

**SECAGEM DE BAGAÇO DE CANA  
EM SISTEMA PNEUMÁTICO**

**Róger Darros Barbosa  
Engenheiro de Alimentos**

36/92

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

Refer

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

*Este exemplar corresponde a cópia final da Tese defendida por Roger Darros Barbosa e aprovada pela Comissão Julgadora em 20.11.92.*



**SECAGEM DE BAGAÇO DE CANA  
EM SISTEMA PNEUMÁTICO**

**Róger Darros Barbosa  
Engenheiro de Alimentos**

**Prof<sup>ª</sup> Dr<sup>ª</sup> Florência Cecília Menegalli †  
Orientadora**


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

**BANCA EXAMINADORA**

  
**Prof<sup>ª</sup> Dr<sup>ª</sup> Florência Cecília Menegalli**  
**(Orientadora)**

  
**Prof<sup>ª</sup> Dr<sup>ª</sup> Sandra Cristina dos Santos Rocha**  
**(membro)**

  
**Prof<sup>ª</sup> Dr<sup>ª</sup> Silvia Azucena Nebra de Pérez**  
**(membro)**

  
**Prof<sup>º</sup> Dr<sup>º</sup> Antônio José de Almeida Meirelles**  
**(membro)**

Campinas, 20 de novembro de 1992

Professor sou há anos  
"Mestre" pretendo ser

A Leila, pelo carinho, compreensão e apoio.

Aos filhos Marina, Carolina e Artur, que participam desse caminho.

## AGRADECIMENTOS

À Prof<sup>ª</sup> Dr<sup>ª</sup> Florência Cecília Menegalli pela orientação e zelo com que acompanhou todo o desenvolvimento deste trabalho e o longo e árduo caminho perseguido juntos.

Ao amigo Prof<sup>º</sup> Luiz Antônio Viotto pelo apoio, amizade, ajuda na montagem do equipamento e na condução de experimentos.

Aos funcionários Otair, Paraíba, Décio, Aparecido pela ajuda na montagem dos equipamentos.

Aos Departamentos de Engenharia Elétrica e Mecânica (Térmicas) da FEC, através de suas oficinas e funcionários pela contribuição na confecção de algumas peças e na cessão de máquinas para a montagem dos equipamentos.

À Copersucar na pessoa do Prof<sup>º</sup> Dr. Isaias Macedo e à Prof<sup>ª</sup> Dr<sup>ª</sup> Sílvia A. Nebra pelas contribuições e intercâmbio de experiências durante a fase de projeto.

À engenheira Sônia Takemoto pelo auxílio na determinação experimental da densidade aparente do bagaço de cana.

Aos colegas da Pós-Graduação do Departamento de Engenharia de Alimentos pela convivência e intercâmbio de experiências.

Aos professores e funcionários do Departamento de Engenharia de Alimentos pela convivência, estímulo e apoio dados.

Aos professores e técnicos da FEC (Deq e Dem-Térmicas), Feagri, Centro de Computação e demais colegas da Pós-Graduação de outras unidades pela transmissão de conhecimentos, auxílio e intercâmbio.

Ao CNPq pelo apoio financeiro para a montagem dos equipamentos e instrumentação.

À FAPESP pela bolsa de estudo/Mestrado concedida.

À UNICAMP p/ bolsa de estudo/Monitoria concedida.

À ABIA - Associação Brasileira das Indústrias de Alimentos pela concessão das fotocópias desta Tese.

À todos aqueles que contribuíram direta ou indiretamente para a realização deste trabalho.

## ÍNDICE

RESUMO	VIII
ABSTRACT	X
NOMENCLATURA	XII
CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO	1
1. Importância e Justificativa da Pesquisa	2
2. Conservação de Energia na Agroindústria Canavieira / Produção de Excedentes de Bagaço de Cana	5
3. Características do Bagaço de Cana	7
4. Vantagens da Secagem do Bagaço de Cana	10
5. Conceitos Básicos sobre Secagem	16
6. Análise de Diversos Secadores para Bagaço de Cana	19
7. Secadores Pneumáticos	27
8. Fluidodinâmica do Transporte Pneumático	31
9. Transferência de Calor e Massa no Escoamento de Suspensões Gás-Sólido	56
CAPÍTULO II - CARACTERIZAÇÃO FÍSICA DO MATERIAL	64
1. Matéria-Prima	65
2. Determinação do Teor de Umidade	66
3. Distribuição de Tamanho	66
4. Forma das Partículas	69
5. Velocidade Terminal e Coeficiente de Arraste	70
6. Densidade	73
7. Tratamento e Análise dos Resultados	74

<b>CAPÍTULO III - MONTAGEM DO SECADOR PNEUMÁTICO</b>	<b>93</b>
1. Introdução	94
2. Descrição do Sistema	97
2.1. Sistemas de Medição	99
2.1.1. Vazão de Ar	99
2.1.2. Temperatura dos Gases	101
2.1.3. Pressão Estática	102
2.1.4. Amostragem de Sólidos	103
3. Operação do Sistema	105
<b>CAPÍTULO IV - TRATAMENTO E ANÁLISE DOS RESULTADOS</b>	<b>108</b>
1. Apresentação dos Resultados	109
2. Fluidodinâmica da Secagem Pneumática	111
2.1. Análise do Escoamento - Formulação para Escoamento Bifásico	117
2.2. Determinação do Coeficiente de Atrito dos Sólidos	122
3. Cinética da Secagem - Transferência de Calor e Massa na Secagem Pneumática	133
3.1. Formulação para Transferência de Calor e Massa	137
3.2. Determinação do Coeficiente Convectivo de Transferência de Calor	156
3.3. Determinação do Perfil Teórico de Umidade dos Sólidos	162
<b>CAPÍTULO V - CONCLUSÕES E SUGESTÕES</b>	<b>167</b>
APÊNDICE I - Determinação da Vazão do Ar de Secagem	174
APÊNDICE II - Equações de Calibração dos Termoelementos	180
APÊNDICE III - Tabelas de Resultados Experimentais	182
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	<b>210</b>

## RESUMO

Cada uma das etapas de produção de combustíveis a partir de biomassa deve ser otimizada do ponto de vista energético, para que no ciclo completo exista uma real produção de energia, considerando todos os insumos energéticos. Neste sentido, foi construída uma montagem experimental para estudo da secagem do bagaço de cana obtido da produção de etanol a partir da cana-de-açúcar, em sistema pneumático.

Além das medições de pressão estática e temperatura do gás, ao longo do duto de secagem, foi desenvolvido um dispositivo de amostragem de sólidos que permite avaliar o perfil de umidade do bagaço, o que geralmente nos estudos deste sistema de secagem somente era obtido indiretamente através de balanço de massa.

Através da operação do sistema de secagem pneumática foram medidos os perfis de pressão estática, umidade do sólido e de temperatura do gás, para o escoamento da suspensão ao longo de um duto de 3 polegadas de diâmetro e 4 m de comprimento total. Foram utilizados nos experimentos bagaço de cana com umidade variando entre 0,94 e 4,04 kg água/ kg matéria seca. A faixa de vazões mássicas de bagaço situou-se entre 1,24 e 60,7 kg de bagaço úmido/h e 100,01 à 172,10 kg ar úmido/h para o ar de transporte e secagem, cuja temperatura de entrada variou de 100 à 220°C.

Através do estudo da cinética da secagem, verificou-se a influência de diversos parâmetros como vazão de gás e sólidos, temperatura do ar de secagem e granulometria do material.

O estudo da fluidodinâmica do sistema, através dos perfis de pressão estática e da medida da velocidade terminal das partículas, permitiu a obtenção de correlações para parâmetros importantes como o fator de atrito dos sólidos com as paredes do duto e coeficiente de arraste, incluindo um estudo detalhado da forma e tamanho das partículas de bagaço e sua influência na



dinâmica do escoamento.

A secagem pneumática também foi abordada através das equações dos balanços de massa e energia térmica, cujos resultados possibilitaram a obtenção de uma correlação para Nusselt e Reynolds.

Foram obtidos resultados que contribuem para o projeto e otimização de secadores pneumáticos e uma melhor avaliação de sua performance e consumo energético.

## ABSTRACT

Each stage of the fuel production cycle since biomass will be optimized from an energetic view point to assure a net production. An experimental continuous pneumatic drier was constructed to study the drying behavior of sugar cane bagasse from ethanol or sugar cane industry.

Besides the measurement of static pressure and gas temperature along drying tube, a solid sample apparatus was developed, which makes possible to evaluate the solid moisture profile, what generally was obtained indirectly by mass balance in other works on this theme.

The static pressure, solid moisture content and air temperature profiles for the suspension flow, were measured with the operation of the pneumatic drying system, along the drying tube with 3 inches of diameter and 4 m of total length. Experiences were realized with sugar cane bagasse with water content varying between 0,94 and 4,04 dry basis. The range of bagasse mass flow rate varied between 1,24 and 60,7 kg/h and 100,01 to 172,10 kg/h for air mass flow rate used to transport and drying, with entrance temperature varied of 100 to 220°C.

The influence of different parameters as well as air and solids mass flow rate, air drying temperature and particle shape and size distribution were investigated with the aim of the study on drying kinetics.

The study of fluidynamics of the system, with the static pressure profile and particles free settling velocities, was possible to obtain correlations for important parameters as well as solid-wall friction factor, drag coefficient including an detailed study of particle shape and size of bagasse and its effects on dynamics of flow.

The pneumatic drying was also investigated by a mathematical analysis of thermal energy and material balance equations, whose results made it possible to obtain a Nusselt-Reynolds correlation.

The results obtained contribute to the project and optimization of pneumatic dryers and better evaluation of its performance and energy consumption.

## NOMENCLATURA

a	- área da superfície das partículas por unidade de volume do leito	( $m^2/m^3$ )
A <sub>o</sub>	- área superficial da esfera	( $m^2$ )
A <sub>b</sub>	- área do bocal	( $m^2$ )
A <sub>p</sub>	- área superficial de uma partícula	( $m^2$ )
A <sub>p<sub>r</sub></sub>	- área projetada da partícula na direção do escoamento	( $m^2$ )
b	- dimensão linear da partícula	(mm)
B <sub>A</sub>	- parâmetro correspondente ao termo de arraste, eq. IV.9	
C <sub>b</sub>	- coeficiente de descarga do bocal	(adimensional)
C <sub>D</sub>	- coeficiente de arraste	(adimensional)
C <sub>g</sub>	- calor específico do ar seco	(kcal/kg °C)
C <sub>gu</sub>	- calor específico do ar úmido	(kcal/kg °C)
C <sub>l</sub>	- calor específico da água líquida	(kcal/kg °C)
C <sub>s</sub>	- calor específico do sólido seco	(kcal/kg °C)
C <sub>su</sub>	- calor específico do sólido úmido	(kcal/kg °C)
C <sub>v</sub>	- calor específico do vapor d'água	(kcal/kg °C)
CV	- razão entre vazão volumétrica de sólidos e vazão volumétrica de gás	( $m^3/m^3$ )
$\bar{d}_p$	- diâmetro médio das partículas da análise por peneiras	(mm)
d <sub>p<sub>i</sub></sub>	- média aritmética das aberturas das malhas entre duas peneiras adjacentes	(mm)
D <sub>o</sub>	- diâmetro da esfera equivalente	(mm)
D <sub>p</sub>	- diâmetro da partícula	(mm)
$\bar{D}_p$	- diâmetro médio da partícula pela análise da medida direta	(mm)
D <sub>t</sub>	- diâmetro do duto de secagem	(m)
f <sub>g</sub>	- fator de atrito gás-parede	(adimensional)
f <sub>s</sub>	- fator de atrito sólido-parede	(adimensional)
F <sub>D</sub>	- força de arraste	(N)
Fr	- número de Froude da partícula [ $v_g^2 / D_p g$ ]	(adimensional)
g	- aceleração da gravidade	( $m/s^2$ )
h	- coeficiente convectivo de transferência de calor gás-sólido	(kcal/s m <sup>2</sup> °C)
H <sub>v</sub>	- entalpia de vaporização da água	(kcal/kg)
k <sub>g</sub>	- condutividade térmica do gás	(kcal/s m °C)
l	- dimensão linear da partícula	(mm)

