	Compri- mento	Pressão (mm c a)		Temperatura ($^{\circ}C$)	
		sem carga	com carga	sem carga	com carga
1	0,00	-----	-----	$178,9 \pm 0,4$	$177,5 \pm 1,4$
2	0,15	$14,71 \pm 2,0$	$16,19 \pm 2,45$	$157,9 \pm 1,8$	$156,1 \pm 1,6$
3	0,25	$101,78 \pm 2,45$	$106,93 \pm 2,94$	$172,1 \pm 1,4$	$165,0 \pm 4,5$
4	0,35	$109,14 \pm 1,42$	$117,72 \pm 4,91$	$170,4 \pm 1,3$	$168,8 \pm 2,0$
5	0,45	$102,39 \pm 3,09$	$103,01 \pm 3,92$	$169,0 \pm 1,2$	$167,4 \pm 2,1$
6	0,55	$80,93 \pm 3,47$	$82,89 \pm 3,43$	$170,3 \pm 1,3$	$169,1 \pm 1,8$
7	0,65	$64,99 \pm 2,45$	$70,63 \pm 1,47$	$172,0 \pm 1,3$	$169,4 \pm 2,0$
8	0,75	$109,14 \pm 1,42$	$113,31 \pm 1,47$	$169,7 \pm 1,3$	$166,7 \pm 2,2$
9	0,87	$118,33 \pm 3,09$	$120,66 \pm 2,45$	$170,3 \pm 1,4$	$166,9 \pm 2,3$
10	1,07	$74,19 \pm 1,23$	$74,07 \pm 1,47$	$169,7 \pm 1,1$	$165,6 \pm 2,9$
11	1,27	$39,24 \pm 3,47$	$42,18 \pm 1,47$	$170,9 \pm 1,1$	$165,8 \pm 3,3$
12	1,47	$53,34 \pm 3,09$	$54,45 \pm 0,98$	$171,4 \pm 1,3$	$166,4 \pm 3,7$
13	1,67	$61,31 \pm 2,83$	$66,71 \pm 0,98$	$169,9 \pm 1,3$	$164,2 \pm 3,7$
14	1,87	$45,37 \pm 1,42$	$49,05 \pm 1,96$	$168,4 \pm 1,4$	$162,1 \pm 3,4$
15	2,17	$30,66 \pm 1,42$	$33,84 \pm 2,45$	$168,9 \pm 1,4$	$162,2 \pm 4,1$
16	2,47	$34,95 \pm 1,23$	$36,79 \pm 1,96$	$167,5 \pm 1,4$	$159,7 \pm 4,5$
17	2,77	-----	-----	$167,8 \pm 1,6$	$160,1 \pm 4,8$
18	3,07	-----	-----	$165,6 \pm 1,5$	$157,9 \pm 4,8$
19	3,37	$19,62 \pm 0,0$	$19,62 \pm 2,94$	$164,3 \pm 1,7$	$155,8 \pm 5,5$
20	3,87	$28,20 \pm 2,45$	$26,49 \pm 1,47$	$160,4 \pm 1,8$	$151,3 \pm 5,5$

* corresponde a milímetros de querosene, densidade $0,7788 \text{ g/cm}^3$.

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM NO TRANSPORTE PNEUMATICO

EXPERIMENTO N° VI

Valores médios obtidos das corridas: 30, 31, 33, 34 e 35

Condições ambiente:	Valores da umidade adimensional			
	posi- ção	compri- mento(m)	umidade (bs)	umidade adimensional
T _{ba} (°C)=19,6	0	0,00	1,3574±0,0953	1,0 ±0,0
T _{bu} (°C)=13,6	1	0,80	1,1485±0,0878	0,850 ±0,091
P _{atm} =715,6 (mmHg)	2	1,25	0,9230±0,0569	0,683 ±0,068
Vazão de ar:	3	1,70	0,9688±0,1249	0,714 ±0,100
Δh(mmcq*)=9,5	4	2,15	1,0082±0,1211	0,743 ±0,078
V _g (m ³ /s)=0,0281	5	2,60	1,0021±0,0835	0,741 ±0,083
W _g (kg/s)=0,0311	6	3,20	0,9689±0,2278	0,710 ±0,145
	7	4,80	1,0221±0,1036	0,754 ±0,070

Vazão de sólidos (kg/h)	antes da leitura da T e P	após a leitura da T e P	antes da amostra- gem	após a amos- tagem	média
	11,4±1,0	11,9±0,9	11,8±1,2	11,8±1,2	11,72

VALORES DE PRESSÃO E DE TEMPERATURA

Posi- ção	Compri- mento	Pressão (mm c a)		Temperatura (°C)	
		sem carga	com carga	sem carga	com carga
1	0,00	-----	-----	183,7±1,0	183,6 ±0,6
2	0,15	13,08±1,42	18,64±1,96	161,5±1,3	160,0 ±0,3
3	0,25	100,55±0,0	105,95±2,45	176,4±1,3	168,7 ±1,4
4	0,35	104,64±1,42	110,36±1,96	173,6±1,9	173,1 ±0,6
5	0,45	99,74±5,66	103,50±3,43	172,4±1,6	171,8 ±0,6
6	0,55	78,48±4,25	77,5±14,71	173,5±1,6	173,4 ±0,7
7	0,65	60,5 ±1,42	62,78±1,47	174,9±1,2	173,6 ±0,5
8	0,75	108,73±2,83	110,36±2,45	172,6±1,2	170,5 ±0,4
9	0,87	117,72±0,0	119,68±0,98	173,5±1,2	171,2 ±0,7
10	1,07	69,49±2,83	70,63±0,98	172,7±0,7	169,0 ±1,5
11	1,27	38,42±1,42	37,77±1,47	174,1±1,0	169,9 ±0,7
12	1,47	49,87±1,42	51,50±0,0	174,9±1,1	170,0 ±0,8
13	1,67	66,22±0,0	65,24±1,47	173,8±1,2	168,0 ±0,8
14	1,87	47,42±1,42	47,58±1,47	172,4±1,1	166,1 ±0,9
15	2,17	31,88±0,0	31,88±0,0	172,6±1,2	165,2 ±0,9
16	2,47	35,15±1,42	34,83±0,98	170,9±1,3	162,9 ±1,0
17	2,77	-----	-----	171,3±1,5	162,6 ±1,2
18	3,07	-----	-----	168,7±1,8	159,7 ±1,2
19	3,37	19,62±0,0	14,22±0,98	168,5±2,1	158,3 ±1,4
20	3,87	26,16±1,42	23,05±1,47	164,3±2,6	151,9 ±2,4

* corresponde a milímetros de querosene, densidade 0,7788 g/cm³.

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM NO TRANSPORTE PNEUMATICO

EXPERIMENTO N° VII

Valores médios obtidos das corridas: 38, 39 e 40

Condições ambiente:	Valores da unidade adimensional			
	posi- ção	compri- mento(m)	umidade (bs)	umidade adimensional
T _{bs} (°C)=20,5	0	0,00	2,0046±0,0192	1,0 ±0,0
T _{bu} (°C)=15,0	1	0,80	1,5652±0,4086	0,781 ±0,204
P _{atm} =713,4 (mmHg)	2	1,25	1,4092±0,1168	0,703 ±0,061
Vazão de ar:	3	1,70	1,4643±0,1339	0,731 ±0,074
Δh(mmHg*)=15	4	2,15	1,4180±0,3504	0,708 ±0,176
V _g (m³/s)=0,0380	5	2,60	1,3551±0,2082	0,609 ±0,058
W _g (kg/s)=0,0418	6	3,20	1,6475±0,1433	0,822 ±0,077
	7	4,80	1,5691±0,0583	0,783 ±0,030

Vazão de sólidos (kg/h)	antes da leitura da T e P	após a leitura da T e P	antes da amostra- gem	após a amos- tagem	média
	21,4±0,2	22,0±0,6	21,4±0,2	22,3±0,7	21,78

VALORES DE PRESSÃO E DE TEMPERATURA

Posi- ção	Compri- mento	Pressão (mm c a)		Temperatura (°C)	
		sem carga	com carga	sem carga	com carga
1	0,00	-----	-----	180,9±2,3	183,8 ±1,3
2	0,15	13,90±1,42	18,64±3,92	159,7±2,0	137,0 ±4,5
3	0,25	96,47±2,83	109,38±5,89	174,3±2,4	147,9 ±6,3
4	0,35	89,93±2,83	102,02±3,92	172,5±3,0	162,2 ±3,3
5	0,45	94,83±1,42	99,08±1,47	170,7±2,5	165,0 ±5,4
6	0,55	76,03±2,45	84,37±1,47	172,0±2,6	171,5 ±2,9
7	0,65	59,68±3,75	68,67±2,45	173,4±2,4	170,7 ±2,4
8	0,75	105,46±4,25	113,80±1,47	171,0±2,4	166,9 ±3,6
9	0,87	115,27±2,45	119,19±1,47	172,3±2,3	166,8 ±2,9
10	1,07	61,31±2,45	63,77±0,00	171,4±2,5	163,1 ±3,4
11	1,27	33,52±1,42	35,81±1,47	172,7±2,5	160,9 ±4,2
12	1,47	45,78±1,42	45,62±1,47	173,7±2,4	161,2 ±3,0
13	1,67	64,40±1,42	62,78±1,47	172,5±2,3	158,5 ±3,3
14	1,87	45,78±1,42	46,60±0,00	170,9±2,2	156,4 ±3,4
15	2,17	31,88±0,00	32,86±1,47	171,5±1,9	154,6 ±3,1
16	2,47	34,34±0,00	31,88±0,00	169,9±1,8	151,7 ±3,7
17	2,77	-----	-----	170,4±1,5	151,3 ±3,9
18	3,07	-----	-----	167,7±1,7	147,2 ±4,7
19	3,37	19,62±0,00	10,79±1,47	167,4±1,6	144,6 ±4,5
20	3,87	22,07±2,45	18,15±1,47	163,6±1,6	138,0 ±5,0

* corresponde a milímetros de querosene, densidade 0,7788 g/cm³.