L	- comprimento do duto de secagem	(m)
n	- expoente na expressão IV.11	
$N_p$	- número de partículas na seção	
$N_u$	- número de Nusselt	(adimensional)
P	- pressão estática	(kPa)
$P_{atm}$	- pressão atmosférica	(mmHg)
$P_v$	- pressão parcial do vapor d'água	(kPa)
$P_{vs}$	- pressão de saturação do vapor d'água	(kPa)
$Q_p$	- calor perdido para o ambiente por unidade de comprimento do duto de secagem	(kcal/sm)
R	- constante dos gases	(kcal/kgK)
$Re$	- número de Reynolds	(adimensional)
$Re_p$	- número de Reynolds da partícula $[\rho_g D_p v_{rel} / \mu_g]$	(adimensional)
S	- área da seção transversal do duto de secagem	(m <sup>2</sup> )
$T_a$	- temperatura ambiente	(°C)
$T_{ae}$	- temperatura do ar após aquecimento	(°C)
$T_{BS}$	- temperatura de bulbo seco	(°C)
$T_{BU}$	- temperatura de bulbo úmido	(°C)
$T_g$	- temperatura do gás no duto de secagem	(°C)
$T_{g_1}$	- temperatura do gás na entrada da seção	(°C)
$T_{g_2}$	- temperatura do gás na saída da seção	(°C)
$T_m$	- temperatura de mistura do ar principal com ar secundário	(°C)
$T_{ro}$	- temperatura do ponto de orvalho	(°C)
$T_s$	- temperatura do sólido	(°C)
$v_{esp}$	- volume específico do ar úmido	(m <sup>3</sup> /kg)
$v_g$	- velocidade do gás	(m/s)
$v_{rel}$	- velocidade relativa gás-partícula	(m/s)
$v_s$	- velocidade da partícula	(m/s)
$v_t$	- velocidade terminal da partícula	(m/s)
$V_g$	- vazão volumétrica do gás em condições padrões [21,1°C e 760 mmHg]	(m <sup>3</sup> /s)
$V_p$	- volume de uma partícula	(m <sup>3</sup> )
$V_r$	- vazão volumétrica real do gás	(m <sup>3</sup> /s)
$V_s$	- volume total das partículas na seção	(m <sup>3</sup> )
$V_t$	- volume total da seção diferencial do duto de secagem	(m <sup>3</sup> )
$W_g$	- vazão mássica do gás	(kg/s)
$W_{g*}$	- vazão mássica do ar secundário	(kg/s)
$W_s$	- vazão mássica de sólidos	(kg/s)

$X$	- umidade do sólido	(kg água/kg sólido seco)
$\bar{X}$	- umidade média do sólido	(kg água/kg sólido seco)
$X_i$	- fração mássica da peneira $i$ -ésima	(kg/kg)
$Y$	- umidade do gás	(kg água/kg ar seco)
$Y_0$	- umidade do ar de entrada no secador	(kg água/kg ar seco)
$Y_{SAT}$	- umidade de saturação do gás	(kg água/kg ar seco)
$z$	- dimensão na direção do comprimento do duto de secagem	(m)

#### LETRAS GREGAS

$\beta_v$	- concentração volumétrica de sólidos [(1 - $\epsilon$ )/ $\epsilon$ ]	(adimensional)
$\Delta h_b$	- diferença de altura de coluna de líquido no manômetro do bocal	(mm H <sub>2</sub> O)
$\Delta H$	- entalpia de evaporação da água	(kcal/kg)
$\Delta P$	- queda de pressão estática	(kPa)
$\epsilon$	- porosidade	(adimensional)
$\phi$	- fator de forma	(adimensional)
$\mu_g$	- viscosidade do gás	(kg/ms)
$\rho_g$	- massa específica do gás	(kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_m$	- massa específica do líquido manométrico	(kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_s$	- massa específica do sólido	(kg/m <sup>3</sup> )
$\sigma$	- tensões normais sólido-sólido	(N/m <sup>2</sup> )
$\tau_v$	- tensão de cisalhamento na parede	(N/m <sup>2</sup> )
$\tau_{vg}$	- tensão de cisalhamento gás-parede	(N/m <sup>2</sup> )
$\tau_{vs}$	- tensão de cisalhamento sólido-parede	(N/m <sup>2</sup> )

**CAPÍTULO I**

**INTRODUÇÃO**

## 1. IMPORTÂNCIA E JUSTIFICATIVA DA PESQUISA

A factibilidade econômica de produção de combustíveis a partir de biomassa está severamente limitada pelo balanço energético do processo; cada uma das etapas de produção deve ser otimizada desde o ponto de vista energético, para que no ciclo completo exista uma real produção de energia, considerando todos os insumos energéticos das etapas de cultura, industrialização e transporte.

O aproveitamento de seus produtos energéticos torna-se vital. No caso da produção de etanol a partir da cana de açúcar, uma estratégia simples de recuperação de energia na usina, segundo Macedo (85), pode permitir uma redução de consumo de energia da ordem de 25 à 48% (usina de açúcar e destilaria) resultando um excedente sobre a forma de vapor ou bagaço.

Além disso, com as técnicas de industrialização atuais, estima-se que para uma produção de 66 litros de álcool por hectare, já se obtém um excedente de 5 t/ha/ano de bagaço, ou seja para uma produção de 18.000 Mcal/ha/ano em álcool, há um potencial calórico excedente de 6.500 Mcal/ha/ano em forma de bagaço combustível, quantidade que pode ser aumentada melhorando-se os processos de industrialização. No momento atual várias usinas estão comercializando o bagaço excedente para indústrias locais. Podendo-se esperar que o bagaço no futuro seja um produto tão importante quanto o álcool na usina. Esta situação provoca a necessidade da secagem do bagaço até umidade adequada para sua estocagem e peletização.

Além do uso do bagaço como combustível, deve-se destacar ainda a sua aplicação na formulação de rações animais, o que também implica em redução da umidade do bagaço e posterior peletização. Esta aplicação vem tendo aproveitamento industrial com sucesso, agregando preço na venda do bagaço, a partir de bagaço processado pela usina de Lençóis Paulista pertencente à Copersucar, e em algumas usinas do Nordeste.

Os gases quentes provenientes da caldeira da usina apresentam um potencial aproveitável para a secagem do



bagaco que se poderia estimar ser capaz de secar cerca de 50% do bagaco processado.

Em trabalhos anteriores (97) de secagem de bagaco de cana em leito fluidizado, Meirelles concluiu que até temperaturas dos gases de secagem da ordem de 150°C, o bagaco seca em período de velocidade constante de secagem até umidades críticas de 25% em base úmida; isto nos leva a pensar que se poderia utilizar secadores em mais de uma etapa, com temperaturas mais altas no período de velocidade constante de secagem, já que o bagaco permaneceria à temperatura de bulbo úmido, afastando perigos de ignição e utilizando temperaturas mais baixas na etapa posterior.

A utilização de secadores do tipo pneumático, como se propõe neste trabalho, os quais operam a altas taxas de transferência de calor e massa, torna-se vantajosa quando a secagem ocorre no período de velocidade constante, trabalhando então, a alta temperatura do gás, mas com o sólido permanecendo à temperatura de bulbo úmido.

Existem antecedentes da secagem de bagaco de cana com gases residuais de caldeira em sistema pneumático, com várias firmas que comercializam este processo, no qual o bagaco (50% umidade base úmida) é transportado pneumaticamente com gases quentes de exaustão de caldeira (300 - 400°C), assegurando os fornecedores do equipamento, conseguirem uma secagem de até 10 a 20% de umidade final; na maioria dos casos não passa dos 40%. No Brasil estão se instalando unidades de secagem deste tipo, e ainda desenvolvendo alguns modelos com tecnologia nacional.

Estes trabalhos revelam a possibilidade de otimizar o processo, decrescendo o consumo energético e atingindo o produto uma menor umidade final, como também demonstram uma real falta de dados para o projeto e pesquisa básica na área deste produto.

Neste sentido nos propomos a estudar a secagem do bagaco de cana em sistema pneumático, através de avaliações da performance, consumo energético e custos fixos que permitam uma otimização do processo de secagem deste produto. Isto leva

consequentemente a um estudo da cinética da secagem em sistema pneumático, avaliação da transferência de calor e massa, bem como da fluidodinâmica do sistema e avaliação de propriedades do bagaco segundo a sua origem de produção, que não constam na literatura.

Particularmente o estudo da secagem de bagaco de cana em sistema pneumático, fornecerá subsídios para a secagem de materiais polidispersos, coesivos e muito úmidos, e tãda uma sãrie de resíduos do processamento de cereais e madeira que poderiam ser secados em sistemas semelhantes.

## 2. CONSERVAÇÃO DE ENERGIA NA AGROINDÚSTRIA CANAVIEIRA / PRODUÇÃO DE EXCEDENTES DE BAGAÇO DE CANA

A implantação do Programa Nacional do Alcool veio conferir às Usinas de Açúcar e Destilarias de Alcool o papel de empreendimentos energéticos destinados à produção de combustíveis alternativos para a substituição de derivados de petróleo. Em consequência, desde logo verificou-se uma contradição entre esta concepção e práticas tradicionais do setor relativas ao balanço térmico de usinas e destilarias e ao aproveitamento dos subprodutos da agroindústria canavieira. Embora estas unidades tenham uma disponibilidade de insumos energéticos dificilmente encontrada em outros setores, são comuns balanços térmicos deficientes e a necessidade de aquisição de combustíveis ou energia externos, decorrentes de procedimentos que persistem desde uma época de energia barata e abundante.

Neste sentido se faz necessária a utilização racional do potencial energético de vários subprodutos como folhas e pontas de cana, o bagaço e o vinhoto. O melhor aproveitamento destes resíduos se impõe não apenas como medida energética da produção, mas também devido a uma demanda potencial de outros setores por combustíveis alternativos para geração de calor de processos por exemplo.

No caso do bagaço, na maioria das vezes esse subproduto é consumido quase que totalmente dentro das usinas, num esquema de co-geração de vapor para uso térmico nos processos e para a conversão em energia elétrica ou mecânica através de turbinas e turbo-geradores. Estes sistemas podem e devem ser aprimorados no sentido de uma maior eficiência, visando aumentar o excedente deste material fibroso para um melhor aproveitamento em outras áreas, ou mesmo na geração de eletricidade excedente, para a venda às concessionárias.

Dentre os outros usos do bagaço podem ser citados: matéria-prima para a produção de papelão, papel e celulose, furfural, matéria-prima para ração animal, fertilizante natural e aglomerados para construção.

Segundo trabalho de Macedo (85) o balanceamento adequado da geração de bagaço e a quantidade necessária para geração de vapor necessário ao processo de produção de açúcar e álcool, tem resultado em um excedente considerável de bagaço; excedente este que pode ser aumentado, tomando-se algumas medidas e melhorando-se os processos de industrialização.

### 3. CARACTERÍSTICAS DO BAGAÇO DE CANA

O bagaço é o resíduo fibroso da cana, após a extração do açúcar. O bagaço é constituído de água, fibras, principalmente celulose, e pequenas quantidades de matérias em solução na água, água esta proveniente da embebição e do caldo, constituído por açúcar e impurezas. Sua composição varia de acordo com a variedade da cana, seu grau de maturação, método de colheita e o processo e eficiência da extração.

A época de produção coincide, evidentemente, com a safra de cana-de-açúcar, isto é, de maio/junho a novembro/dezembro, ou seja, 6 a 7 meses/ano.

De um modo geral, sua composição no Brasil, pode ser apreciada no Quadro I.1 (50).

Bagação	Base úmida(%)	Base seca(%)
Fibra	62	31
Medula	34	17
Sacarose	4	2
Água	-	50

Quadro I.1: "Composição média do bagaço de cana de açúcar"

Em termos de extração, podemos citar dois processos, extração por moendas e extração por difusão. Em geral, na extração por moendas o bagaço sai com maior quantidade de sólidos solúveis, enquanto na extração por difusão se consegue maior eficiência na extração do açúcar, mas com um teor de umidade final mais elevado.

De acordo com Hugot (61), um trabalho muito insatisfatório das moendas fornece um bagaço com 50% de água, e um

trabalho muito bom, um bagaço com 45% de água. Numa extração de caldo de cana pelo método de difusão BMA, apresentado por Schaer (116) por exemplo, nos dá valores de 68 a 72% de água após o difusor com rolo desaguador.

Segundo Hugot (61), a matéria dissolvida, corresponde a um volume pequeno, de cerca de 2 a 4% para extração por moendas.

As fibras que são componentes da cana, insolúveis em água, são formadas de celulose, pentosanas e lignina; designando o teor de umidade como  $X_f$  e a proporção em peso dos sólidos solúveis por  $S$ , resta para a fibra:

$$f' = 100 - X_f - S$$

Nesta expressão  $f'$  representa a quantidade de fibra % de bagaço, encontrando-se valores médios entre 46 a 53% (85). Os índices extremos da fibra média da cana vão de aproximadamente  $f = 10$  a  $f = 16\%$  (fibra na cana). Porém, geralmente estão por volta de 12 a 15%

A quantidade  $B$  de bagaço obtida por 100 kg de cana moída é calculada estabelecendo que o peso de fibra é o mesmo na entrada e na saída das moendas:

$$100.f = B.f'$$

$$\text{donde } B = 100. \frac{f}{f'}$$

Observa-se que o peso de bagaço varia em cerca de 24 a 30% do peso da cana, ou seja é aproximadamente de 1/4. Portanto dispõe-se de cerca de 275 kg de bagaço por tonelada de cana.

O bagaço apresenta, após moagem, densidade aparente variando entre 80 e 120 kg/m<sup>3</sup> de acordo com o teor de umidade. A composição elementar média do bagaço pode ser observada no quadro I.2.

Elemento	%
carbono	47,0
hidrogênio	6,5
oxigênio	44,0
cinzas	2,5

Quadro I.2: "Composição elementar do bagaço de cana"

O valor médio do poder calorífico do bagaço sêco está apresentado no quadro I.3 (23), e evidentemente a presença de água altera este quadro, e influenciará a eficiência de sua combustão. A quantidade de vapor d'água produzida situa-se em média na faixa de 1,6 a 2,3 kg de vapor saturado a 20 kgf/cm<sup>2</sup> por kg de bagaço contendo 50% de umidade, valor este que pode ser alterado em função do teor de umidade do bagaço. *e tipo de Colômbia*

Poder calorífico superior sêco - PCS	4.600 kcal/kg
Poder calorífico inferior sêco - PCI	4.250 kcal/kg

Quadro I.3: "Poder calorífico do bagaço de cana seco"

#### 4. VANTAGENS DA SECAGEM DO BAGAÇO DE CANA

O manuseio, transporte e armazenamento do bagaço para alguns usos exige processamento prévio na forma de secagem, compactação ou ambos.

Segundo trabalho do MIC-STI (21), do ponto de vista da produção de vapor, a umidade contida no bagaço ( $\approx 50\%$ ) após extração, limita a eficiência das caldeiras, requer grandes excessos de ar que propiciam a perda de calor sensível através dos gases da chaminé. As presenças de açúcar residual e água no bagaço propiciam a ocorrência de reações de fermentação que podem resultar em combustão espontânea no interior de uma pilha suficientemente alta.

Através da secagem, que de certa forma também é um pré-requisito para compactações mais intensas, o bagaço adquire maior poder calorífico por unidade de massa.

Os primeiros trabalhos sobre as vantagens auferidas com a secagem de bagaço de cana datam de 1911 (citado em 47), ainda como tratamento teórico, propunham a utilização de ar ambiente aquecido indiretamente, por meio de um trocador de calor, com gases de exaustão de caldeira, justificado pela umidade excessiva e natureza corrosiva deste último. Ainda assim, se demonstrava um ganho em eficiência com geração de excedentes de bagaço, ainda que a recuperação da energia térmica dos gases de exaustão fosse ineficiente (trocadores ar-ar).

Outros trabalhos (19,41,105) em termos semelhantes avaliam as vantagens da pré-secagem do bagaço de cana para melhorar o balanço energético das indústrias de açúcar e álcool, principalmente em termos de redução nos gastos com energia externa às usinas, particularmente de derivados de petróleo. As proposições de Bailliet (11) e Furines (49) estão mais relacionadas à melhoria do processo de combustão (queima completa) do bagaço pré-secado.

Edwards (41) coloca a questão da viabilidade da secagem ou não do bagaço como dependente da ineficiência da caldeira em operação e o custo em se manter tal ineficiência e



obviamente do uso subsequente de um eventual excedente. Além disso, com a secagem do bagaço, a recuperação da energia neste caso, se daria no sentido da sua temperatura de bulbo úmido, geralmente em torno dos 70°C.

Num trabalho apresentado no 1º Seminário sobre avaliação de excedentes de bagaço de cana (40), a conclusão mais importante com relação à secagem do bagaço de cana é que esta apresenta uma resposta melhor sobre o desempenho da caldeira em que é aplicada do que outros recuperadores de calor sensível, tais como pré-aquecedores de ar e economizadores, porque a diminuição da água contida no bagaço traz consequências bem mais amplas, devido ao aumento no PCI, e principalmente da melhoria substancial na combustão completa do bagaço, podendo aumentar a eficiência das caldeiras de 70 para 84% sobre o PCI.

Em termos comparativos, a tabela seguinte apresenta o poder calorífico inferior do bagaço em diversas unidades, corrigidos para as diminuições de peso devido à redução da umidade.

	PCI (kcal/kg)	Eficiência (%)
Bagaço 50% umidade	1.800	71
Bagaço 40% umidade	2.300 1.917 (corrig)	80
Bagaço 35% umidade	2.525 1.942 (corrig)	84

Quadro 1.4: "Valores para PCI do bagaço em função do teor de umidade."

A secagem do bagaço com utilização dos gases de exaustão de caldeiras é um processo que apresenta grandes vantagens na economia de energia sendo objeto de muitos trabalhos

de diversos pesquisadores. No entanto, numa unidade industrial que possua economizadores, pré-aquecedores, etc., para aumentar a eficiência de suas caldeiras, a secagem do bagaço irá exatamente competir com as vantagens oferecidas por aqueles equipamentos. Consequentemente, o uso dos gases de exaustão na secagem deve ser analisado pelo balanço energético global de cada usina.

A instalação de um secador, segundo documento do Centro de Tecnologia da Copersucar (34), funcionando como recuperador de energia (no mesmo sentido de um pré-aquecedor de ar ou economizador), abaixando a umidade do bagaço para valores em torno de 35% (20-43%), proporciona uma recuperação da energia da ordem de 8 a 22% do PCI.

No caso da secagem do bagaço para posterior compactação por briquetagem ou por peletização, sua umidade é reduzida para 10 ou 15%, o mesmo trabalho do CTC menciona que se consegue uma diminuição de até 2 vezes a quantidade de bagaço queimado em relação a quantidade de bagaço a secar.

Macedo (85), no seu estudo da Economia de Energia em Usinas de açúcar e álcool, sugere o uso combinado destes equipamentos com secadores de bagaço como forma de recuperação do calor sensível dos gases de exaustão, por exemplo, o uso do pré-aquecedor de ar até o seu limite (180 - 200°C) e usar o restante da disponibilidade energética dos gases de saída no secador de bagaço. Em princípio, com gases de fornalha a 330°C, um pré-aquecedor para 180°C levará os gases a 230°C, ficando o restante disponível para o secador, indo até 60°C, podendo secar todo o bagaço até 30%. Admitindo vazamentos, com os gases indo de 200 a 100°C no secador, secariamos até 35%, elevando para 2,5 a 2,7 kg de vapor saturado a 20 kgf/cm<sup>2</sup> por kg de bagaço. Outra idéia segundo Macedo, seria a secagem em circuito paralelo com o pré-aquecedor, ou a secagem de apenas parte do bagaço até 12% para posterior peletização.

Em estudo semelhante, comparando-se o uso de super-aquecedor de vapor, pré-aquecedor de ar e secador de bagaço, Villanueva (124), conclui que a vantagem do secador se deve ao aumento na eficiência das caldeiras, principalmente nos casos em

que há dificuldades nas moendas em fornecer bagaço com umidade menor que 52%, o que obrigaria, às vezes, a usar combustível auxiliar.

Num trabalho desenvolvido em uma usina Cubana (46,120) com capacidade para 40 ton/h de cana de açúcar, durante as safras 81/85, partindo em 81 com instalações bastante ineficientes, necessitando de 3,5 mil ton adicionais de óleo combustível durante a safra, conseguiu-se gerar na safra 85 um excedente de 40% de bagaço, utilizando de melhorias tecnológicas, tanto em termos de diminuição do consumo de vapor nos processos, como no aumento da eficiência na geração de vapor, incluindo a secagem do bagaço com uso dos gases de exaustão das caldeiras.

Através da instalação de uma unidade piloto com capacidade para 20 ton/h, Campanari (25) relata os experimentos de um secador funcionado por 2 meses na safra 83. Operando com bagaço de moenda a 50% de umidade, conseguiu-se uma redução de umidade até 23%, utilizando-se gases de exaustão de caldeira à 300°C, propiciando um aumento de 69 para 80% na eficiência térmica da caldeira pelo uso do bagaço seco e cerca de 10% de recuperação de energia com aplicação do sistema de secagem com gases de exaustão.

Uma experiência diferente foi conduzida na República Dominicana (3), com um sistema de secagem de bagaço por meio da utilização da energia solar. O secador projetado consistia de exposição do bagaço direta a radiação, o qual se movimentava por meio de correia transportadora, combinando com o uso de ventilação forçada com ar pré-aquecido por coletor solar direto e indireto usando água como meio intermediário de troca térmica. Os resultados apresentados apontam para uma redução na umidade do bagaço de 50 para 33% (mínimo atingido nos experimentos) para 590 kg/h de bagaço.

Resultados obtidos em um protótipo industrial de secador pneumático (7) com capacidade de 6 ton/h, mostraram que, para uma redução de 46 para 28% de umidade, com utilização de parte dos gases de exaustão de caldeira à 300°C (reduzida para 100°C após passagem pelo secador), houve um aumento de 72 para 82% na eficiência da caldeira, um acréscimo de 2,25 para 2,59 kg de

vapor/kg bagaço (50% base úmida) e ainda uma redução no teor de partículas nos gases de exaustão, fato este também citado em inúmeros outros trabalhos.

Resultados semelhantes foram levantados por Fraser (46) junto a uma Usina do Havai, em termos de aumento da eficiência das caldeiras e aumento na geração de energia elétrica com relação à compra de energia externa, em função da colocação em funcionamento de um secador de bagaço.

Outra citação interessante, diz respeito à análise feita por Mullen (101), na qual sugere a utilização da secagem quando houver disponibilidade de gases de exaustão a altas temperaturas ( $> 300^{\circ}\text{C}$ ), desviando uma pequena parcela desses gases contendo alto potencial de secagem, secando apenas parte do bagaço úmido (até cerca de 8 a 10%) e misturando-o posteriormente ao restante, obtendo-se uma mistura com umidade em níveis intermediários. As vantagens desta proposição estariam no deslocamento de pequenos volumes de gases, secagem mais rápida e melhor controlada, e ainda simplificação da operação. Neste caso, cita-se ainda que a secagem poderia ser feita com parte dos gases provenientes de um super-aquecedor.

Guilhon (55,56,57) em análise teórica sobre diversos tipos de configurações envolvendo a secagem do bagaço de cana, incluindo a secagem ao ar livre (I), secagem em circuito aberto (II) utilizando gases quentes de combustor (gerador de gases quentes pela combustão direta), secagem em circuito aberto utilizando os gases quentes de exaustão das caldeiras (III) e finalmente secagem utilizando o calor sensível dos gases de exaustão das caldeiras em circuito fechado (IV), ou seja, queima do bagaço pré-secado com gases emanados da própria caldeira; chega às seguintes conclusões através de balanços térmicos simplificados:

- I- No primeiro caso como era de se esperar o processo é bastante limitado;
- II- O consumo de bagaço requerido pela secagem é razoavelmente elevado, sugerindo cálculo mais detalhado para cada situação;
- III- Neste caso, as conclusões não são suficientemente claras, mas

aponta na direção de que o sistema se tornaria viável se a usina tomasse para secar bagaço excedente de outras usinas vizinhas e ainda ficaria na dependência de se encontrar a umidade remanescente mais conveniente;

IV- No último caso, os resultados indicam que a pré-secagem só é possível em limites muito estreitos, mesmo quando aplicada em caldeiras antiquadas com elevada temperatura de saída dos gases, ainda assim obtendo-se uma economia real de bagaço da ordem de 3% em função do consumo de bagaço para geração de eletricidade para acionamento do secador. O estudo indica ainda que a pré-secagem se tornaria eficiente em usinas com balanço térmico de bom rendimento para caldeiras de elevada eficiência, cujos gases saem a baixa temperatura, a solução seria fazer a pré-secagem em circuito aberto utilizando secadores de secagem lenta e pequena diferença de temperatura entre a entrada e a saída dos gases.

## 5. CONCEITOS BÁSICOS DE SECAGEM

Pode se definir a secagem como sendo a remoção de água ou de qualquer outro líquido, de um material sólido, na forma de vapor, para uma fase gasosa insaturada, através de um mecanismo de vaporização térmica, numa temperatura inferior à de ebulição.

Os equipamentos utilizados para se conduzir a operação de secagem podem ser classificados de diversas maneiras: por exemplo, de acordo com o fluxo de carga e descarga (contínuo ou intermitente); pressão utilizada (atmosférica ou à vácuo); método de aquecimento (direto ou indireto); ou ainda de acordo com o sistema utilizado para o fornecimento de calor (convecção, radiação, dielétrico ou combinado).

No caso de secadores de contato direto, onde o calor para evaporação da água é fornecido pelo contato com ar aquecido (ou gases de combustão), o qual remove o vapor d'água formado juntamente com a corrente gasosa. Nesta categoria se enquadram os secadores pneumáticos, na qual o material a ser seco é introduzido em um sistema de transporte por tubulações onde o próprio ar de secagem, à medida que transporta o material, vai evaporando a água nele contida, sendo este, após a secagem, recuperado em um ciclone.

Assim, a operação unitária da secagem consiste de transferência simultânea de massa (água), do sólido para a fase gasosa insaturada e no interior do produto, calor do gás quente para o produto e no interior do produto (sólido), e "momentum", como resultado do atrito do ar em contato com a superfície do produto.

Quando o calor necessário para a vaporização da água é fornecido apenas pelo contato direto com gases quentes, podendo ser desprezados o calor fornecido por condução e radiação, o processo de secagem é denominado de secagem adiabática.

Do ponto de vista das relações de equilíbrio entre o sólido e o gás, enquanto houver umidade não-ligada, a temperatura na superfície de evaporação é aquela correspondente à temperatura de equilíbrio entre ar e água pura. Se se tem apenas

umidade ligada, como no caso da secagem de materiais higroscópicos, a água estará superaquecida, sendo que a temperatura do material irá depender do mecanismo de transferência de calor.

O comportamento dos materiais sólidos granulares durante a secagem depende então da relação entre os mecanismos internos (interior do sólido) e externos (da superfície do sólido para a fase gasosa). Inicialmente ao se colocar um material úmido no secador fazendo-se passar uma corrente gasosa, o material se ajusta às novas condições até atingir estado estacionário. Durante este período de adaptação, tanto a temperatura do sólido, como a velocidade de secagem, podem aumentar ou diminuir para alcançar o regime.

A seguir a temperatura da superfície do material onde se dá a evaporação da umidade, será a temperatura de bulbo úmido do gás se o processo ocorrer adiabaticamente. A temperatura no interior do sólido também pode ser igual à de bulbo úmido do ar, porém esta igualdade é dificultada em virtude do atraso na transferência de calor e massa no seu interior. Uma vez que a temperatura do material alcançou a temperatura de bulbo úmido do gás, esta tem a tendência de se manter constante, desde que a superfície permaneça saturada, atingindo assim o que se define como secagem sob condições constantes. No período em que isto ocorre, a velocidade de secagem é constante, e por isso, ele é denominado de período de velocidade constante. Neste período o processo é controlado pelas condições externas.