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM NO TRANSPORTE PNEUMATICO

EXPERIMENTO N° VIII

Valores médios obtidos das corridas: 41, 43, 44 e 45

Condições ambiente:	Valores da unidade adimensional			
	posi- ção	compri- mento(m)	umidade (bs)	umidade adimensional
T _{bs} (°C)=20,0	0	0,00	2,0122±0,0340	1,0 ±0,0
T _{bu} (°C)=14,1	1	0,80	1,8990±0,077	0,944 ±0,035
P _{atm} =713,1 (mmHg)	2	1,25	1,7337±0,0657	0,862 ±0,030
Vazão de ar:	3	1,70	1,6970±0,2107	0,844 ±0,111
Δh(mm c q*)=15	4	2,15	1,6497±0,1994	0,821 ±0,108
V _g (m³/s)=0,0399	5	2,60	1,6513±0,2483	0,822 ±0,130
W _g (kg/s)=0,0440	6	3,20	1,7353±0,1291	0,863 ±0,075
	7	4,80	1,6687±0,0412	0,829 ±0,014

Vazão de sólidos	antes da leitura da T e P	após a leitura da T e P	antes da amostra- gem	após a amos- tagem	média
(kg/h)	39,0±2,8	41,1±2,3	39,4±1,9	39,4±3,8	39,73

VALORES DE PRESSÃO E DE TEMPERATURA

Posi- ção	Compri- mento	Pressão (mm c a)		Temperatura (°C)	
		sem carga	com carga	sem carga	com carga
1	0,00	-----	-----	184,8±0,6	184,0 ±1,3
2	0,15	15,33±1,23	33,35±4,91	164,3±0,2	126,4 ±6,9
3	0,25	100,55±2,0	120,66±4,41	179,5±0,9	137,2 ±3,5
4	0,35	90,13±2,35	110,36±5,4	177,6±0,9	155,1 ±1,8
5	0,45	96,26±2,35	121,64±4,41	176,0±1,3	160,8 ±1,5
6	0,55	77,87±3,68	107,91±3,43	177,5±1,1	167,6 ±0,6
7	0,65	66,83±2,35	81,42±6,38	178,5±1,2	165,0 ±1,4
8	0,75	111,59±3,17	129,0 ±4,41	175,8±1,0	161,0 ±1,5
9	0,87	118,95±1,42	132,93±0,98	176,9±0,8	159,6 ±0,6
10	1,07	60,70±2,35	75,05±4,91	176,0±1,4	154,3 ±0,7
11	1,27	34,34±0,00	42,18±4,91	177,2±1,0	151,1 ±2,0
12	1,47	44,76±1,23	58,37±5,89	177,3±0,4	149,5 ±2,2
13	1,67	66,22±2,83	80,93±4,41	175,9±0,2	146,1 ±1,8
14	1,87	49,05±2,00	64,26±5,40	174,2±0,3	143,4 ±1,6
15	2,17	34,95±1,23	51,50±3,92	174,6±0,5	139,9 ±1,6
16	2,47	35,96±2,45	47,09±5,40	172,9±0,5	136,3 ±1,6
17	2,77	-----	-----	172,9±0,9	134,9 ±1,7
18	3,07	-----	-----	170,5±0,4	130,2 ±2,3
19	3,37	21,46±2,35	22,07±2,94	170,1±0,4	125,6 ±2,5
20	3,87	20,85±1,42	20,1102,94	165,6±0,7	115,8 ±4,6

* corresponde a milímetros de querosene, densidade 0,7788 g/cm³.

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM NO TRANSPORTE PNEUMATICO

EXPERIMENTO N° IX

Valores médios obtidos das corridas: 67, 68, 69, 70, 71 e 72

Condições ambiente:	Valores da unidade adimensional			
	posi- ção	compri- mento(m)	umidade (bs)	umidade adimensional
T _{ba} (°C)=25,3	0	0,00	1,2010±0,0241	1,0 ±0,0
T _{bu} (°C)=23,3	1	0,80	0,9148±0,1460	0,762 ±0,123
P _{atm} =705,3 (mmHg)	2	1,25	0,8490±0,0798	0,708 ±0,073
Vazão de ar:	3	1,70	0,6439±0,1042	0,536 ±0,081
Δh(mmHg*)=22	4	2,15	0,8969±0,0828	0,718 ±0,081
V _g (m³/s)=0,0536	5	2,60	0,8841±0,0530	0,734 ±0,034
W _g (kg/s)=0,0587	6	3,20	0,8534±0,1075	0,712 ±0,100
	7	4,80	0,7564±0,0839	0,630 ±0,075

Vazão de sólidos	antes da leitura da T e P	após a leitura da T e P	antes da amostra- gem	após a amos- tagem	média
(kg/h)	12,1±0,7	12,5±1,0	12,1±0,7	12,1±1,4	12,20

VALORES DE PRESSÃO E DE TEMPERATURA

Posi- ção	Compri- mento	Pressão (mm c a)		Temperatura (°C)	
		sem carga	com carga	sem carga	com carga
1	0,00	, ± ,	, ± ,	245,0±0,0	245,0 ±0,5
2	0,15	, ± ,	, ± ,	201,4±0,4	200,3 ±0,8
3	0,25	, ± ,	, ± ,	226,4±0,0	220,3 ±0,8
4	0,35	, ± ,	, ± ,	224,4±0,5	224,1 ±0,6
5	0,45	, ± ,	, ± ,	222,3±0,0	220,9 ±0,6
6	0,55	, ± ,	, ± ,	224,4±0,0	223,2 ±0,4
7	0,65	, ± ,	, ± ,	224,8±0,0	222,6 ±0,4
8	0,75	, ± ,	, ± ,	222,7±0,0	219,5 ±0,4
9	0,87	, ± ,	, ± ,	223,0±0,6	219,0 ±0,4
10	1,07	, ± ,	, ± ,	222,6±0,0	217,5 ±0,9
11	1,27	, ± ,	, ± ,	224,3±0,0	217,4 ±0,9
12	1,47	, ± ,	, ± ,	225,6±0,0	217,5 ±1,0
13	1,67	, ± ,	, ± ,	223,2±0,0	214,5 ±0,9
14	1,87	, ± ,	, ± ,	221,3±0,4	212,1 ±1,6
15	2,17	, ± ,	, ± ,	221,3±0,0	210,9 ±1,5
16	2,47	, ± ,	, ± ,	220,7±0,0	202,8 ±4,9
17	2,77	, ± ,	, ± ,	221,3±0,4	199,9 ±1,3
18	3,07	, ± ,	, ± ,	219,3±0,5	197,3 ±1,2
19	3,37	, ± ,	, ± ,	217,1±0,5	194,4 ±0,9
20	3,87	, ± ,	, ± ,	214,2±0,0	190,4 ±1,2

* corresponde a milímetros de querosene, densidade 0,7788 g/cm³.

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM NO TRANSPORTE PNEUMÁTICO

EXPERIMENTO N° X

Valores médios obtidos das corridas: 73, 74, 75, 76, 77 e 78

Condições ambiente:	Valores da unidade adimensional			
	posi- ção	compri- mento(m)	umidade (bs)	umidade adimensional
T _{bs} (°C)=27,8	0	0,00	1,2151±0,0166	1,0 ±0,0
T _{bu} (°C)=25,4	1	0,80	0,9230±0,0873	0,759 ±0,065
P _{atm} =704,7 (mmHg)	2	1,25	0,8316±0,0992	0,685 ±0,082
Vazão de ar:	3	1,70	0,8116±0,0919	0,668 ±0,074
Δh(mm c q*)=22	4	2,15	0,9477±0,0568	0,780 ±0,054
V _g (m³/s)=0,0541	5	2,60	0,9397±0,0405	0,774 ±0,042
W _g (kg/s)=0,0569	6	3,20	0,9469±0,0710	0,780 ±0,062
	7	4,80	0,7719±0,0233	0,636 ±0,022

Vazão de sólidos (kg/h)	antes da leitura da T e P	após a leitura da T e P	antes da amostra- gem	após a amos- tagem	média
	23,0±1,0	24,0±1,3	23,0±1,2	24,0±0,6	23,50

VALORES DE PRESSÃO E DE TEMPERATURA

Posi- ção	Compri- mento	Pressão (mm c a)		Temperatura (°C)	
		sem carga	com carga	sem carga	com carga
1	0,00	, ± ,	, ± ,	245,0±0,4	245,0 ±0,4
2	0,15	, ± ,	, ± ,	198,9±0,2	200,7 ±1,7
3	0,25	, ± ,	, ± ,	224,3±0,0	218,3 ±5,9
4	0,35	, ± ,	, ± ,	221,0±0,0	223,4 ±1,2
5	0,45	, ± ,	, ± ,	219,2±0,0	219,5 ±1,8
6	0,55	, ± ,	, ± ,	220,3±0,0	221,8 ±1,3
7	0,65	, ± ,	, ± ,	222,4±0,5	220,5 ±1,5
8	0,75	, ± ,	, ± ,	219,9±0,4	216,6 ±1,6
9	0,87	, ± ,	, ± ,	221,0±0,5	215,8 ±1,6
10	1,07	, ± ,	, ± ,	220,5±0,0	212,7 ±1,4
11	1,27	, ± ,	, ± ,	221,0±0,4	207,0 ±5,8
12	1,47	, ± ,	, ± ,	223,2±0,5	207,0 ±5,8
13	1,67	, ± ,	, ± ,	221,2±0,0	199,7 ±1,7
14	1,87	, ± ,	, ± ,	219,2±0,4	196,5 ±1,5
15	2,17	, ± ,	, ± ,	218,8±0,5	194,4 ±2,0
16	2,47	, ± ,	, ± ,	218,1±0,5	191,5 ±2,1
17	2,77	, ± ,	, ± ,	217,7±0,5	189,8 ±2,1
18	3,07	, ± ,	, ± ,	215,9±1,4	186,8 ±2,1
19	3,37	, ± ,	, ± ,	214,5±0,4	183,1 ±2,0
20	3,87	, ± ,	, ± ,	210,3±0,4	177,1 ±2,5

* corresponde a milímetros de querosene, densidade 0,7788 g/cm³.

DADOS EXPERIMENTAIS DA SECAGEM NO TRANSPORTE PNEUMATICO

EXPERIMENTO N° XI

Valores médios obtidos das corridas: 79, 80, 81, 82, 83 e 84

Condições
ambiente:

Valores da unidade adimensional

	posi- ção	comprimento(m)	umidade (bs)	umidade adimensional
$T_{bs}(^{\circ}C)=31,0$	0	0,00	$1,2188 \pm 0,0305$	$1,0 \pm 0,0$
$T_{bu}(^{\circ}C)=25,2$	1	0,80	$1,0742 \pm 0,0109$	$0,882 \pm 0,018$
$P_{atm}=704,9$ (mmHg)	2	1,25	$1,0116 \pm 0,0528$	$0,830 \pm 0,041$
Vazão de ar:	3	1,70	$0,9432 \pm 0,0261$	$0,774 \pm 0,029$
$\Delta h(mm c q^*)=22$	4	2,15	$1,0020 \pm 0,0608$	$0,822 \pm 0,044$
	5	2,60	$1,0289 \pm 0,0168$	$0,845 \pm 0,023$
$V_g(m^3/s)=0,0546$	6	3,20	$1,0055 \pm 0,0574$	$0,825 \pm 0,049$
	7	4,80	$0,8222 \pm 0,0532$	$0,675 \pm 0,041$
$W_g(kg/s)=0,0568$				

Vazão de sólidos (kg/h)	antes da leitura da T e P	após a leitura da T e P	antes da amostra- gem	após a amos- tagem	média
	$39,6 \pm 1,6$	$40,9 \pm 2,8$	$39,9 \pm 1,4$	$40,8 \pm 1,4$	40,3

VALORES DE PRESSÃO E DE TEMPERATURA

Posi- ção	Comprimento	Pressão (mm c a)		Temperatura ($^{\circ}C$)	
		sem carga	com carga	sem carga	com carga
1	0,00	, ± ,	, ± ,	$245,0 \pm 0,0$	$245,0 \pm 0,0$
2	0,15	, ± ,	, ± ,	$199,1 \pm 0,2$	$206,9 \pm 8,5$
3	0,25	, ± ,	, ± ,	$225,5 \pm 0,4$	$220,8 \pm 4,2$
4	0,35	, ± ,	, ± ,	$222,7 \pm 0,6$	$227,2 \pm 2,7$
5	0,45	, ± ,	, ± ,	$220,2 \pm 0,0$	$223,8 \pm 2,4$
6	0,55	, ± ,	, ± ,	$222,0 \pm 0,5$	$225,1 \pm 2,7$
7	0,65	, ± ,	, ± ,	$223,5 \pm 0,5$	$222,4 \pm 2,7$
8	0,75	, ± ,	, ± ,	$220,9 \pm 0,4$	$218,1 \pm 2,7$
9	0,87	, ± ,	, ± ,	$221,5 \pm 0,4$	$216,0 \pm 2,4$
10	1,07	, ± ,	, ± ,	$220,4 \pm 1,0$	$209,7 \pm 5,6$
11	1,27	, ± ,	, ± ,	$222,2 \pm 0,0$	$202,1 \pm 5,9$
12	1,47	, ± ,	, ± ,	$223,2 \pm 0,6$	$200,1 \pm 5,5$
13	1,67	, ± ,	, ± ,	$221,5 \pm 0,5$	$193,8 \pm 2,5$
14	1,87	, ± ,	, ± ,	$219,6 \pm 0,4$	$190,6 \pm 2,3$
15	2,17	, ± ,	, ± ,	$219,3 \pm 0,0$	$187,5 \pm 2,5$
16	2,47	, ± ,	, ± ,	$218,1 \pm 0,5$	$183,9 \pm 2,6$
17	2,77	, ± ,	, ± ,	$217,9 \pm 0,5$	$182,1 \pm 2,9$
18	3,07	, ± ,	, ± ,	$215,1 \pm 0,6$	$176,9 \pm 3,1$
19	3,37	, ± ,	, ± ,	$214,0 \pm 0,5$	$171,6 \pm 3,4$
20	3,87	, ± ,	, ± ,	$210,8 \pm 0,6$	$161,4 \pm 5,1$

* corresponde a milímetros de querosene, densidade $0,7788 \text{ g/cm}^3$.

APÊNDICE K

PROGRAMA INTERATIVO PARA O CÁLCULO DAS VARIÁVEIS FLUIDODINÂMICAS DO SECADOR TRANSPORTE PNEUMÁTICO

```

100 REM TRPNE2.BAS
110 REM PROGRAMA PARA CALCULAR AS VARIÁVEIS MAIS IMPORTANTES DO
120 REM SECADOR TRANSPORTE PNEUMÁTICO
130 REM
140 REM LISTA DE VARIÁVEIS
150 REM DP/DL = PERDA DE CARGA NO TRECHO VERTICAL/COMPRIMENTO, N/M2M
160 REM  $\nu$  = VISCOSIDADE DO GAS, Kg/MS, A TEMPERATURA T (C)
170 REM  $\rho_g$  = densidade do gas Kg/M3, A TEMPERATURA T (C)
180 REM  $\rho_s$  = densidade do solido Kg/M3
190 REM  $D_t$  = DIÂMETRO DO DUTO M
200 REM  $A_t$  = ÁREA TRANSVERSAL DO DUTO M2
210 REM  $W_s$  = VAZÃO DE SÓLIDO Kg/S
220 REM  $W_g$  = VAZÃO DE GAS Kg/S
230 REM  $d_p$  = DIÂMETRO DA PARTÍCULA M
240 REM  $V_s$  = VELOCIDADE DO SÓLIDO M/S
250 REM  $E$  = POROSIDADE
260 REM  $V_g$  = VELOCIDADE DO GAS M/S
270 REM  $Re_g$  = REYNOLDS DO GAS
280 REM  $Re_s$  = REYNOLDS DO SÓLIDO
290 REM  $f_g$  = FATOR DE ATRITO GAS/PAREDE
300 REM  $C_d$  = COEFICIENTE DE ARRASTE
310 REM  $f_s$  = FATOR DE ATRITO SÓLIDO/PAREDE
320 REM  $K$  = CONSTANTE
330 REM  $K_1$  = CONSTANTE 1
335 REM  $Y$  = DIFERENÇA DE VELOCIDADE GAS/SÓLIDO
340 REM  $T$  = TEMPERATURA (C)
350 REM  $V_s$  = VELOCIDADE DO SÓLIDO M/S
360 REM  $V_{sc}$  = VELOCIDADE DO SÓLIDO CALCULADA
370 REM  $g$  = ACELERAÇÃO DA GRAVIDADE M/S2
380 REM
390 REM VARIÁVEIS FIXAS
400 DS= 1020
410 DT= .08341
420 AT= .00546
430 G= 9.8
432 PRINT "INSIRA OS VALORES DE DP/DL,  $\nu$ ,  $\rho_g$ ,  $W_s$ ,  $W_g$ ,  $d_p$ ,  $V_s$ , T e  $f_g$ "
434 INPUT DPDL,  $\nu$ ,  $\rho_g$ ,  $W_s$ ,  $W_g$ ,  $d_p$ ,  $V_s$ , T,  $f_g$ 
436 LPRINT "DPDL="; DPDL, " $\nu$ =";  $\nu$ , " $\rho_g$ =";  $\rho_g$ , "WS=";  $W_s$ , "WG=";  $W_g$ ,
438 LPRINT "DP="; DP, "VS=";  $V_s$ , "T="; T, "FG=";  $f_g$ ,
440 LPRINT TAB(3); DPDL; TAB(8);  $\nu$ ; TAB(19);  $\rho_g$ ; TAB(25);  $W_s$ ;
442 LPRINT TAB(33);  $W_g$ ; TAB(42); DP; TAB(50);  $V_s$ ; TAB(58); T
445 REM CÁLCULO DE E,  $V_g$ ,  $Re_g$ ,  $f_g$ ,  $Re_s$ ,  $C_d$ ,  $f_s$ ,  $K$ ,  $K_1$ ,  $V_s$ 
450  $E = 1 - (W_s / (AT * DS * V_s))$ 

```

```

450 E=1-(WS/(AT*DS*VS))
455 LPRINT "E=";E
460 VG=WG/(E*AT*DG)
465 LPRINT "VG=";VG
470 REG=(DG*VG*DT)/VIG
475 LPRINT "REG=";REG
485 LPRINT "FG=";FG
490 RES=(DG*DP*(VG-VS))/VIG
495 LPRINT "RES=";RES
500 CD=(24/RES)*(1+.15*(RES^.687))
505 LPRINT "CD=";CD
510 FS=((DT*(AT^2)*(1-E)*DS)/(2*WS^2))*(DPDL-G*(DG*E+
    (1-E)*DS)-2*WG^2*FG/(DT*(AT^2)*DG*E))
515 LPRINT "FS=";FS
520 K=(3*DT*DG)/(4*DP*(DS-DG))
525 LPRINT "K=";K
530 K1=CD/(E^2.65)
535 LPRINT "K1=";K1
540 VSC=(2*K*K1*VG-(SQR((2*K*K1*VG)^2-4*(K*K1-2*FS)*
    (K*K1*VG^2-G*DT))))/(2*(K*K1-2*FS))
545 LPRINT "VSC=";VSC
550 Y=VSC-VS
555 LPRINT "Y=";Y
560 Y1=ABS(Y)
565 LPRINT "Y1=";Y1
570 IF Y1>.01 THEN GOTO 580 ELSE GOTO 600
580 VS=VSC
585 LPRINT "VS=";VS
590 GOTO 450
600 LPRINT TAB(2);"VSC";TAB(13);"E";TAB(22);"VG";TAB(31);"REG";
610 LPRINT TAB(42);"FG";TAB(51);"RES";TAB(62);"CD";TAB(72);"FS"
620 LPRINT USING"##.##    ";VSC;
630 LPRINT USING"#.#####    ";E;
640 LPRINT USING"##.##    ";VG;
650 LPRINT USING"#####.##    ";REG;
660 LPRINT USING"#.#####    ";FG;
670 LPRINT USING"###.##    ";RES;
680 LPRINT USING"##.#####    ";CD;
690 LPRINT USING"#.#####    ";FS;
700 STOP
710 END