O período de velocidade constante termina quando o material atinge a umidade crítica. Deste ponto em diante, a temperatura da superfície de evaporação aumenta e a velocidade de secagem cai rapidamente, ou seja, começam a aparecer zonas secas na superfície do sólido. Este período é chamado de período de velocidade decrescente de secagem. Neste período o mecanismo de difusão interna da umidade passa a ter importância no processo. O conteúdo de umidade crítica do material depende basicamente do material que está se secando e das condições do meio de secagem.

Finalmente a velocidade de secagem aproxima-se de

zero quando a umidade do material se aproxima da umidade de equilíbrio entre o produto e o ar, nas condições empregadas.



## 6. ANÁLISE DE DIVERSOS SECADORES PARA BAGAÇO DE CANA

De acordo com trabalho do MIC (21,22), a indústria nacional produz secadores de tambores rotativos, convencionais, modificados apenas o necessário para o manuseio do bagaço, que utilizam gases de escape das caldeiras, a temperaturas que variam de 250 a 400°C, para reduzir a umidade do bagaço em torno de 10 a 15 pontos percentuais. Secadores de outros tipos, tais como pneumático, leito deslizante, também foram propostos e construídos no Brasil e no exterior, havendo muitos deles em funcionamento.

Entretanto, estes processos, podem ainda ser melhorados, pois como mostrado anteriormente, os gases de escape possibilitam reduções maiores da umidade do bagaço, potencial este que precisa ser devidamente aproveitado. Conseqüentemente, há necessidade de desenvolvimento, adequação e uma melhor avaliação de modelos convencionais ou não, principalmente no sentido de secadores mais simples e com reduzido consumo de energia, uma vez que aqueles equipamentos não foram originalmente projetados para operar com bagaço de cana.

Os sistemas convencionais de secagem exigem altos investimentos, ocupam grande espaço, apresentam alto consumo de energia por kg de bagaço secado, precisam instalações auxiliares de transporte de bagaço, uma vez que na maior parte das instalações existentes, a secagem é feita secando de uma vez todo o bagaço produzido, retornando-o já seco através de transportadores para ser distribuído às diversas caldeiras. Alguns destes problemas foram parcialmente resolvidos por Maranhão (86,87), com o desenvolvimento de secadores individuais para cada fornalha de uma caldeira. Estes secadores eram do tipo pneumático, também denominados secadores em suspensão, não contendo partes móveis, utilizando cerca de 50% dos gases de exaustão. No trabalho de Maranhão, foram testados, tanto o uso dos gases à saída do pré-aquecedor (220°C), como os de entrada no pré-aquecedor (330°C). Observou-se um aumento de eficiência de secagem em 60%, com os gases mais quentes e conseguindo uma queda do teor de

umidade de 10 ou 15 pontos percentuais.

Entretanto, estes sistemas de secagem, são ainda passíveis de otimização, principalmente no que se refere à velocidade utilizada para os gases de secagem e nos sistemas de alimentação de bagaço, possibilitando reduções ainda maiores da umidade.

Um sistema projetado e construído pela Copersucar (34), com alimentação pneumática do bagaço, com duto de secagem de mais de 20 m de comprimento, utilizando gases de caldeira à temperaturas variando de 250 a 300°C (com pré-aquecedor), para vazões de bagaço de até 16 ton/h, conseguindo uma redução no teor de umidade de 50 para 17% (após passagem pelo ciclone). Tal sistema, que serviu como protótipo para desenvolvimento e aperfeiçoamento com vistas a instalação em outras usinas da Copersucar, foi utilizado ainda como base de comparação para uma modelagem teórica, desenvolvida por Nebra (103), a partir da resolução simultânea das equações de transferência de energia, massa e quantidade de movimento para um sistema de escoamento gás-sólido, sendo a fase sólida constituída por uma mistura de tamanhos e formas de partículas do bagaço de cana. O tratamento numérico incluiu um modelo de secagem no ciclone. A simulação levando em conta a granulometria das partículas introduzida neste trabalho, é particularmente importante no caso do bagaço, em função da grande dispersão, que traz como consequência na secagem uma distribuição de tempos de residência das partículas no sistema. Para o comprimento do secador simulado (25m), os resultados mostraram uma redução de 50 para até 26 a 16% de umidade, para uma vazão de bagaço variando entre 2 e 12 ton/h, com temperaturas dos gases na faixa de 180 a 420°C, constatando-se ainda, pelo resultado da simulação, que o comprimento do secador poderia ser reduzido significativamente sem alteração da redução de umidade.

A secagem em sistema pneumático resulta normalmente, em elevadas taxas de transferência de calor e massa, utilizando vazões altas dos gases de exaustão de caldeiras, fazendo com que nem sempre se produza uma recuperação eficiente do

calor sensível destes gases, demandando elevado consumo de energia para a circulação dos gases quentes e para movimentação dos sólidos, da ordem de 4 a 8 cvh/ton de bagaço, de acordo com dados de Massarani (90).

Massarani e colaboradores (90,91,92) em diversos estudos apresentados, desenvolveram um secador em leito deslizante e fluxo cruzado, onde a movimentação do bagaço ocorre por gravidade e o gás de secagem percola o leito de sólidos na direção normal à do escoamento do sólido. Como neste protótipo o gás escoava com baixa pressão, com o sólido deslocando-se por gravidade, o consumo de energia elétrica é minimizado; no entanto deve-se esperar taxas de transferência de calor e massa baixas, o que implicará na necessidade de projetar secadores de dimensões grandes para se processar quantidades razoáveis de bagaço úmido. Nestes trabalhos, os autores apresentaram resultados da secagem do bagaço em unidades piloto e estimativas de capacidade máxima de secagem obtidas com hipóteses simplificadoras como ausência de perdas térmicas e equilíbrio termodinâmico perfeito entre as correntes finais de gás e sólido.

Numa primeira etapa do trabalho, foram realizadas experiências de secagem, em camada delgada, em secador descontínuo, para o estabelecimento da formulação e levantamento dos parâmetros da secagem. As curvas de secagem obtidas indicaram que a secagem ocorre a taxa decrescente, sendo função da vazão de gás e da espessura do leito. Obteve-se a seguinte correlação entre umidade e tempo de secagem para temperatura do ar de secagem de 105°C:

$$t = \frac{c H^m \lambda}{G^n \Delta T_{mi}} \ln \frac{X_0 - X_e}{X - X_e} \quad (1.1)$$

onde,  $t$  = tempo de secagem (min)

$H$  = espessura do leito (m)

$\lambda$  = calor latente de vaporização da água à  $T_e$

$X_0, X_e, X$  = umidade inicial, no equilíbrio e no instante  $t$

$G$  = velocidade mássica do gás ( $\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$ )

$\Delta T_{ml}$  = diferença média logarítmica entre o gás e o bagaço

$c = 0,96 \cdot g^{1,75} \cdot \text{min}^{0,25} \cdot ^\circ\text{C} / \text{cm}^2 \cdot \text{cal}$  (parâmetro dependente da forma e dimensão das partículas)

$m = 0,91$  (constante)

$n = 1,40$  (coeficiente adimensional que depende da dimensão das partículas e do regime de escoamento do gás no leito de secagem)

Numa segunda etapa do trabalho, se estudou a secagem do bagaço em camada espessa, em um secador piloto contínuo, em leito deslizante e fluxos cruzados, tendo 50 cm a espessura do leito e  $0,8 \text{ m}^2$  de área de seção de escoamento do gás. Observou-se que de modo diverso na operação em camada delgada, uma queda linear da umidade de saída com relação à vazão de sólidos, constatando-se ainda, que o gás de secagem deixava a célula de medida saturado de água.

Para a estimativa das variáveis de projeto deste secador piloto, Massarani e colaboradores desenvolveram a seguinte formulação, resultante das equações de equilíbrio e balanços globais de massa e energia, assumindo que o gás e o sólido úmido atingem perfeito equilíbrio termodinâmico, o que implica na igualdade de temperaturas das duas fases e que a pressão parcial da água no gás seja igual à pressão de saturação da água líquida no sólido, na temperatura de equilíbrio, fase gasosa ideal, capacidade calorífica independente da temperatura, e matriz sólida e líquido intersticial com capacidades caloríficas constantes.

$$P_{atm} Y_e = \exp [ b_1 - b_2 \cdot (T_e) ] \quad (1.2)$$

$$Y_e = \frac{W_g Y_1 + W_s \cdot (X_o - X_e)}{W_g + W_s \cdot (X_o - X_e)} \quad (1.3)$$

$$W_g^* C_g (T_1 - T_0) = W_s^* C_s (T_e - T_0) + W_s^* X_0 C_g (T_e - T_0) + W_s^* (X_0 - X_e) \lambda T_e \quad (1.4)$$

onde,  $b_1$  e  $b_2$  = constantes adimensionais

$Y_1, Y_e$  = fração molar da água no gás (alimentação e no equilíbrio)

$W_s^*, W_g^*$  = vazão molar de sólidos e gás

$X_0, X_e$  = fração molar da água no sólido (alimentação e no equilíbrio)

$T_0, T_1$  = temperatura do sólido e do gás na alimentação

$T_e$  = temperatura de equilíbrio

Os resultados experimentais obtidos neste secador piloto, com ar ambiente aquecido eletricamente e velocidades mássicas do gás de alimentação variando entre 0,57 e 0,72 g/cm<sup>2</sup>min e vazões de bagaço variando de 20 a 34 ton/h em base seca, estão na faixa de umidades finais do bagaço da ordem de 36 a 44% em base úmida com temperaturas do ar entre 125 e 170°C.

Posteriormente, montou-se uma unidade de demonstração em usina do estado de Alagoas, para secagem de bagaço com umidade inicial de 55%, com 500 m<sup>3</sup>/min de gás de exaustão à 200°C (cerca de metade da vazão de gás expelido pela chaminé da caldeira), em leito deslizante e fluxos cruzados, com estimativa de parâmetros através das mesmas equações anteriores. Neste caso obteve-se dados de desempenho para vazões de bagaço da ordem de 2,8 a 11,7 ton/h (55% de umidade bu.), e umidades finais do bagaço entre 22 e 51,7% b.u..

Num trabalho posterior do mesmo autor (92) por meio de um tratamento mais rigoroso do processo de secagem em meio poroso com água livre, resolvendo as equações de conservação, com algoritmos numéricos, foram feitas algumas estimativas dos valores dos coeficientes de transferência envolvidos (quadro 1.5) por comparação das taxas globais de secagem no período de regime estacionário de operação e um perfil uniforme nas condições de entrada do gás quente.

Espessura do leito (cm)	Velocidade mássica do ar ( $\text{kg}/\text{m}^2 \text{ s}$ )	Temperatura do ar de entrada ( $^{\circ}\text{C}$ )	ha ( $\text{kcal}/\text{m}^2 \text{ h}^{\circ}\text{C}$ )
4,6	0,153	150	$6,06 \cdot 10^3$
4,6	0,076	150	$3,94 \cdot 10^3$
11,2	0,153	150	$3,66 \cdot 10^3$
50,0	0,140	200	$4,04 \cdot 10^3$

Quadro I.5: "Coeficientes convectivos volumétricos de transferência de calor estimados no secador em leito deslizante (92)"

Num trabalho posterior dos mesmos autores (92), foi desenvolvido um programa que simula um secador de fluxos cruzados com estágios de contatos múltiplos, de um, dois e três estágios, indicando que a eficiência do secador aumenta com o aumento do número de estágios, porém até um máximo de três estágios.

Em estudos sobre a utilização da fluidização na secagem do bagaço de cana realizado por Meirelles (97), se obtiveram altas taxas de transferência de calor e massa e menor consumo de energia de ventilação em relação a secagem pneumática. Este trabalho teve como objetivo a obtenção da cinética de secagem e o comportamento fluidodinâmico do leito fluidizado com bagaço de cana.

Empregando bagaço proveniente da extração por difusão com umidade em torno de 70% em base úmida, vazões mássicas de ar de entrada entre 0,9 e  $2,0 \text{ kg}/\text{m}^2 \text{ s}$  e temperaturas do ar de entrada da ordem de 77 a  $150^{\circ}\text{C}$ , foram estudados a cinética de secagem e determinados os coeficientes de transferência de calor entre o gás e as partículas.

Constatou-se que a secagem do bagaço de cana em leito fluidizado se realiza em três períodos. O primeiro período é o de taxa de secagem constante, durante o segundo período a taxa de secagem sofre um aumento e o terceiro é o de taxa decrescente.

No período de taxa constante, a temperatura do

sólido é igual à de bulbo úmido do ar de secagem e a secagem é controlada pela resistência à transferência de calor na película entre o gás e o sólido; e esta temperatura do sólido se mantém constante, podendo se aplicar a seguinte equação para a determinação do coeficiente de transferência de calor no sistema descontínuo.

$$\ln \frac{T_0 - T_s}{T_1 - T_s} = \frac{h a S L_f}{W_g C_g} \quad (1.5)$$

onde,  $a = \frac{\delta (1 - \epsilon_f)}{\phi dp}$

$\epsilon_f$  = porosidade do leito fluidizado

$L_f$  = altura do leito fluidizado

$T_0, T_1$  = temperatura do gás na entrada e na saída do leito

Os valores obtidos para os coeficientes de transferência de calor para o período de taxa constante de secagem situam-se entre  $8,7 \cdot 10^3$  a  $26,5 \cdot 10^3$  kcal/h  $m^2 \cdot ^\circ C$ . Estes valores foram correlacionados através dos números adimensionais Re e Nu.