```

APENDICE L

RESULTADOS FINAIS DOS PARÂMETROS TÉRMICOS OBTIDOS PELA PLANILHA QPRO

- W' G - vazão do gás principal (kg/s);
- M2 - vazão do gás secundário (kg/s);
- WG - vazão do gás total (kg/s);
- PM2 - porcentagem do ar secundário (%);
- T1 - temperatura do gás no ponto 1 ($^{\circ}\text{C}$);
- TAM - temperatura do ar ambiente ($^{\circ}\text{C}$);
- TBU - temperatura de bulbo úmido ($^{\circ}\text{C}$);
- T7VR - temperatura no ponto 7 sem sólido, obtida por regressão linear entre os pontos 7 e 19 ($^{\circ}\text{C}$);
- T12VR- idem no ponto 12 ($^{\circ}\text{C}$);
- T19VR- idem no ponto 19 ($^{\circ}\text{C}$);
- T12C - temperatura lida no ponto 12 com sólido ($^{\circ}\text{C}$);
- T19C - idem no ponto 19 ($^{\circ}\text{C}$);
- TGQ - temperatura do gás quente na chegada da alimentação ($^{\circ}\text{C}$);
- TAL - temperatura estimada da mistura dos gases na alimentação ($^{\circ}\text{C}$);
- PT - perda de temperatura por metro ($^{\circ}\text{C}/\text{m}$);
- CPg - calor específico médio do gás (kcal/kg $^{\circ}\text{C}$);
- Z1 - comprimento do primeiro trecho (m);
- Z2 - comprimento do segundo trecho (m);
- WSS - vazão de sólido seco (kg/s);

XO - umidade inicial do sólido (BS);
 WSU - vazão de sólido úmido (kg/s);
 GAMA - relação vazão de gás/vazão de sólido;
 QP1 - calor perdido no primeiro trecho (kcal/ms);
 QP2 - idem no segundo trecho (kcal/ms);
 HA1 - coeficiente de transferência de calor por volume de
 leite para o primeiro trecho, considerando as perdas
 para o ambiente ($\text{kcal/m}^3\text{s}^\circ\text{C}$);
 HA2 - idem para o segundo trecho ($\text{kcal/m}^3\text{s}^\circ\text{C}$);
 HA1* - coeficiente de transferência de calor por volume de
 leite para o primeiro trecho, desconsiderando as
 perdas para o ambiente ($\text{kcal/m}^3\text{s}^\circ\text{C}$);
 HA2* - idem para o segundo trecho ($\text{kcal/m}^3\text{s}^\circ\text{C}$);
 H2 - coeficiente de transferência de calor gás-partícula
 ($\text{kcal/m}^2\text{s}^\circ\text{C}$).

	W'G KG/S	M2 KG/S	WG KG/S	PM2 %	T1 C	TAM C	TBU C
EXP I	0.04153	0	0.04153	0	99.6	17.9	34.2
EXP II	0.04228	0.00264	0.04492	5.88	105.7	20.8	34.7
EXP III	0.05606	0	0.05606	0	111.8	25.9	39.5
EXP IV	0.03627	0.00102	0.03729	2.74	145.8	19.3	40.1
EXP V	0.03682	0.00091	0.03773	2.41	178.9	15.6	42.6
EXP VI	0.03108	0.00119	0.03227	3.69	183.7	19.6	44.1
EXP VII	0.04404	0.00245	0.04649	5.27	184.8	20	42.3
EXP VIII	0.04404	0.00066	0.0447	1.48	184.8	20	42.7
EXP IX	0.05871	0.00498	0.06369	7.82	245	25.3	50.3
EXP X	0.05682	0.00551	0.06233	8.84	245	31	50.5
EXP XI	0.05695	0.00543	0.06238	8.7	245	27.8	50.3

	T7VR C	T12VR C	T19VR C	T12C C	T19C C	TGQ C	TAL C
EXP I	98.5	97.6	95.7	91.2	85.3	98.6	99.2
EXP II	103.4	103.3	100.5	95.7	85.4	104.4	104.1
EXP III	112.6	111.4	107.1	104.1	88	109.8	113.9
EXP IV	139.6	138.2	135.1	121.7	102.8	144.1	140.7
EXP V	171.5	169.7	165.5	166.4	155.8	176.7	172.8
EXP VI	174.6	173	169.3	170	158.3	181.8	175.8
EXP VII	173.2	171.7	168.4	161.2	144.6	183	174.4
EXP VIII	177.9	175.8	170.6	149.5	125.6	182.1	179.7
EXP IX	224.5	222.8	218.8	217.5	194.4	242.9	225.9
EXP X	222.3	220.3	215.8	207	183.1	242.6	223.9
EXP XI	222.3	220.4	215.8	200.1	171.6	242.6	223.9

	PT C/M	CPg KCAL/KGC	Z1 M	Z2 M	WSS KG/S	XO BS	WSU KG/S
EXP I	1	0.24733	1.47	1.9	0.00103	2.1595	0.00324
EXP II	1.1	0.24733	1.47	1.9	0.0026	1.4701	0.00641
EXP III	2	0.24733	1.47	1.9	0.00503	1.1833	0.01099
EXP IV	1.7	0.24814	1.47	1.9	0.00405	1.8657	0.0116
EXP V	2.2	0.24677	1.47	1.9	0.00141	1.36	0.00333
EXP VI	1.9	0.24771	1.47	1.9	0.00138	1.3574	0.00326
EXP VII	1.8	0.24677	1.47	1.9	0.00201	2.0046	0.00605
EXP VIII	2.7	0.24677	1.47	1.9	0.00367	2.0122	0.01104
EXP IX	2.1	0.25397	1.47	1.9	0.00154	1.201	0.00334
EXP X	2.4	0.25397	1.47	1.9	0.00295	1.2151	0.00653
EXP XI	2.4	0.25397	1.47	1.9	0.00504	1.2188	0.0112

	GAMA	QP1 KCAL/MS	QP2 KCAL/MS	HA1* KCAL/SM3CK	HA1 KCAL/SM3CK	HA2* KCAL/SM3CK	HA2 KCAL/SM3CK
EXP I	12.81	0.0112	0.0103	0.1681	0.1344	0.1082	0.0733
EXP II	7.01	0.006	0.0164	0.1786	0.1617	0.1981	0.144
EXP III	5.1	0.0236	0.0314	0.244	0.1816	0.3831	0.2802
EXP IV	3.21	0.0157	0.0151	0.2413	0.2095	0.235	0.1963
EXP V	11.33	0.0196	0.0206	0.0585	0.0303	0.0803	0.0485
EXP VI	9.91	0.0152	0.0156	0.0449	0.0233	0.0752	0.0513
EXP VII	7.69	0.0211	0.0199	0.1505	0.1196	0.1663	0.1332
EXP VIII	4.05	0.0293	0.0302	0.3422	0.2978	0.2694	0.2105
EXP IX	19.07	0.0341	0.0341	0.0988	0.0624	0.2318	0.1916
EXP X	9.55	0.0388	0.0375	0.2022	0.1591	0.2529	0.2052
EXP XI	5.57	0.0377	0.0384	0.2911	0.2482	0.3223	0.2701

H2
KCAL/SM2C

EXP I	0.0455
EXP II	0.0341
EXP III	0.0427
EXP IV	0.0264
EXP V	0.0214
EXP VI	0.0193
EXP VII	0.0499
EXP VIII	0.0347
EXP IX	0.0755
EXP X	0.0624
EXP XI	0.0348