Já no segundo período, a taxa de secagem aumenta em função da melhoria da fluidização, o sólido ainda se mantém na temperatura de bulbo úmido e o gás sai do leito praticamente em equilíbrio com o sólido. Neste período, a transferência de calor é controlada pelo balanço térmico.

O terceiro período, de velocidade decrescente de secagem, inicia quando o sólido atinge a umidade crítica, na qual o líquido que se encontra no interior dos sólidos não consegue chegar à superfície tão rapidamente quanto ocorre a evaporação. A temperatura do sólido começa a se elevar e a taxa de secagem a decrescer. Através dos resultados de secagem neste período, foram correlacionados os dados pela equação:

$$\frac{X - X_e}{X_c - X_e} = e^{-Cz(t - t_c)} \quad (1.6)$$

onde,  $\frac{X - X_e}{X_c - X_e}$  = umidade residual (adimensional)

$t$  = tempo de secagem p/ unidade X (min)

$t_c$  = tempo de secagem p/ unidade crítica (min)

$C_2 = 4,54 \cdot 10^{-7} e^{-1549/T_g} \bar{d}_p^{-2,45} G_g^{-1,72}$ , onde  $T_g$  em K  
e  $G_g$  em  $kg/m^2s$

Concluiu-se também, de acordo com esses experimentos com secagem de bagaço de cana em leito fluidizado, que praticamente toda a secagem ocorre nos dois primeiros períodos, permanecendo pouca umidade para ser removida no período de taxa de secagem decrescente.



## 7. SECADORES PNEUMÁTICOS

Um secador pneumático consiste essencialmente de um duto de secagem e transporte, normalmente na vertical por razões de economia de espaço, onde o material úmido é convenientemente alimentado na sua parte inferior, sendo transportado para cima juntamente com a corrente de ar quente ascendente no duto.

Completam a configuração do secador pneumático um ventilador para impulsionar o ar, um sistema de aquecimento do ar quando necessário, um sistema de alimentação de sólidos e um equipamento para recuperação/separação dos sólidos do ar como um ciclone.

A velocidade do ar deve ser tal que este seja capaz de carregar as partículas de maior dimensão através do duto de secagem. Segundo Nonhebel (104), uma regra precisa para se estabelecer a velocidade se torna difícil na medida em que partículas menores tendem a formar aglomerados de tamanhos indefinidos, e recomenda que a velocidade mínima em qualquer trecho do tubo vertical deve exceder em 2,5 a 3 m/s à velocidade de queda livre das maiores partículas em ar parado. No entanto sob condições de turbulência no duto, a velocidade real de sustentação de uma partícula será muito menor que a velocidade de queda livre em ar parado.

Segundo o mesmo autor, a velocidade do ar na saída do sistema é da ordem de 8 a 30 m/s, dependendo do material a ser secado, a relação sólidos/ar varia entre 0,03 a 1. O tempo de residência do material no duto de secagem, mesmo para sistemas de grande percurso é da ordem de segundos.

Normalmente uma única passagem não é suficiente para secar o produto na umidade desejada, especialmente se alguma umidade ligada está presente, neste caso uma porção do produto é retornada para o sistema de alimentação.

De acordo com Keey (66), altas capacidades volumétricas evaporativas são encontradas neste tipo de secador, geralmente na faixa de 10 a 200 kg água/h m<sup>3</sup>, mas com materiais de

maior higroscopicidade pode cair a taxas da ordem de 1 kg água/h m<sup>3</sup>. Nos secadores pneumáticos em geral se utiliza de temperaturas elevadas do ar de entrada, influenciando bastante a capacidade evaporativa do secador, assim como a relação sólidos/ar. Requerimentos de energia térmica e mecânica estão respectivamente na faixa de 4,0 a 4,6 MJ e 0,02 a 0,05 kwh por kg de água evaporada.

A energia mecânica é necessária para o sistema de ventilação, o qual pode ser apenas um nos secadores de pequeno porte; sendo desejável a utilização de um para tiragem forçada e outro ventilador de tiro induzido nos secadores de grande porte. Estes são operados para dar uma pressão balanceada próximo à da atmosférica no ponto da alimentação a fim de evitar refluxo (escape, ou ingresso) de ar neste ponto.

Dentre as principais limitações do secador pneumático podemos destacar primeiro, que o produto úmido deve estar numa forma tal que possa ser transportado pneumaticamente; segundo, o sólido deve dispersar facilmente na corrente gasosa e em terceiro, que se o produto for composto por uma ampla faixa de tamanhos de partículas, ter-se-á problemas de tempo de residência variável das mesmas no secador, conseqüentemente condições de secagem diferentes entre as partículas.

As principais modificações que têm sido introduzidas nos secadores pneumáticos dizem respeito ao sistema de alimentação e no desenho propriamente, de forma a se contornar as diversas limitações com relação aos diversos tipos de materiais a serem secos.

Quando o material úmido consiste de grânulos de tamanho uniforme com umidade relativamente baixa, formada principalmente de água superficial, e que já esteja no tamanho desejado para uma fácil dispersão na corrente de ar, pode ser usado um equipamento convencional de alimentação, como um transportador helicoidal tipo parafuso sem fim, sistema venturi ou a associação de ambos.

Contudo, há materiais onde a redução do tamanho das partículas torna-se necessário. Nestes casos, equipamentos de

moagem, mistura e de peneiramento são integrados ao secador, geralmente operando simultaneamente com o auxílio de dispositivos de classificação e recirculação das partículas mais grosseiras. A escolha correta do tipo de alimentador, visando obter uma completa dispersão inicial do material na corrente de ar é de fundamental importância, pois fornecendo uma maior área superficial ao produto, possibilita-se uma secagem mais rápida, além de uma maior uniformidade, devido à uniformização dos tempos de residência das partículas no secador.

Barr (13) apresenta dois sistemas para romper as aglomerações de partículas, de modo a proporcionar uma melhor dispersão do material na corrente de ar. O primeiro dispositivo é dotado de moinho desintegrador acoplado a um venturi, o segundo utiliza o princípio da recirculação de produto seco e misturá-lo ao material úmido condicionando-o de forma a se dispersar mais facilmente.

Outros sistemas de secagem pneumática dotados de pré-tratamento do material, são descritos por Gordon (53) e Bohnet (16), em trabalhos anteriores, com objetivo de melhorar a dispersão do material na alimentação do secador ou ainda como acontece em muitas situações a combinação com outros processos de redução da quantidade de água por exemplo pela prensagem.

O sistema de alimentação, no caso particular do bagaço de cana, torna-se bastante problemático em virtude de suas características físicas, baixa densidade aparente (abaixo de  $130 \text{ kg/m}^3$ ), presença de partículas de diversos tamanhos e com alto coeficiente de atrito entre elas, dificultando o escorregamento.

No caso do bagaço de cana resultante da extração do açúcar por difusão, no qual a cana é mais finamente preparada, produzindo um bagaço com granulometria mais fina e regular, deve-se considerar a combinação da prensagem antes da secagem, em função dos elevados níveis do conteúdo de água, acima de 70% em base úmida, após extração. Assim a escolha do tipo de alimentador, vai depender fundamentalmente do bagaço ser proveniente da extração por moendas ou por difusão e da forma de preparo da cana. O material oriundo das moendas tem predominância de

partículas mais alongadas, atingindo vários centímetros de comprimento. Devido ao uso crescente de desfibradores no sistema de preparo da cana, têm-se obtido materiais de granulometria mais "fina" e "uniforme".

Destaca-se neste contexto o alimentador pneumático desenvolvido pela Copersucar (25 e 34), no qual o bagaço é alimentado pneumaticamente no duto de secagem por meio de um ventilador adicional e um injetor tipo venturi, utilizando um volume parcial dos gases para esta finalidade.

Nos itens que se seguem passaremos a fazer uma revisão dos fenômenos de transferência envolvidos na secagem pneumática e de trabalhos anteriores neste assunto.

## 8. FLUIDODINÂMICA

O sistema de secagem pneumática além do efeito desejado de redução da umidade do sólido, consiste também em transporte destas partículas na corrente gasosa ascendente no duto de secagem, ou seja constitui-se na operação unitária de escoamento bifásico gás-sólido com fluxo vertical co-corrente em regime permanente em duto em geral de seção circular.

O tratamento matemático para se descrever o sistema é dado pelas equações da mecânica dos fluidos, e a transferência de quantidade de movimento é o processo de transporte mais importante que ocorre no sistema, pois fundamentalmente é este quem determina o tempo de residência das partículas no secador. Portanto empregando as equações de conservação da massa e da quantidade de movimento, aliadas ao conhecimento de parâmetros como, fator de atrito, coeficiente de arraste, queda de pressão no leito, podemos descrever o comportamento das variáveis dinâmicas do sistema como, velocidade da partícula sólida, velocidade do gás entre outras.

Primeiramente é preciso diferenciar os diversos regimes de escoamento para transporte pneumático vertical. Segundo Leung-Willes (84) pode-se distinguir três tipos principais de regime de escoamento, a saber:

a) Escoamento em fase diluída, no qual os sólidos são transportados na forma de uma suspensão teoricamente bem dispersa, com baixas concentrações volumétricas de sólidos (em geral abaixo de 5%); conseqüentemente este tipo de regime é encontrado para sistemas operando com altas vazões (velocidades) do gás relativa aos sólidos, sendo este o caso do presente trabalho.

b) Escoamento em fase densa, o qual ocorre empregando-se vazões do gás mais baixas que no caso anterior. Neste caso pode se diferenciar, primeiro a situação em que os sólidos são carregados em bôlhas de gás de maneira muito parecida da que ocorre na fluidização agregativa (slugging); e uma outra na qual os sólidos

(pós muito finos por exemplo) são transportados em fase densa porém sem a formação do "slugging" e com notável recirculação interna dos sólidos, de maneira semelhante ao leito fluidizado rápido.

c) Escoamento em leito móvel, no qual os sólidos são transportados em bloco, com pouca expansão do leito, quase como um leito fluidizado em movimento.

A maioria dos sistemas de transporte pneumático associado ou não à secagem, são conduzidos no regime de fase diluída e muitos dos trabalhos publicados se restringem a esta condição, sendo portanto o enfoque principal desta revisão.

O enfoque da análise do movimento das partículas na corrente gasosa deve estar centrado sobre a velocidade relativa, ou como é as vezes denominada de velocidade de escorregamento, entre a partícula e o fluido, assim por definição:

$$v_{rel} = v_s - v_g$$

onde,  $v_{rel}$  = velocidade relativa na direção do movimento da partícula

$v_s$  = velocidade da partícula sólida

$v_g$  = velocidade da corrente de fluido livre

Neste tipo de escoamento quando se tem uma só partícula, esta tem seu movimento afetado pelo fluido que escoar em torno dela e que é deslocado na sua frente, passa pela sua periferia e atinge finalmente a sua parte de trás. O atrito pelicular, o arraste de forma, o próprio peso, o volume deslocado e a modificação da energia cinética, que são assim provocados, determinam a velocidade da partícula sólida em relação ao fluido.

Quando uma parte significativa do fluxo total é constituída por partículas sólidas, a área para a passagem do fluido em torno das partículas é mais nitidamente restringida do

que quando apenas uma partícula está na corrente livre do fluido. Além disso, há uma significativa interação entre as partículas.

Portanto no balanço de quantidade de movimento para o sistema gás-sólido no transporte pneumático vertical, a soma das contribuições devido à quantidade de movimento do sólido, peso do gás e sólidos, atrito com as paredes da tubulação causado pelo gás e sólidos, é que vão influenciar a queda de pressão total da mistura. Além disso na operação em fase densa ou diluída com camada de sólidos junto as paredes, esta queda de pressão deve ser corrigida pelo efeito das tensões normais transmitidas pelo contato das partículas sólidas.

Observa-se ainda, no escoamento bifásico sólido-gás ascendente, a existência a uma determinada distância, a partir da alimentação de sólidos, no duto onde ocorre a aceleração das partículas até atingirem velocidade constante, região esta denominada região de aceleração, e essa distância de comprimento de entrada. A partir deste ponto, a partir do qual o sólido possui velocidade constante de transporte, sendo denominada região de escoamento estabelecido ou desenvolvido, que pode ser verificada pela gráfico apresentado na figura I.1.

A maioria dos trabalhos experimentais estão voltados para a determinação da queda de pressão na região de escoamento estabelecido. Neste sentido Khan-Pei (68) fizeram uma revisão analisando 14 correlações empíricas obtidas em outros trabalhos envolvendo queda de pressão em transporte pneumático vertical em fase diluída, através de comparações com resultados experimentais do próprio autor e outros. O quadro I.6 apresenta estas correlações, incluindo outra, proposta pelo próprio autor, a qual segundo o mesmo é a que confere melhores resultados juntamente com aquela do trabalho de Jones-Allendorf. No mesmo quadro apresentamos também outras correlações de outros autores que serão comentadas posteriormente.

A relação proposta por Shimizu et al (119), estabelece uma relação linear para queda de pressão no escoamento de suspensões diluídas gás-sólido em função da razão de carga ( $W_s/W_g$ ), a partir de dados experimentais com partículas esféricas

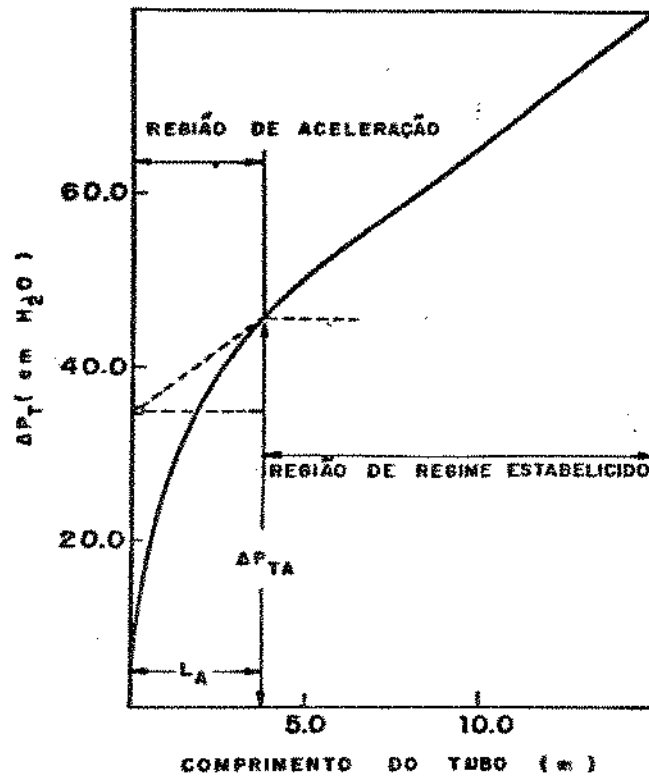


FIGURA I.1: "Diagrama básico para queda de pressão total no escoamento pneumático vertical"

de cobre com diâmetros entre 45 e 170  $\mu m$ . Estes autores indicam que seus dados experimentais podem ser bem correlacionados com o número de Reynolds aparente da suspensão, definido como:

$$Re_m = \frac{(\epsilon \rho_g v_g + (1 - \epsilon) \rho_s v_s) d_p}{\mu_g} \quad (1.7)$$

Rose-Duckworth (114) propuseram uma formulação através da análise do balanço de forças atuando no escoamento de uma suspensão de partículas sólidas num fluido, teoricamente generalizada para tubos horizontais, verticais e inclinados; porém de modo simplificado, introduzindo o ângulo de inclinação,  $\theta$ , da tubulação no campo gravitacional. Segundo a análise apresentada, a



REFERÊNCIA	CORRELAÇÃO
Belden-Kassel (em 117)	$\frac{\Delta P_T}{L} = \rho_s + 2v_g \frac{(0,049 W_s + 0,22 W_g)}{\xi D_i (Re_s)^{0,2}}$
Boothroyd (17)	$\frac{\Delta P_T}{\Delta P_g} = \{ (\rho_s/\rho_g)^{0,5} (\psi/f_g) \}$ onde, $\xi = \frac{W_s}{W_g}$
Cramp-Priestley (em 117)	$\Delta P_T^* = \frac{W_s^* L}{S} (2,1 + \frac{0,46}{(\xi)^{0,5}}) + \frac{L}{v_s} + 0,4 \frac{v_g}{d_p} + 0,00092 v_g$
Jones-Alendorf (em 117)	$\Delta P_T = \frac{\rho_s v_s^2}{2\xi} + \frac{\rho_g v_g}{2\xi} + \rho_s L + (f_g + f_s) L/D_i$
Farbar (43)	$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_g} = \xi \tan \alpha$
Chand- Ghosh (28)	$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_g} = \frac{3}{8} \frac{C_D}{\lambda} \frac{\rho_g}{\rho_s} \{ Re_s^{0,25} Fr^{-0,5} \}$
Hariu-Molstad (58)	$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_g} = 0,192 f_g \left( \frac{1}{v_g} + v_s^2 \frac{f_s}{\xi D_i} \right) W_s$
Metha-Smith (96)	$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_g} = \left( \frac{f_s}{f_g} \right) \left( \frac{v_s}{v_g} \right) \left( \frac{W_s}{W_g} \right)$
Razumou (em 117)	$\Delta P_T = \frac{(\rho_s - \rho_g)L}{\rho_s v_s S} + \frac{\lambda L \rho_g v_g^2}{2\xi D_i} + \frac{W_s v_s}{\xi S}$
Stemerding (121)	$\frac{\Delta P_T}{L} = \frac{W_s}{v_s} \left( 1 + \gamma \frac{L\lambda}{L} \right) + \frac{v_s}{v_g} \left( \frac{f_s}{2} + \frac{D_i}{L} \right) Fr$
Voght-White (em 117)	$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_g} = K \left( \frac{D_i}{d_p} \right)^2 \left( \frac{\rho_g}{\rho_s} \frac{\xi}{Re_s} \right)^K$ (K = cte)
Pécora (106)	$\frac{\Delta P_T}{L} = 2,93 \cdot 10^{-6} Re_m^{1,62}$ $d_p = 25 \mu m$ $\frac{\Delta P_T}{L} = 0,0376 Re^{0,707}$ $d_p = 300 \mu m$
Shimizu et al (119)	$\frac{\Delta P_T}{\Delta P_g} = 1 + \frac{0,2}{\lambda} \left[ \frac{W_s}{W_g} \right]$ ( $v_g$ em m/s)
<p>Legenda auxiliar: <math>W_s^*</math> em ton/h cm<sup>2</sup>  <math>\lambda = 0,3164/4 Re^{1/4}</math> (fator de atrito de Blasius)  <math>\psi</math> = variação radial da densidade de sólidos  <math>\gamma</math> = fator de segregação média</p>	

QUADRO 1.6.: "Correlações da literatura para queda de pressão"

queda de pressão total é função das contribuições do efeito gravitacional, atrito da mistura e aceleração da suspensão.

Os autores apresentam a seguinte formulação para cálculo da queda de pressão na região de escoamento estabelecido:

$$\Delta P_m = g L \operatorname{sen} \theta \left[ \rho_g + \frac{W_s}{W_g} \left( 1 - \frac{\rho_g}{\rho_s} \right) \right] + \frac{4L}{D_t} \tau_{vm} \quad (I.8)$$

Os mesmos autores coletaram dados de queda de pressão para diâmetros de tubulação variando entre 1 1/4 a 16" e transportando sólidos de diferentes tamanhos e densidades (vidro, chumbo, cobre, semente de mostarda) em diferentes fluidos. Relacionado estes dados com grupos adimensionais considerados importantes para descrever o sistema, obtiveram a seguinte expressão para queda de pressão na região de escoamento estabelecido:

$$\frac{\Delta P_m}{\left( \frac{\rho_g v_g^2}{2} \right) \left( \frac{L}{D_t} \right)} = f_m \cdot 2 \left( \frac{\xi D_t}{v_g} \right) \operatorname{sen} \theta \left[ 1 + \frac{W_s}{W_g} \left( \frac{v_g}{v_s} \right) \left( 1 - \frac{\rho_g}{\rho_s} \right) \right] \quad (I.9)$$

$$\text{onde, } f_m = f \left[ \left( \frac{\rho_g v_g D_t}{\mu} \right), \left( \frac{k_t}{D_t} \right) \right] + \left[ f_1 \left( \frac{W_s}{W_g} \right), f_2 \left( \frac{d_p}{D_t} \right), f_3(\epsilon), \right. \\ \left. f_4 \left( \frac{\rho_s}{\rho_g} \right), f_5(\theta), f_6 \left( \frac{v_g}{\xi D_t} \right) \right] \quad (I.10)$$

$k_t$  = rugosidade do tubo

As funções  $f$ ,  $f_1$ ,  $f_2$ ,  $f_3$ ,  $f_4$ ,  $f_5$  e  $f_6$  são obtidas de gráficos traçados a partir de dados experimentais.

Os mesmos autores apresentam ainda uma formulação que inclui a região de aceleração, na forma de uma integral:

$$\Delta P_m = g \operatorname{sen} \theta \int_{x_1}^{x_2} \left[ \rho_g + \frac{W_s}{W_g} \left( 1 - \frac{\rho_g}{\rho_s} \right) \right] dx + \frac{4}{D_t} \int_{x_1}^{x_2} \tau_{vm} dx + \\ + \frac{1}{S} \left[ W_g (v_{g_2} - v_{g_1}) + W_s (v_{s_2} - v_{s_1}) \right] \quad (I.11)$$

a qual se reduz a apresentada anteriormente (eq. I.8) quando não há variação de velocidade para as partículas sólidas e o gás. Os parâmetros  $x_1$  e  $x_2$  são os limites de integração para a região de aceleração e  $v_s$  é a velocidade do sólido determinada pela razão entre a queda de pressão requerida para acelerar as partículas e a vazão mássica das mesmas, sendo a queda de pressão para aceleração das partículas obtida da seguinte relação:

$$\left( \frac{\Delta P_A}{\rho_g \frac{v_g^2}{g}} \right) = 1,12 \frac{W_s}{W_g} \cdot f'_4 \left( \frac{v_g^2}{g \frac{d_p}{\rho_g} \left( \frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^2} \right) \cdot f'_5(\theta) \quad (I.12)$$

As funções  $f'_4$  e  $f'_5$  são obtidas de gráficos traçados a partir de dados experimentais.

Ainda destes autores, fornecem relações para se obter o comprimento de entrada, uma correlação para a velocidade das partículas sólidas, além de uma relação para se obter a velocidade mínima de transporte das partículas.

Kolpakov-Donat (78), utilizando dados experimentais de queda de pressão no transporte vertical de partículas como areia, sílica gel e ervilha propôs uma correlação para cálculo da queda de pressão na região de aceleração aplicável para frações homogêneas de partículas, ou seja, material com diâmetro e formas variando numa faixa bem estreita, na faixa de velocidade terminal variando de 3,2 a 15,03 m/s e diâmetro de tubulação entre 0,028 a 0,050 m.

$$\Delta P_A = 24 \rho_g \frac{v_g^2}{g} Fr^{0,86} Re^{-0,6} \left( \frac{W_s}{W_g} \right)^{2,4} 10^{-5} \frac{v_g^{0,8}}{v_t} Fr_p^{0,25} \log(5/v_g) \quad (I.13)$$

Em um trabalho sobre o escoamento vertical gás-sólido em fase diluída envolvendo amido de mandioca, Pécora (106) obteve as correlações mostradas no quadro I.6, para queda de pressão total em função do número de Reynolds para dois tamanhos de partículas diferentes, 25 e 300  $\mu\text{m}$ . No mesmo trabalho o autor apresenta uma relação entre o comprimento de entrada para a região

onde as partículas têm velocidade variável, em função do número de Reynolds, para cada diâmetro de partícula.

Em geral, os modelos empíricos apresentados até aqui, devido, em muitos casos, ao pequeno número de variáveis envolvidas e tendo em vista a complexidade dos mecanismos de interação sólido-fluido, cada vez mais, cedem lugar às correlações provenientes das equações da continuidade e da quantidade de movimento.

No desenvolvimento dessas equações, dois enfoques são geralmente empregados: um baseado no estudo da dinâmica de uma partícula isolada e sua extensão a sistemas de várias partículas, e o segundo baseado em modificações de modelos da mecânica do contínuo aplicada ao escoamento de suspensões gás-sólido.

No primeiro caso, a formulação matemática representada pela equação 1.14, é obtida a partir do balanço de forças que atuam sobre uma partícula isolada.

$$\frac{dv_s}{dz} = \frac{3}{4} C_{DS} \frac{\rho_g}{\rho_s} \frac{1}{d_p} \frac{(v_g - v_s)^2}{v_s} - \frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_s} \frac{g}{v_s} \quad (1.14)$$

Nos trabalhos de Martin-Saleh (93), Faria (44) e na formulação proposta por Mujundar (100) este modelo é utilizado em conjunto com uma expressão apropriada para o coeficiente de arraste, ou em termos da velocidade terminal, neste caso considera-se que no regime de fluxo estabelecido a velocidade relativa gás-partícula é igual à velocidade terminal. Este tipo de tratamento tem aplicação segura apenas a sistemas bastante diluídos ( $c \approx 1$ ) e sem considerar as interações do gás e das partículas com as paredes.

Um modelo similar foi apresentado por Yang (129), propondo a introdução de um fator que levasse em conta o efeito da população de partículas sólidas, corrigindo o termo de arraste no balanço de forças, fazendo:

$$C_D = C_{DS} \cdot \epsilon^{-4,7} \quad (I.15)$$

Esta correção é similar à relação experimental introduzida por Richardson-Zaki (112), no qual o expoente da relação acima foi substituído por um parâmetro (n) que é função do número de Reynolds baseado na velocidade terminal da partícula.

A formulação proposta por Yang é válida para a região de escoamento estabelecido, porém introduz o efeito do atrito dos sólidos com a parede, na forma da equação de Fanning.

Muitos dos estudos teóricos recentes e em tratamentos matemáticos aliados a dados experimentais são dirigidos em se tentar modificar as equações de conservação da mecânica do contínuo, para descrever a fluidodinâmica do escoamento de suspensões gás-sólido. Estes modelos baseiam-se nas equações de conservação de massa e quantidade de movimento.

A seguir apresentamos alguns desses modelos, aos quais as equações da continuidade para os componentes de uma mistura gás-sólido são comuns a todos. Estas equações se aplicam ao escoamento co-corrente em tubo vertical de seção constante, sem geração de massa, em regime permanente e unidirecional.