APÊNDICE M

SIMULAÇÃO PARA OBTENÇÃO DOS PERFIS DE UMIDADE DO SÓLIDO E TEMPERATURA DO GÁS A PARTIR DOS DADOS EXPERIMENTAIS DE SECAGEM NO TRANSPORTE PNEUMÁTICO

```
90 REM
100 REM TP2.BAS
110 REM PROGRAMA PARA SIMULAÇÃO DA SECAGEM NO SECADOR
120 REM DE TRANSPORTE PNEUMÁTICO, CONSIDERANDO DOIS TRECHOS
130 REM A PARTIR DOS VALORES EXPERIMENTAIS DE HA
140 REM
150 REM
160 REM LISTA DE VARIÁVEIS
180 REM HA1= COEFICIENTE DE TRANSF. DE CALOR/ÁREA/VOLUME, NO TRECHO 1,
190 REM CONSIDERANDO AS PERDAS P/ AMBIENTE Kcal/M3SC
200 REM HA2=IDEM TRECHO 2
210 REM Z0= DISTÂNCIA DA ORIGEM M (= A ZERO)
220 REM Z1 A Z6=IDEM DOS PONTOS 1 A 6
230 REM Wg=VAZÃO DE GÁS Kg/S
240 REM Cpg=CALOR ESPECÍFICO DO GÁS Kcal/Kg C
250 REM Tbu= TEMPERATURA DE BULBO ÚMIDO C
260 REM T0= TEMPERATURA DO GÁS NO PONTO ZERO C
270 REM T1 A T6= IDEM DO PONTO 1 A 6
280 REM QP1=CALOR PERDIDO NO TRECHO 1 Kcal/MS
290 REM QP2= IDEM TRECHO 2
300 REM Wss=VAZÃO DE SÓLIDO SECO KgSS/S
320 REM X0 A X6=UMIDADE DO SÓLIDO NOS PONTOS DE 1 A 6 EM BASE SECA
330 REM XA0 A XA6= UMIDADE ADIMENSIONAL NOS PONTOS DE 1 A 6
340 REM CL=CALOR LATENTE DE VAPORIZAÇÃO NA Tbu Kcal/Kg
350 REM A= ÁREA DO DUTO M2
360 REM
370 REM
380 REM VALORES DAS VARIÁVEIS FIXAS
390 A=.00546
400 Z0=0!
410 Z1=.25
420 Z2=.55
430 Z3=1.46
440 Z4=1.97
450 Z5=2.68
460 Z6=3.37
465 Z7=4.8
470 REM DZ1 A DZ6= COMPRIMENTO DOS SEGMENTOS DOS 2 TRECHOS M
480 DZ1=.25
490 DZ2=.3
500 DZ3=.91
510 DZ4=.51
520 DZ5=.71
530 DZ6=.69
535 DZ7=1.43
540 PRINT "INSIRA OS VALORES DE HA1, HA2, Wg, Cpg, Tbu,T0, Wss, X0,
CL1, QP1, QP2"
```

```

540 PRINT "INSIRA OS VALORES DE HA1, HA2, Wg, Cpg, Tbu,TO, Wss, XO, CL1,
      QP1, QP2
550 INPUT HA1,HA2,WG,CPG,TBU,TO,WSS,XO,CL1,QP1,QP2
560 LPRINT TAB(4);"HA1";TAB(11);"HA2";TAB(19);"WG";TAB(27);"CPG";
570 LPRINT TAB(35);"TBU";TAB(39);TO;TAB(43);"WSS";
580 LPRINT TAB(51);"XO";TAB(57);"CL1";TAB(64);"QP1";TAB(70);"QP2"
590 LPRINT TAB(4);HA1;TAB(11);HA2;TAB(19);WG;TAB(27);CPG;
600 LPRINT TAB(35);TBU;TAB(39);TO;TAB(43);WSS;
610 LPRINT TAB(51);XO;TAB(57);CL1;TAB(64);QP1;TAB(70);QP2
620 REM
630 REM CALCULO DO VALOR DA TEMPERATURA DO GAS E UMIDADE DO SOLIDO EM
640 REM CADA SEGMENTO DO TRECHO 1
642 PRINT "INSIRA TM E CV"
644 INPUT TM,CV
646 LPRINT "TM=";TM
650 K1=HA1*A
660 K2=WG*CPG
662 CL=CL1+CV*TM
665 K3=WSS*CL
670 LPRINT "K1=";K1
680 LPRINT "K2=";K2
690 LPRINT "K3=";K3
700 TG1=TBU+(((K1*(TO-TBU)+QP1)*EXP(-1*K1*DZ1/K2)-QP1)/K1)
710 LPRINT "TG1=";TG1
720 X1=XO-(K2*(TO-TG1)-(QP1*DZ1))/K3
730 LPRINT "X1=";X1
740 TG2=TBU+(((K1*(TG1-TBU)+QP1)*EXP(-1*K1*DZ2/K2)-QP1)/K1)
750 LPRINT "TG2=";TG2
760 X2=X1-(K2*(TG1-TG2)-(QP1*DZ2))/K3
770 LPRINT "X2=";X2
780 REM CALCULO DO VALOR DA TEMPERATURA DO GAS E UMIDADE DO SOLIDO EM
790 REM CADA SEGMENTO DO TRECHO 2
800 L1=HA2*A
810 L2=K2
820 L3=K3
840 TG3=TBU+(((K1*(TG2-TBU)+QP1)*EXP(-1*K1*DZ3/L2)-QP1)/K1)
850 LPRINT "TG3=";TG3
860 X3=X2-(L2*(TG2-TG3)-(QP2*DZ3))/L3
870 LPRINT "X3=";X3
880 TG4=TBU+(((L1*(TG3-TBU)+QP2)*EXP(-1*L1*DZ4/L2)-QP2)/L1)
890 LPRINT "TG4=";TG4
900 X4=X3-(L2*(TG3-TG4)-(QP2*DZ4))/L3
910 LPRINT "X4=";X4
930 TG5=TBU+(((L1*(TG4-TBU)+QP2)*EXP(-1*L1*DZ5/L2)-QP2)/L1)
940 LPRINT "TG5=";TG5

```

```

940 LPRINT "TG5=";TG5
950 X5=X4-(L2*(TG4-TG5)-(QP2*DZ5))/L3
960 LPRINT "X5=";X5
970 TG6=TBU+(((L1*(TG5-TBU)+QP2)*EXP(-1*L1*DZ6/L2)-QP2)/L1)
980 LPRINT "TG6=";TG6
985 X6=X5-(L2*(TG5-TG6)-(QP2*DZ6))/L3
990 LPRINT "X6=";X6
992 TG7=TBU+(((L1*(TG6-TBU)+QP2)*EXP(-1*L1*DZ7/L2)-QP2)/L1)
994 LPRINT "TG7=";TG7
996 X7=X6-(L2*(TG6-TG7)-(QP2*DZ7))/L3
1000 REM CALCULO DO PERFIL DA UMIDADE ADIMENSIONAL
1010 XA0=X0/X0
1020 LPRINT "XA0=";XA0,"Z0=";Z0,"T0=";TM
1030 XA1=X1/X0
1040 LPRINT "XA1=";XA1,"Z1=";Z1,"T1=";TG1
1050 XA2=X2/X0
1060 LPRINT "XA2=";XA2,"Z2=";Z2,"T2=";TG2
1070 XA3=X3/X0
1080 LPRINT "XA3=";XA3,"Z3=";Z3,"T3=";TG3
1090 XA4=X4/X0
1100 LPRINT "XA4=";XA4,"Z4=";Z4,"T4=";TG4
1110 XA5=X5/X0
1120 LPRINT "XA5=";XA5,"Z5=";Z5,"T5=";TG5
1130 XA6=X6/X0
1140 LPRINT "XA6=";XA6,"Z6=";Z6,"T6=";TG6
1142 XA7=X7/X0
1144 LPRINT "XA7=";XA7,"Z7=";Z7,"T7=";TG7
1150 STOP
1160 END

```

DESCRIÇÃO DOS PRINCIPAIS EQUIPAMENTOS DE PROCESSO

1) Prensa contínua tipo "expeller"

Consiste de um parafuso rotativo perfeitamente ajustado dentro de um cilindro com perfurações. O cilindro e o parafuso podem ser afilados na direção da extremidade de descarga para aumentar a pressão sobre o material. Essa extremidade é parcialmente fechada por um cone ajustável ou outro dispositivo, para mudar o tamanho da abertura e variar assim a pressão sobre o material. A rotação do parafuso faz com que o material se movimente para a frente e quando a pressão aumenta, o líquido é expelido e sai pelas aberturas do cilindro.

Conforme dados do fabricante a potência necessária para produção de entrada na prensa de 1000 kg/h e 5000 kg/h corresponde respectivamente a 20 e 30 HP. Quando em operação para vazão menor a potência consumida é de 15 HP e 18 HP respectivamente para redução de umidade a níveis de 55% e 50% b.u.. Para o caso de maior vazão de sólido estas potências são de 25 e 28 HP respectivamente para umidades de saída de 55 e 50 % b.u..

O equipamento é composto dos seguintes elementos:

01 caixa de alimentação com peneiras para drenagem do caldo livre;

01 rosca helicoidal com passo e diâmetro descendentes;

01 peneira cônica;

01 cabeçote de descarga com dispositivo para regulagem do estrangulamento;

01 motor elétrico com potência de 20 HP;

01 redutor de velocidade.

Não consta do fornecimento da prensa os seguintes elementos, serviços e taxas:

- . quadro elétrico
- . fiação elétrica
- . montagem (instalação)
- . transporte
- . embalagem
- . seguro.

A cotação do equipamento, observadas as considerações acima foi feita para vazão de 1000 kg/h de borra a 85% b.u. na entrada.

Fabricante: Mecânica Continental S/A.

2) Secador Leito Fluidizado

Os seguintes elementos compõem o secador:

- 01 dosador de rosca
- 01 secador leito fluidizado
- 01 rede de dutos de distribuição
- 01 ventilador radial
- 01 ciclone para separação pó e ar
- 01 válvula rotativa de aço carbono
- 01 ventilador radial

Não consta do fornecimento do leito fluidizado os seguintes elementos, serviços e taxas:

- . equipamento anterior ao dosador de rosca
- . estruturas metálicas, fundação, suportes e escadas
- . isolamento térmico
- . painel de comando
- . montagem (instalação)
- . instalação elétrica
- . supervisão de montagem e início de operação
- . válvulas de controle, bloqueio e "by-pass".

Acrescentar-se a para o custo do secador leito fluidizado o valor referente ao isolamento térmico, tubulações de interligação entre os equipamentos, válvulas e silo pulmão anterior ao dosador.

Fabricante: Sulzer S/A.

3) Secador de Transporte Pneunático

Os seguintes elementos compõem o secador:

- 01 conjunto de tubulação de transporte construído em aço carbono contendo: flanges, curvas de raio longo, isolamento térmico, juntas, parafusos e porcas;
- 01 ciclone construído em chapa de aço carbono.

Não consta do fornecimento do transporte pneumático os seguintes elementos, serviços e taxas:

- . ventiladores e motores elétricos
- . serviços de engenharia civil e elétrica
- . montagem e instalação (mecânica e elétrica)
- . transporte
- . seguro
- . embalagem.