Para o fluido:

$$\frac{d}{dz} (\epsilon \rho_g v_g) = 0 \quad (I.16)$$

Para o sólido:

$$\frac{d}{dz} [(1 - \epsilon) \rho_s v_s] = 0 \quad (I.17)$$

Para descrever completamente o escoamento são necessárias mais 2 equações diferenciais, obtendo-se um sistema com quatro equações e quatro incógnitas,  $v_s$ ,  $v_g$ ,  $\epsilon$  e o termo de pressão. Devido à complexidade do sistema algumas suposições tem que ser feitas, principalmente nos termos referentes às tensões normais, para expressar a equação do movimento dos sólidos. Por essa razão são encontrados os diversos modelos dinâmicos para o

transporte bifásico.

Gidaspow (52) apresenta uma análise de alguns modelos associada a dados experimentais obtidos por Luo, Zenz e Arastoopour-Gidaspow. Partindo do balanço de momentum para a mistura gás-sólido obtém-se, a chamada equação do movimento para a mistura, sendo comum aos modelos analisados pelo autor.

$$\frac{d}{dz} [\rho_g \epsilon v_g^2 + \rho_s (1 - \epsilon) v_s^2] = \frac{-dP}{dz} - \frac{d\sigma}{dz} - \xi [\rho_g \epsilon + \rho_s (1 - \epsilon)] - 4 \frac{(\tau_{vg} - \tau_{vs})}{D_t}$$

(I.18)

O termo do lado esquerdo da equação representa a variação de momentum devido à aceleração das partículas. Os componentes à direita da equação representam respectivamente (da esquerda para a direita), a variação de momentum devido à pressão do fluido agindo na fase fluida e sólida, o termo de dissipação devido às tensões normais no sólido, a força gravitacional atuando na mistura e finalmente a variação de dissipação devido ao atrito com as paredes da tubulação.

A equação do movimento da mistura é quase idêntica aquela usada por Jones-Leung (citado em 26) para modelo de fluxo ascendente em tubos, desprezando a pequena contribuição do peso do gás e também similar a equação da mistura obtida no modelo de fluxo uniforme apresentado por Nakamura-Capes (102).

A quarta equação necessária para a resolução do sistema varia conforme o modelo considerado. O modelo denominado por Gidaspow de modelo A admite queda de pressão em ambas as fases, fluida e sólida, denominado também de modelo de fluxo separado. Este modelo é o mesmo de Nakamura-Capes (102), denominado pelo autor como modelo de fluxo uniforme, sendo similar ao de Deich (citado em 113) exceto pela inclusão neste do termo de variação da porosidade ( $P \frac{d\epsilon}{dz}$ ) ao longo do comprimento do duto.

A equação do movimento do sólido é apresentada a seguir, onde aparece o termo  $\beta A$  relativo ao efeito do arraste, que será descrito mais adiante.

$$(1-\epsilon)\rho_s v_s \frac{dv_s}{dz} = -(1-\epsilon)\frac{dP}{dz} - \frac{d\sigma}{dz} - g(1-\epsilon)\rho_s - \frac{4}{D_t} \tau_{ve} - \beta_A (v_s - v_g) \quad (I.19)$$

O modelo B envolve queda de pressão apenas na fase fluida e foi proposto inicialmente por Soo (citado em 113), para o qual apresentamos aqui a equação completa obtida por Gidaspow.

$$(1-\epsilon)\rho_s v_s \frac{dv_s}{dz} = -\frac{d\sigma}{dz} - g(1-\epsilon)\rho_s - \frac{4}{D_t} \tau_{ve} - \beta_B (v_s - v_g) \quad (I.20)$$

O modelo C, da velocidade relativa, proposto por Gidaspow usando os princípios da termodinâmica do não equilíbrio, difere do anterior apenas pela substituição da velocidade do sólido pela velocidade relativa, sendo expresso na forma:

$$(1-\epsilon)\rho_s (v_s - v_g) \frac{d(v_s - v_g)}{dz} = -\frac{d\sigma}{dz} - g(1-\epsilon)\rho_s - \frac{4\tau_{ve}}{D_t} - \beta_C (v_s - v_g) \quad (I.21)$$

Arastoopour-Gidaspow (citado em 52) através da comparação de valores calculados da queda de pressão, velocidade da gás e dos sólidos, concentração volumétrica, para cada um destes modelos e valores experimentais obtidos por Zenz, verificou-se que o modelo da queda de pressão na fase gasosa (modelo B) fornece valores pouco maiores para velocidade das partículas que o modelo C, sendo este o que fornece resultados mais próximos aos experimentais.

No estudo teórico apresentado por Nakamura-Capes, citado anteriormente, propõe-se ainda um modelo de escoamento anular, ou seja, um modelo de escoamento não uniforme com relação

a distribuição radial da velocidade das partículas, prevendo-o, o autor, como tendo maior validade para baixas vazões de gás. Neste caso os autores propõem equações do movimento para o sólido e gás para uma região central do escoamento (de fluxo uniforme) e outras equações para a região denominada anular, próxima às paredes da tubulação.

Bandrowski-Kaczmarzyk (12) fizeram um estudo comparativo entre sete modelos existentes na literatura, incluindo os anteriores apresentados aqui, da partícula isolada na corrente de gás, dois modelos de Gorbis, um de Khudyakov, um de Yang e os dois modelos de Nakamura-Capes. Com os resultados desta análise, concluíram que o modelo de escoamento anular de Nakamura-Capes possibilitava uma melhor aproximação com os seus dados experimentais realizados com esferas cerâmicas variando de 0,7 a 2,56 mm de diâmetro e densidade de 2469 kg/m<sup>3</sup>.

Seguindo os trabalhos de Truesdell (citado em 113), com a formulação proposta inicialmente por Telles (citado em 113), Santana (88,89,115) apresenta uma formulação análoga à equação da conservação da quantidade de movimento com queda de pressão numa única fase, escrita para as fases fluida e sólida, na qual inclui um termo denominado força resistiva  $m$ , de interação sólido-fluido. As equações propostas são as seguintes:

Para o fluido:

$$\rho_g \epsilon v_g \frac{dv_g}{dz} = \frac{-dP}{dz} - \rho_g g - m \quad (1.21)$$

Para o sólido:

$$\rho_s (1 - \epsilon) v_s \frac{dv_s}{dz} = -\rho_s (1 - \epsilon) g - \frac{2f_s v_s^2 (1 - \epsilon) \rho_s}{D_t} + m \quad (1.22)$$

Modelos apresentados mais recentemente (1,64,67), incluem uma análise bidimensional do sistema permitindo-se avaliar a variação radial dos parâmetros do escoamento.



## 8.1. FATOR DE ATRITO SÓLIDO-PAREDE E COEFICIENTE DE ARRASTE

Para a solução das equações diferenciais representativas de cada modelo fluidodinâmico é necessário o conhecimento dos coeficientes de transferência de momentum nos termos relativos à dissipação de quantidade de movimento devido ao atrito ( $\tau_v$ ) do gás e das partículas com as paredes e da resistência oferecida pelas partículas ao escoamento do gás (arraste de forma). O termo de atrito do gás com as paredes é bastante conhecido e normalmente é expresso em termos da equação de Fanning. A seguir apresentamos algumas contribuições existentes na literatura a respeito do atrito sólido-parede e do componente do arraste.

### FATOR DE ATRITO SÓLIDO-PAREDE

O atrito entre as partículas sólidas e as paredes da tubulação, como aqui definido, é devido às tensões tangenciais provocadas pelo contato das partículas com as paredes, proveniente da transferência de momentum provocada pela desaceleração da camada limite.

A maioria dos trabalhos adotam uma equação para descrever o atrito dos sólidos com as paredes análoga a equação de Fanning para escoamento monofásico de fluidos incompressíveis no interior de dutos, em termos de um fator de atrito,  $f_s$ , na forma:

$$\tau_{vs} = \frac{1}{2} f_s \rho_s (1 - \epsilon) \left[ \frac{W_s}{A(1 - \epsilon)} \right]^2 \quad (1.23)$$

O termo  $[W_s/A(1 - \epsilon)]$  é denominado velocidade mássica das partículas sólidas.

De maneira geral, as correlações existentes na literatura para descrever o atrito sólido-parede são limitadas e restritas a uma pequena faixa de operação e aplicação.

Stemerding (121), a partir de dados experimentais obtidos com partículas porosas de catalizadores com diâmetro médio de 65  $\mu\text{m}$  e densidade aparente de 1,6  $\text{g}/\text{cm}^3$ , duto de escoamento de 0,051 m de diâmetro, obteve um valor médio de 0,003 para o fator de atrito, para todo o comprimento do duto, incluindo a região de aceleração. No mesmo trabalho o autor propõe a seguinte relação para o fator de atrito em função do comprimento:

$$f_s = 0,003 \left( 1 - \frac{0,85}{L} \right) \quad (1.24)$$

Stemerding na sua formulação tomou como base o modelo de fluxo uniforme de Hinze (citado em 117) simplificado, desprezando o peso do gás, o atrito gás-parede e o termo de aceleração do gás. A correlação obtida por Stemerding, mais a revisão feita por Yang (128) e outra de Leung-Willes (84), e novas correlações da literatura encontram-se resumidas no quadro 1.7.

Em outro trabalho McCarthy-Olson (95), utilizando partículas de  $\text{CaCO}_3$  de 3  $\mu\text{m}$  de diâmetro e esferas de vidro de 64  $\mu\text{m}$ , tubulação de 1" de diâmetro, obteve uma correlação, para determinada região do escoamento. Segundo conclusão dos autores, o fator de atrito devido aos sólidos não é influenciado pelo tamanho da partícula nem pela densidade do sólido, sendo dependente apenas da relação entre as vazões de sólidos e gás, sendo inclusive independente do modelo matemático utilizado desde que a velocidade relativa ("slip", de escorregamento) seja pequena.

Reddy-Pei (citado em 128), para obter a correlação, utilizaram dados experimentais de queda de pressão, considerando escoamento diluído e uniforme de partículas. Os autores chegaram à conclusão que o perfil de velocidade das partículas, no escoamento diluído em tubos verticais, se assemelha ao perfil de velocidade do fluido no escoamento monofásico turbulento.

Capes-Nakamura (27) trabalhando com duto de 3" de diâmetro, usando partículas de diversos tamanhos e densidades, com número de Reynolds da partícula variando entre 100 e 3.500, propôs também uma correlação. No mesmo trabalho os autores analisaram os

resultados de vários pesquisadores. Quatro das correlações para  $f_s$  mostradas no quadro I.7 sugerem que  $f_s$  seja função inversa da velocidade dos sólidos, enquanto outros indicaram comportamento adverso. Jones et al (citado em 84) apresentam a relação mais complexa. A dúvida com relação a dependência de  $f_s$  para outros parâmetros não apresentadas nas primeiras correlações foram extensamente discutidas nos trabalhos de Khan-Pei (68) e Rose-Duckworth (114). Demonstraram estes autores que há a necessidade de melhorar a confiabilidade e aumentar a faixa de aplicabilidade destas relações. Com poucas exceções, estas equações são de aplicação muito limitada.

A correlação de Yang (129) o qual incorpora a campo de porosidade foi obtida a partir de dados experimentais do autor e da equação modificada de Ergun para queda de pressão em leito fixo, assumindo que o transporte pneumático é conduzido de maneira similar a um leito móvel, empregando velocidade relativa em substituição à velocidade do fluido. As correlações foram obtidas a partir de dados de Konno-Saito, Capes-Nakamura e Hariu-Mositad, sugerindo a existência de dois tipos de regimes, um denominado escoamento paralelo, similar ao escoamento viscoso monofásico, usando velocidade relativa, e outro para velocidades da corrente fluida mais baixas, similar ao escoamento anular de Capes-Nakamura.

Assim como Konno-Saito, Kmiec et al (69) basearam seus trabalhos na equação do movimento para escoamento uniforme, desprezando os termos de aceleração e peso do gás. Comparando com a equação proposta por Van Swaaij et al (citado em 128), Kmiec-Mielczarski (70) observaram que esta fornece valores para  $f_s$  pouco superiores, quando comparado com experimentos de secagem pneumática de sementes de nabo (1,3 a 2,2 mm de diâmetro, 802 kg/m<sup>3</sup>), utilizando equipamento contendo seções intermediárias (câmaras de expansão) de diâmetros maiores que a seção reta, colocadas com o objetivo de aumentar o tempo de residência das partículas no secador.