Para o cálculo do custo do secador pneumático de maior porte utilizou-se o expoente de economia de escala igual a 0,25, sendo que para os dois casos foi feito o acréscimo devido ao custo da tubulação necessária para os comprimentos maiores que 3 metros.

Fabricante: Ar Industrial S/A.

BALANÇO DE MASSA E ENTALPICO PARA CALDEIRA

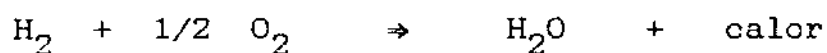
Este Apêndice estabelece as principais reações químicas no processo de queima da borra de café e óleo na caldeira e os respectivos balanços de massa e de entalpia. Apresenta também a massa de gás produzido quando em operação com óleo combustível e borra em complementação.

Segundo Flores e Nogueira (1987) há uma variação na composição da borra de café, em termos de Carbono, Hidrogênio e Oxigênio, principalmente em função da variedade do café, solo, clima, adubo, etc. Pode-se adotar os percentuais de 55% de Carbono, 7% de Hidrogênio e 38% de Oxigênio como valores médios.

Quanto aos gases considera-se o seguinte: temperatura do ar de entrada igual a 25°C; temperatura dos gases de saída, ou temperatura da fumaça igual a 350°C. A umidade absoluta será de 0,01 kg vapor/kg de ar seco na entrada da caldeira. A composição do ar é de 76,7% de Nitrogênio e 23,3% de Oxigênio, sendo considerado para excesso de Oxigênio, os valores de 30% e 50%.

Balanço de Massa e de Entalpia para um excesso de 50% de Oxigênio

As reações que ocorrem no processo de queima são basicamente as seguintes:



outras reações de pouca importância não serão aqui consideradas.

Tomando o material com umidade de 25% b.u., correspondendo a 0,33 kg água/kg sólido seco, tem-se a seguinte composição:

0,33 kg de água

0,07 kg de hidrogênio

0,55 kg de carbono

0,38 kg de oxigênio.

Determinação do Oxigênio necessário à combustão

Conforme a estequiometria das reações acima a quantidade de Oxigênio para a oxidação do hidrogênio e do carbono será de :

$$\text{massa de hidrogênio} \times \frac{\text{Mol do gás oxigênio}/2}{\text{Mol do gás hidrogênio}} = 0,56 \text{ kg de O}_2$$

$$\text{massa de carbono} \times \frac{\text{Mol do gás oxigênio}}{\text{Mol do carbono}} = 1,47 \text{ kg de O}_2$$

O total de oxigênio é de 2,03 kg, descontado o oxigênio proveniente da borra, que é 0,38 kg, tem-se 1,65 kg de oxigênio consumido na reação. Considerando-se um excesso de 50%, tem-se 2,47 kg de O_2 .

A massa de Nitrogênio, necessária para determinar a massa de ar, é obtida a partir da composição do ar que contem 23,3% de Oxigênio e 76,7% de Nitrogênio.

$$\text{massa de Nitrogênio} = 2,47 \times \frac{0,767}{0,233} = 8,13 \text{ kg de } N_2$$

Portanto a massa de ar será de $8,13 + 2,47 = 10,6$ kg de ar.

Composição dos gases de saída

O gás Nitrogênio estará inerte saindo portanto do processo de combustão com a mesma massa de 8,13 kg. O gás Oxigênio terá 2,47 kg na entrada, sendo consumido 1,65 kg, portanto um excesso de 0,82 kg, que estara presente na saída. A massa de CO_2 formada será de:

$$0,55 \text{ kg C} \times \frac{\text{Mol } CO_2}{\text{Mol C}}$$

dando 2,01 kg de CO_2 .

Quanto à água, será proveniente de três fontes:

- 1) umidade do ar $10,6 \text{ kg ar} \times 0,01 \text{ kg água/kg ar} = 0,106 \text{ kg}$
 - 2) borra a 25% b.u. $= 0,33 \text{ kg}$
 - 3) reação do hidrogênio $0,07 \text{ kg de H}_2 \times \frac{\text{Mol água}}{\text{Mol do H}_2} = 0,63 \text{ kg}$
- Total $= 1,07 \text{ KG}$

Os gases de saída terão a seguinte composição:

GÁS	MASSA (kg)	%
O ₂	0,82	6,82
N ₂	8,13	67,58
H ₂ O	1,07	8,89
CO ₂	2,01	16,71
Total	12,03	100,00

Conferindo o balanço de massa relativamente ao que entra no processo, tem-se:

H ₂ O (borra = 0,33 kg; ar = 0,10 kg)	= 0,43 kg
Ar	= 10,60 kg
borra seca	= 1,00 kg
Total	= 12,03 kg

BALANÇO DE ENERGIA

Calor disponível liberado na queima + Perdas = Σ Entalpia dos gases + Σ Calor de vaporização + Calor útil

matematicamente:

$$\Delta H + Q_p = \Sigma m_p C_p \Delta T_g + \Sigma m_i \lambda_i + Q_u \quad (0.01)$$

Considerando-se combustão completa, e os dados obtidos por Silva e Nebra (1990) para poder calorífico, tem-se:

$$\Delta H = PC_i = PC_s - M_{\text{agua lib.}} \times \lambda_{25\text{ c}} \quad (0.02)$$

sendo:

$PC_s = 6415$ kcal/kg de borra seca

$M_{\text{agualib.}}$ = massa de água formada por kg de borra com 25% b.u.. Um kg de borra seca possui 0,07 kg de hidrogênio que gera 0,63 kg de água.

$\Delta H = 6048,3$ kcal/kg de borra seca.

Para combustão completa o valor de Q_p é igual a zero.

A variação de entalpia de cada um dos componentes será referenciada na temperatura final de 350°C e inicial de 25°C. Considerou-se o valor do calor específico médio para os gases na

mesma faixa de temperatura acima.

Tomando-se os gases na saída tem-se a tabela:

Gás	Massa (kg)	Cp (kcal/kg °C)	Σ (kcal)	$\lambda_i m_i$	Total
O ₂	0,82 (6,82%)	0,23	61,30		61,3
N ₂	8,13 (67,58%)	0,25	660,56		660,6
H ₂ O	1,07 (8,89%)	0,46	159,97	0,33×582	352,0
CO ₂	2,01 (16,71%)	0,24	159,39		159,4
			Total		1233,3

O valor total da Tabela acima corresponde à soma das parcelas $\Sigma m_p C_p \Delta T_g$ e $\Sigma m_i \lambda_i$, onde $\Delta T_g = 325^\circ\text{C}$. Assim, pode-se calcular através da equação 0.01 o valor do calor útil disponível no processo de combustão (Q_u).

$$Q_u = 4815,0 \text{ kcal/kg}$$

O rendimento em relação ao poder calorífico superior será então:

$$\eta_{\text{pcs}} = \frac{4815,0}{6415,0} = 75,1\%$$

Na pressão de 16 kg/cm² abs. a geração máxima de massa de vapor é determinada pelo calor útil e pela variação de entalpia entre o vapor à pressão de 16 kg/cm² e a água a 25°C.

Assim, tem-se:

$$M_{\text{vapor}} = \frac{4815,0}{(667,3-25)} = 7,5 \text{ kg vapor/kg borra seca}$$

Repetindo-se o procedimento anterior para um excesso de 30% de Oxigênio, obtem-se os resultados da tabela abaixo.

Tabela com os dados do balanço de massa e entalpico, para borra com 25% b.u., considerando-se excesso de 50 e 30 % de Oxigênio.

Excesso	%	50	30
Massa de hidrogênio	kg	0,07	0,07
Massa de Carbono	kg	0,55	0,55
Oxigênio na borra	kg	0,38	0,38
Oxigênio necessário	kg	2,03	2,03
Oxigênio fornecido	kg	2,47	2,15
Oxigênio em excesso	kg	0,82	0,50
Oxigênio consumido	kg	1,65	1,65
Massa de ar	kg	10,6	9,19

Composição dos gases na saída

O ₂	Kg/%	0,82 / 6,82	0,50 / 4,71
N ₂	kg/%	8,13 / 67,58	7,05 / 66,45
H ₂ O	kg/%	1,07 / 8,89	1,05 / 9,90
CO ₂	kg/%	2,01 / 16,71	2,01 / 18,94

Balanço de massa na entrada

H ₂ O	kg	0,43	0,42
Ar	kg	10,6	9,19
borra	kg	1,0	1,0
Calor útil produzido	kcal/kg	4815,0	4815,0
Balanço Entalpia gases			
O ₂	kcal/kg	61,3	37,4
N ₂	kcal/kg	660,6	572,8
H ₂ O	kcal/kg	352,0	349,0
CO ₂	kcal/kg	159,4	156,8
Excesso	%	50	30
Variação Entalpia gases	kcal/kg	1233,3	1116,0
Calor útil disponível	kcal/kg	4815,0	4932,3
η_{pcs}	%	75,1	76,9
massa de vapor 16kg/cm ² a	kg	7,5	7,7

Abaixo é apresentado uma tabela com os resultados do procedimento adotado acima, sendo considerado a borra com unidade de 50% b.u., para os casos IX A e B, cujos sistemas consistem somente na prensagem da borra.

Resumo dos dados do balanço de massa e entalpico para borra com 50% de umidade, considerando-se excesso de 50 e 30 % de Oxigênio.

Excesso	%	50	30
Massa de hidrogênio	kg	0,07	0,07
Massa de Carbono	kg	0,55	0,55
Oxigênio na borra	kg	0,38	0,38
Oxigênio necessário	kg	2,03	2,03
Oxigênio fornecido	kg	2,47	2,15
Oxigênio em excesso	kg	0,82	0,50
Oxigênio consumido	kg	1,65	1,65
Massa de ar	kg	10,6	9,23

Composição dos gases na saída

O ₂	Kg/%	0,82 / 6,46	0,50 / 4,42
N ₂	kg/%	8,13 / 64,02	7,08 / 62,60
H ₂ O	kg/%	1,74 / 13,7	1,72 / 15,21
CO ₂	kg/%	2,01 / 15,83	2,01 / 17,77

Excesso	%	50	30
Balanço de massa na entrada			
H ₂ O	kg	1,1	0,42
Ar	kg	10,6	9,19
borra	kg	1,0	1,74
Calor util produzido	kcal/kg	5402,3	5402,3

Balanço Entalpia gases

O ₂	kcal/kg	61,3	37,4
N ₂	kcal/kg	660,6	572,8
H ₂ O (+1,0×582)	kcal/kg	260,1	349,0
CO ₂	kcal/kg	159,4	156,8
Variação Entalpia gases	kcal/kg	1723,4	1608,6
Calor útil disponível	kcal/kg	3678,9	3793,8
η_{pcs}	%	57,4	59,1
massa de vapor 16kg/cm ² a	kg	5,73	5,9

MASSA DE GÁS PRODUZIDO NA CALDEIRA

Para o funcionamento dos vários sistemas de secagem propostos será necessária uma massa de gás proveniente da queima do Óleo combustível e borra de café. Conforme levantamento feito por Nebra (1990), em 7 das 11 indústrias de café solúvel no Brasil, pode-se considerar como valor médio para a proporção de queima entre óleo e borra com umidade por volta de 25% b.u., de 1:3.

Massa de gás formado pelo óleo

Fazendo-se um balanço para a queima do óleo combustível tipo E, cuja composição é de 89% de Carbono e 11% de Hidrogênio,

com excesso de oxigênio de 50%, obtem-se os seguintes resultados:

$$0,11 \text{ kg de H} \times \frac{32/2}{2} = 0,88 \text{ kg O}_2$$

$$0,89 \text{ kg de C} \times \frac{32}{12} = 2,37 \text{ kg O}_2$$

excesso de 50%, resulta numa massa de oxigênio de 4,88 kg.

$$\text{Massa de Nitrogênio} = 4,88 \times \frac{0,767}{0,233} = 16,05 \text{ kg de N}_2. \text{ Portanto}$$

a massa de ar será de 20,93 kg.

Gases na saída:

Água:.....1- umidade do ar	0,01×20,93= 0,21
2- reação química do hidrogênio 0,11 × (18/2)= 0,99	
Total	1,20 kg
O ₂	1,63 kg
N ₂	16,05 kg
CO ₂0,89×(44/12)= 3,26 kg	
Total	22,14 kg

Portanto 1 kg de óleo tipo E com capacidade calorífica de 9800 kcal/kg queimado com 50% de excesso de Oxigênio, gera 22,1 kg de gases.

Massa de gás formado pela borra de café

Conforme o balanço de massa e entalpico acima verifica-se que: 1,33 kg de borra a 25% b.u. gera 12,03 kg de gases de saída, e cada 2,0 kg de borra a 50% b.u. gera 12,07 kg.

A Tabela 0.01 registra a massa de gás por secador e o total para os diversos sistemas de secagem propostos, além da massa de gás proveniente da queima da borra e do óleo combustível. Nota-se que mantida a proporção de óleo para borra de 1:3, ocorre uma produção suficiente de gás, sendo que em alguns casos há um grande excesso. Refazendo-se o cálculo para a proporção de óleo/borra de 1:4 ainda se verifica em todos os casos, uma produção satisfatória de gás.

TABELA 0.01 Massa de gás necessária nos diversos sistemas de secagem e geração de gases na caldeira (1 kg óleo : 3 kg de borra).

VAZÃO DE GAS NOS SECADORES					
CASO	PNEUMÁ- TICO (kg/h)	LEITO FLUID. (kg/h)	TOTAL (kg/h)	MASSA DE BORRA A 25% (kg/h)	GASES DE SAÍDA (kg/h)
IA	----	2280	2280	222	3643
IIA	----	1718	1718	200	3290
IIIA	1665	1718	3383	222	3643
IVA	1500	1219	2719	200	3290
VA	1665	1219	2884	222	3643
VIA	1500	781	2281	200	3290
VIIA	1665	656	2321	222	3643
VIIIA	1500	----	1500	200	3290
IX	---	----	----	300	4015
IB	----	11406	11406	1111	18227
IIB	----	8593	8593	1000	16404
IIIB	8335	8562	16897	1111	18227
IVB	7500	6062	13562	1000	16404
VB	8335	6125	14460	1111	18227
VIB	7500	3906	11406	1000	16404
VIIB	8335	3219	11554	1111	18227
VIIIB	7500	----	7500	1000	16404
IXB	----	----	----	1500	20075

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- 01 ABICS (1988), Associação Brasileira da Indústria de Café Solúvel - Informe Estatístico do Diretor Executivo.
- 02 ADAMS,M.R. and DOUGAN,J.R. (1987), Coffee Technology, Elsevier Applied Science, London and New York.
- 03 AEC (1986), Anuário Estatístico do Café, Ministério da Industria e Comércio / Instituto Brasileiro do Café.
- 04 AGUIRRE,B.F. (1966) "La utilización industrial del grão de café y de sus productos", Instituto Centro Americano de Investigación y Tecnologia Industrial (Investigaciones Tecnológicas del ICAITI) ,1, 43, Guatemala.
- 05 ANONIMO (1971) "Let residue disposal pay for itself", Power, February, 60-61.
- 06 AOAC (1980), Oficial Methods of Analysis, "Moisture (Loss on Drying) in Roasted Coffee Vacuum Oven Method II", Journal AOAC 63, 178.
- 07 BANDROWSKI,J. and KACZMARZYK,G. (1978), "Gas-to-particle heat transfer in vertical pneumatic conveying of granular materials", Chemical Engineering Science, 33, 1303-1310, Pergamon Press Ltda.
- 08 BARBOSA,D.R. (1988), "Estudo Experimental da Secagem Pneumática de bagaço de cana", Relatório enviado ao CAPES, Orientadora: Prof. Dra. Florência C. Menegalli.
- 09 BAUMAN,H.C. (1962), "Up-to-date equipment costs", Industrial and Engineering Chemistry", 54, nº 1, january 1962, 49-60.

- 10 BIRD, R.B., STEWART, W.E., and LIGHTFOOT, E.N. (1978), Fenômenos de Transporte, Espanha, Editorial Reverté S/A.
- 11 BOTTERILL, J.S.M. (1975), Fluid-Bed Heat Transfer, Academic Press - London, New York, San Francisco.
- 12 BRAHAM, E.J. (1979), "Coffee pulp in other species", in Composition, Technology and Utilization, Chapter 6, 51-54, Ed. Braham, J.E. and Bressani, R., Institute of Nutrition of Central América and Panama.
- 13 BRESSANI, R. (1979), "Potential uses of coffee-berry by-products", in Composition, Technology and Utilization, Chapter 3, 17-24, Ed. Braham, J.E. and Bressani, R., Institute of Nutrition of Central América and Panama.
- 14 BRESSANI, R., ESTRADA, E. and JARQUIN R. (1972), "Pulpa y pergamino de café I. composición química y contenido de aminoácidos de la proteína de la pulpa", Turrialba 22(3), 229-304, Costa Rica.
- 15 BUCZEK, B. and GELDART D. (1986), "Determination of the Density of Porous Particles using Very Fine Dense Powders", Powder technology, 45, 173-176.
- 16 CAMPANHA, J.R. (1987), Modelagem e Simulação de Secadores Pneumáticos Verticais, Tese de Mestrado, DEQ/FEC/UNICAMP.
- 17 CAMPOS, G.R. e MENEGALLI, F.C. (1988), "Secagem de proteína texturizada de soja em leite fluidizado I. Estudo da fluidodinâmica do leite", Anais do XV Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos, II, 441-451.

- 18 CHEREMISINOFF,N.P. and CHEREMISINOFF,P.N. (1984),
Hydrodynamics of Gas-Solids Fluidization, Gulf Publishing
Company Book Division, Houston, London, Paris, Tokyo.
- 19 CHUKHANOV,Z.F. (1971), "Heat and Mass Transfer between Gas
and Granular Material - part III", International Journal
Heat Mass Transfer, 14, 337-351, Pergamon Press.
- 20 DAVIDSON,J.F. and HARRISON,D. (1971), Fluidization, Ed. J.F.
Davidson e D. Harrison, Academic Press, London and New
York.
- 21 ELIAS,L.G. (1979),"Chemical composition of coffee-berry by-
products", in Composition, Technology and Utilization,
Chapter 2, 11-16, Ed. Braham,J.E. and Bressani,R.,
Institute of Nutrition of Central América and Panama.
- 22 FARIA,L.J.G. (1986), Estudo Experimental do Secador
Pneumático Vertical, Tese de Mesrado, DEQ/FEC/UNICAMP.
- 23 FIGUEIREDO,P. (1981), "Café solúvel em expansão", Brasil
Comércio Exterior, Brasília, Brasil.
- 24 FOUST,A.S., WENZEL,L.A., CLUMP,C.W., MAUS,L., and ANDERSEN,
L.B. (1982), Princípios das Operações Unitárias, Segunda
Edição, Traduzido por H. Macedo, Guanabara Dois, Rio de
Janeiro, R.J..
- 25 FREIRE,J.T. e SARTORI,D.J.M. (1986), "Transferência de Calor
em Sistemas Particulados", Tópicos Especiais de Sistemas
Particulados", 2, 123-192, Ed. J.T.Freire e J.C.Gubulin.
- 26 GELDART,D. (1986), Gas Fluidization Technology, Ed. D.
Geldart, John Wiley & Sons, Chicester, New York,
Brisbane, Toronto, Singapore.

- 27 GIDASPOW,D. (1986), One dimensional steady gas-solid flow,
- 28 GORBIS,Z.R.(1970), Energia, Moskva.
- 29 HUGOT,E., (1977), Manual da Engenharia Açucareira, 2, 1^a
Edição, Editora Mestre Jou, São Paulo, Brasil.
- 30 HUBINGER,M.D., JUNIOR,A.P. (1988), Planejamento e Projetos
para Industrias de Alimentos, Ed. Associação Brasileira
de Engenheiros de Alimentos.
- 31 JARQUIN,R. (1979), "Coffee pulp in swine feeding", "Composi-
tion, Technology and Utilization, Chapter 5, 39-50,
Ed. Braham,J.E. and Bressani,R., Institute of
Nutrition of Central América and Panama.
- 32 KEEY,R.B. (1972), Drying Principles and Practice, Pergamon
Press.
- 33 KIMEU,B.S. and KABAARA,D. (1972), "The Effect of Coffee Pulp
and NPK Inorganic Fertilizers on Maize Grain and Stover
Yield", Kenya Coffee, 37 (438), 270-273, Coffee Research
Station, Ruiru, Kenya.
- 34 KMIEC,A. (1981), "Study on hydrodynamics of flows in a pneu-
matic flash dryer", Dryng's of Solids Recents Interna-
tional Development, Ed. Arun S. Mujundar.
- 35 KMIEC,A., MIELCZARSKI,S. and PAJAKOWSKA,J. (1978) "An
Experimental Study on Hidrodynamics of a System in a
Pneumatic Flash Dryer", Powder Technology, 20: 67-74,
- 36 KONNO,H. and SAITO,S. (1969), "Pneumatic Conveying of Solid
through Straight Pipes", J. Chemical Engineering Japan,
2,211-217.
- 37 KRAUS,M.N. (1968) Pneumatic Conveying of Bulk Materials,
Copyright by The Ronald Press Company.

- 38 KUDRA,T. and STRUMILLO,S.C. (1986), Drying: Principles applications and design, Gordon and Breach Sci Pub., Montreaux, Suiza.
- 39 KUNII,D. and LEVENSPIEL,O. (1969), Fluidization Engineering by John Wiley & Sons, INC.
- 40 LEUNG,L.S. and WILES,R.J. (1976), "A Quantitative Design Procedure for Vertical Pneumatic Conveying Systems", Industrial Engineering Chemical, Process Des. Dev., 15, n° 4, 552-557.
- 41 MARTIN,H. and SALEH,A.H. (1984), "The Drying of Fine Granular Material in a Pneumatic Drier", International Chemical Engineering, 24, 13-22.
- 42 MEIRELLES,A.J.A. (1984), Secagem de Bagaço de Cana em Leito Fluidizado, Tese de Mestrado, Faculdade de Engenharia de Alimentos, UNICAMP, Campinas, S.P..
- 43 MENEGALLI,F.C. e RODRIGUEZ,E.O. (1982), Apostila para Curso de Operações Unitárias de Transferência de Impulso, Cap. 1 a 10, Faculdade de Engenharia de Alimentos, Unicamp.
- 44 MUJUNDAR,A.S., (1981), Drying of Granular Materials, Lectures Notes, Mc Gill University.
- 45 MUJUNDAR,A.S. (1987), Handbook of Industrial Drying, Ed. by Arun S. Mujundar, Mc Gill University, Montreal, Quebec, Canada.
- 46 MURILLO,B. (1979), "Coffee-pulp silage", Composition, Technology and Utilization, Chapter 7, 55-61, Ed. Braham,J.E. and Bressani,R., Institute of Nutrition of Central América and Panama.

- 47 NAKAMURA,K., CAPES,C.E. (1973), "Vertical Pneumatic Conveying: An Experimental Study with Particules in the Intermediate and Turbulent Flow Regimes", Canadian Journal Chemical Engineering, 51, 31-38, February.
- 48 NOGUEIRA,L.A.H. e FLORES,L.F.V. (1987), "Potencialidade energética da borra de café para as indústrias de café solúvel", Pesquisa e Desenvolvimento Tecnológico, 13 (4): 15-25, 1987.
- 49 NONHEBEL,G. and MOSS,A.A.H. (1979), El secado de sólidos en la industria, Editorial Reverté S/A.
- 50 NEBRA,S.A. (1985), Secagem Pneumática de Bagaço de Cana, Tese de Doutorado, DEM/FEC/UNICAMP.
- 51 PÉCORA,A.A.B. (1985), Estudo Experimental do Escoamento Gás-Sólido em Fase Diluída com Transferência de Calor e Massa, Tese de Mestrado, FEA/UNICAMP.
- 52 PERRY,R.H. and CHILTON,C.H. (1973), Chemical Engineers' Handbook, 5^a ed., New York, Mc Graw-Hill.
- 53 PFLUGER,R.A. (1975) "Soluble Coffee Processing", in Solids Wastes; origin, collection, processing and disposal, Chapter III.4, Ed. Mantel, Charles Letnam, New York, Wiley, Interscience.
- 54 ANÔNIMO (1971), "Let Residue Disposal Pay for Itself", Environmental Management, Power, February.
- 55 RAO,N.G. and NATARAJAN,C.P. (1974), "Utilisation of Coffee By-Products", Indian Coffee, 38 (1), 3-5.
- 56 ROCHA,S.C.S., KACHAN,G.C., SANTANA,C.C. (1988) "Influência da concentração de sólidos na secagem pneumática vertical", Anais do XV Encontro sobre escoamento em meios porosos,

V.2, 500-516.

- 57 REDDY,K.V.S. and PEI,D.C.T. (1969), Ind. Eng. Chem. Fundam., 8 (3), 490.
- 58 ROMANKOV,P.G. (1971), Drying in Fluidization, chapter 12, 569-598, Ed. by J.F. Davidson and D. Harrison, Academic Press, London and New York.
- 59 SANTANA,C.C., MASSARANI,G., SANTOS,S.C. dos (1981), "Queda de Pressão e Velocidade Crítica no Transporte Hidráulico Vertical", Revista Brasileira Engenharia Química, 5, nº 2, 18-20.
- 60 SANTANA,C.C. (1984), Contato Gás-Sólido em Sistemas Diluídos: Aspecto da Dinâmica e da Transferência de Calor", Conferência do XII Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos, 1, 35-66.
- 61 SANTANA,C.C. (1986), "Fenômenos de Transporte no Contato Gás-Sólido: Leitos Móveis em Fase Diluída", Tópicos Especiais de Sistemas Particulados, Vol.2, Cap. VI, 289-346. Ed. José Teixeira Freire e José Carlos Gubulin.
- 62 SILVA,M.G.C. (1984), Dinâmica do Transporte Pneumático Vertical de Partículas, Tese de Mestrado, DEQ/FEC/UNICAMP.
- 63 SILVA,M.A., NEBRA,S.A. E SANCHEZ,C.G. (1990), "Physical and Chemical Properties of Spent Grounds", Proceedings of the First Asian-Pacific International Symposium on Combustion and Energy Utilisation, Beijing, October, 15-18, 125-129.

- 64 SIVETZ,M.S.M. (1963), Coffee Processing Technology, V 2, ch. 20, 312-332, The Westport Avi Publishing Company,INC.
- 65 SIVETZ,M.S.M. and FOOTE,H.E. (1963), Coffee Processing Technology, V 1, ch. 20, 312-332, The Westport Avi Publishing Company,INC.
- 66 SOBRAL,P.J.A. (1987), Secagem de Sangue Bovino Incorporado a Proteína Texturizada de Soja, em Leite Fluidizado e em Leite Fixo, Tese de Mestrado, Faculdade de Engenharia de Alimentos, UNICAMP, Campinas,S.P..
- 67 STOESS,H.A. (1970), Pneumatic Conveying, Wiley-Interscience Division of John Wiley & Sons.
- 68 SUÁREZ de CASTRO,F. (1960), "Valor de la pulpa de café como abono", Boletín Informativo, Suplemento n° 5, Instituto Salvadoreño de Investigaciones del Café, Santa Tecla, El Salvador, C.A.Dic..
- 69 TANGO,J.S. (1971), "Utilização Industrial do Café e dos seus subprodutos", Boletim do Instituto de Tecnologia de Alimentos- ITAL, 28, 59.
- 70 TEO,C.S. and LEUNG,L.S. (1984), "Vertical Flow of Particulate solids in Standpipes and Risers", in Hydrodynamics of gas-solids fluidization, cap.11, Nicholas P. Cheremisinoff and Paul N. Cheremisinoff, Ed. Gulf Publishing Company Book Division.
- 71 VALENTIN,L.M.T. (1986), Transferência de Calor Gás-Sólido no Transporte Pneumático Vertical, Tese de Mestrado, DEQ/FEC/UNICAMP.

- 72 VAANECEK,V., MARKVART,M., and DRBOHLAV,R. (1966), Fluidized Bed Drying Chemical and Process Engineering Series, Ed. Leonard Hill, London.
- 73 VIOTTO,L.A., MENEGALLI,F.C. (1989), "Secagem de Borra de Café em Secador Leito Fluidizado", Anais do XVII Encontro Nacional de Escoamento em Meios Porosos.
- 74 VIOTTO,L.A., MENEGALLI,F.C. (1989), "Secagem de Borra de Café em Secador Pneumático", Anais do XVII Encontro Nacional de Escoamento em Meios Porosos.
- 75 VIOTTO,L.A., MENEGALLI,F.C., HUBINGER,M.D. (1990), "Avaliação Econômica de Sistemas de Secagem de Borra de Café", Anais do XVIII Encontro Nacional de Escoamento em Meios Porosos.
- 76 WEN,C.Y. and YU,Y.H. (1966), Mechanics of Fluidization, Chemical Engineering Prop. Symp. Series n° 62, 62, 100.
- 77 YATES,J.G. (1983), Fundamentals of Fluidized-Bed Chemical Processes, Butterworths Monographs in Chemical Engineering, Butterworths- London, Boston, Durban, Singapore, Sydney, Toronto, Wellington.