Num outro estudo Kmiec (71) utilizando a correlação para  $f_s$  proposta por Kerker, obteve boa concordância

REFERÊNCIA	$f_s$ * ( $v_s$ em m/s)
Van Swaaij et al (em 27)	$0,0802 v_s^{-1}$ *
Reddy-Pei (em 27)	$0,046 v_s^{-1}$ *
Konno-Saito (em 27)	$0,0285 \sqrt{gD_t} v_s^{-1}$
Capes-Nakamura (27)	$0,048 v_s^{-1.22}$ *
Stemerding (121)	0,003
Yousfi-Gau (em 84)	0,0015 (poliestireno) 0,003 (vidro)
Jones et al (em 128)	$(1,89 \cdot 10^{-6} \frac{a}{\phi^{0.5}}) \left( \frac{W_s}{W_g} \right)^x$ $x=1$ p/ $a < 6300$ ft <sup>2</sup> /ft <sup>3</sup> $x=(6300/a)^{1/3}$ p/ $a > 6300$
de Jong (em 128)	0,0021 (areia) 0,0012 (vidro)
Yang (129)	$0,0126 \frac{(1-\epsilon)^3}{\epsilon^3} \left[ \frac{(1-\epsilon)v_l}{(v_g - v_s)} \right]^{-0,979}$ p/ $\frac{v_g}{v_s} > 1,5$ $0,0410 \frac{(1-\epsilon)^3}{\epsilon^3} \left[ \frac{(1-\epsilon)v_l}{(v_g - v_s)} \right]^{-1,021}$ p/ $\frac{v_g}{v_s} < 1,5$
Barth (em 128)	$c Fr^{-1}$ (c = cte)
Knowlton-Bachovichin (72)	$\left[ 0,02575 \left( \frac{W_s}{\rho_g v_g} \right)^{0,0415} \left( \frac{v_s}{v_g} \right)^{-0,859} \right]^{-0,03}$
Kmiec et. al (69)	$0,0742 v_s^{-0,75}$ *
Kerker (em 71) NOTA: $\left\{ \begin{array}{l} G_a = \frac{\epsilon d_p^3 \rho_g}{\mu g} \\ v_{so} = \text{vel. som} \end{array} \right.$	$\frac{1}{4[217(1-\epsilon)+1]} \left\{ 3,13 \cdot 10^{-5} G_a^{0,26} \left[ \left( \frac{v_{so}}{v_s} \right)^{0,5} \right. \right.$ $\left. \left. (Fr)^{-0,25} G_a^{0,16} \left( \frac{D_t}{d_p} \right) + 1,55 \cdot 10^{-3} \left( \frac{v_{so}^2}{g d_p} \right)^{0,5} \right] \right\}$
Klinzing (73)	$0,061 v_g^{-0,90}$ $0,287 v_g^{-1,51} v_l^{0,509} \epsilon^{4,08}$ ( $v_g, v_l$ em ft/s)
Mathur-Klinzing (74)	$0,146 D_t^{1,07} v_g^{-0,643} d_p^{-0,259} \rho_s^{0,909}$ (SI)
Reay-Bahu (111)	$0,04 \frac{(1-\epsilon)^3}{\epsilon^3} \left[ \frac{(1-\epsilon)v_l}{v_g - v_s} \right]^{-0,9}$
Silva (117)	$0,080 \left[ \frac{W_s \sqrt{gD_t}}{(1-\epsilon)\rho_s A} \right]^{-0,47}$

QUADRO 1.7: "Correlações da literatura para fator de atrito  $f_s$ "

entre os resultados da simulação numérica de um modelo hidrodinâmico com os seus dados experimentais.

Klinzing (73), empregando dados experimentais de diversos autores já citados anteriormente, envolvendo diversos materiais, formas e tamanhos de partículas para escoamento vertical em dutos de diversos diâmetros, utilizando a mesma formulação básica adotada por Konno-Saito, Capes-Nakamura e Yang, calculou o fator de atrito para os sólidos obtendo 30 pontos. Com base nestes valores calculados, dois diferentes modelos foram propostos dependendo da velocidade do fluido, acrescentando os parâmetros velocidade terminal e porosidade. O não emprego da velocidade do sólido como parâmetro independente nas correlações foi justificada pelo autor em função da dificuldade em se trabalhar certos valores negativos obtidos em alguns experimentos, fato este já anteriormente citado na análise de Capes-Nakamura.

Em outro trabalho, Klinzing-Mathur (75,76) empregando uma expressão análoga à equação de Fanning para efeito do atrito, porém substituindo a velocidade do sólido pela velocidade relativa, correlacionando dados experimentais obtidos pela técnica "cross correlation" de medida da velocidade das partículas, propôs o seguinte modelo para  $f_s$  em função da velocidade relativa. Nos experimentos foram utilizadas duas amostras de carvão com 1 e 8% de umidade, ambas com granulometria caracterizada como passando 30% pela peneira 200 mesh, apresentando o resultado na forma de um gráfico, na figura 1.2, e a correlação tem a forma:

$$f_s = A (v_g - v_s)^B \quad (1.25)$$

A correlação proposta por Silva (117), baseou-se na equação do movimento da mistura, considerando a distribuição de partículas uniforme no escoamento do fluido, a partir de dados experimentais de queda de pressão no escoamento vertical em duto de 0,05m de diâmetro, utilizando partículas esféricas com diâmetro variando de 0,24 a 1,7 mm. Neste trabalho, o autor obteve resultados consistentes quando comparados com as correlações

propostas por Yang.

Reay-Bahu (111), empregando partículas de sílica-gel, esferas de vidro com diâmetros variando entre 0,35 a 1,5 mm e em três diferentes diâmetros de dutos, 50 80 e 150 mm, utilizando técnica de fotografia para medida da velocidade das partículas sólidas juntamente com dados de queda de pressão, propôs uma correlação para valores de  $f_s$  calculados. Neste trabalho os autores calcularam os valores de  $f_s$  baseando-se nas equações do modelo de escoamento uniforme (paralelo) de Yang, e a correlação proposta inclui o conjunto de dados utilizados na correlação de Yang (129), excluindo-se os de Hariu-Molstad (58) por envolverem vazões mais altas de sólidos e dutos de maior diâmetro.

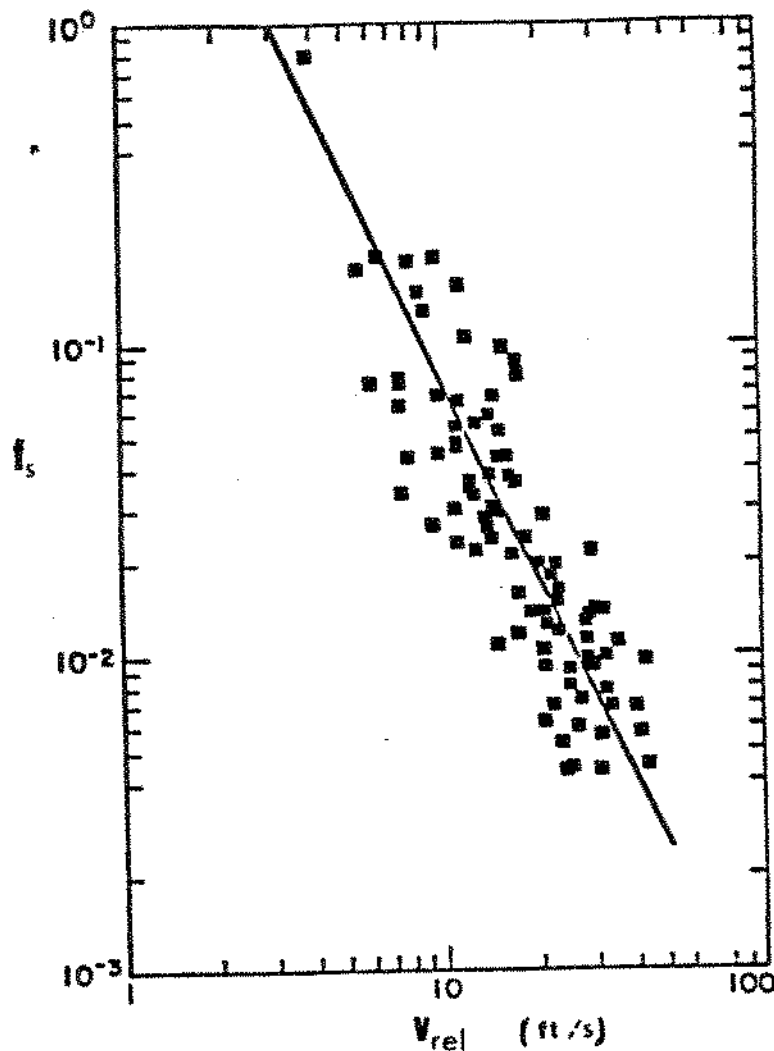


FIGURA I.2: "Valores para  $f_s$  versus  $v_{rel}$  obtidos por Klinzing-Mathur"

## ARRASTE

No escoamento de um fluido em regime permanente, por um corpo sólido, formam-se camadas limites e o fluido exerce uma força sobre a partícula sólida. Esta força é a combinação de um arraste pela camada limite e um arraste devido à forma, e pode ser expressa em termos de um coeficiente de arraste. O coeficiente de arraste (ou coeficiente de resistência) definido tal como para o atrito de Fanning, em termos desta força, foi primeiramente definido por Rayleigh (citado em 15) por análise dimensional na forma:

$$C_D = \frac{2 F_D}{A_{p_r} \rho_g v_{rel}^2} \quad (I.26)$$

onde,  $A_{p_r}$  é a área projetada da partícula na direção do movimento.

Na ausência de atrito com as paredes e sem contato partícula-partícula (isto significa tensões normais iguais a zero no sólido), a força  $F_D$  devido ao arraste se equilibra com o empuxo devido à força gravitacional ( $V_p(\rho_s - \rho_g)$ ). Para um corpo em queda livre num fluido infinito, quando este corpo atinge velocidade constante, esta é a denominada velocidade terminal, neste caso:

$$v_{rel} = v_t$$

Partindo-se de dados experimentais de velocidade terminal da partícula, utilizando-se do balanço de forças atuando numa partícula isolada, pode-se determinar o valor do coeficiente de arraste,  $C_D$ .

Segundo descrição de Becker (14), este sugere a aditividade das forças viscosas e inerciais, para o efeito do arraste, ou seja, a força total de arraste ( $F_D$ ) atuando num corpo em movimento num fluido infinito é composta de uma componente

viscosa e uma inercial. Neste caso, o coeficiente  $C_D$  da equação de Rayleigh seria interpretado como um coeficiente de arraste total, e a força de arraste total dada por:

$$F_D = F_V + F_I \quad (1.27)$$

A proporcionalidade entre o arraste viscoso e as forças viscosas foi estabelecida pela Lei de Stokes:

$$F_V = \frac{\pi}{8} C_{DV} \mu_g v_{rel} D_t \quad (1.28)$$

no qual  $C_{DV}$  é definido como coeficiente de arraste viscoso.

Da mesma forma, a proporcionalidade entre o arraste inercial e as forças inerciais é dado pela fórmula de Newton:

$$F_I = \frac{1}{2} C_{DI} \rho_g v_{rel}^2 A_p \quad (1.29)$$

onde  $C_{DI}$  é o coeficiente de arraste inercial.

No caso particular de escoamento sobre esferas num fluido Newtoniano incompressível infinito, Bird (15), partindo da Lei de Stokes, para regime de escoamento laminar, na faixa de  $Re_p < 0,1$ , através de análise puramente teórica, demonstra que:

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \quad (1.30)$$

Para valores mais altos do número de Reynolds tornar-se mais difícil a análise teórica. Porém para valores de



Reynolds suficientemente elevados, onde predomina o efeito cinético, observa-se que o coeficiente de arraste assume valor aproximadamente constante. Esta é a região da Lei de Newton, para a qual para partículas esféricas:

$$C_D \approx 0,44 \quad 500 < Re_p < 200.000 \quad (I.31)$$

No entanto na região intermediária, cobrindo a faixa de Reynolds desde 0,1 a 500, na qual inclusive se insere grande parte dos processos de secagem pneumática de partículas sólidas, o que se encontra na literatura são aproximações baseadas em dados experimentais.

Wen-Yu (citado em 52) propõem a seguinte correlação aplicável a partículas esféricas:

$$C_D = \frac{24}{Re_s} + \left[ 1 + 0,15 Re_s^{0,687} \right] \quad Re_s < 1.000 \quad (I.32)$$

$$\text{onde, } Re_s = \frac{\epsilon \rho_g (v_g - v_s) d_p}{\mu_g}$$

Dificuldade maior ainda encontra-se na análise do coeficiente de arraste para partículas não-esféricas. Neste caso a força de resistência (ou arraste) atuando sobre a partícula depende de sua forma e de sua orientação relativamente à direção do movimento, como demonstra extensa análise feita por Becker (14). No seu trabalho o autor empregou materiais de diversas formas, partículas isométricas, achatadas e alongadas.

Lapple-Shepherd (80) propõem um gráfico para determinação do coeficiente de arraste em função do número de Reynolds para partículas na forma esférica, discos e cilindros, que está reproduzido na figura I.3. Já Waddel (citado em 45) inclui a esfericidade como fator de forma para a determinação do coeficiente de arraste para partículas não-esféricas. Neste caso a

esfericidade é definida como a razão entre a área superficial de uma esfera cujo volume é igual ao da partícula e a área superficial da partícula. A figura I.4 mostra o gráfico proposto por Waddel.

Pettyjohn-Christiansen (108) apresentaram correlações que levam em conta o efeito da forma da partícula sobre a velocidade de queda livre no caso de partículas isométricas, tais como cubos, tetraedros e octaedros, para os quais a esfericidade varia entre 0,906 e 0,670.

Para a região da Lei de Stokes, Pettyjohn-Christiansen propõe a introdução do parâmetro K como sendo função da esfericidade, definido pela equação abaixo, como forma de correção da velocidade terminal.

$$K = 0,843 \log \frac{\phi}{0,065} \quad (I.33)$$

Para condições de escoamento turbulento, na faixa de Reynolds de 2.000 à 200.000, se aplica a equação de Newton, onde o coeficiente de arraste é dado por:

$$C_D = 5,31 - 4,88 \phi \quad (I.34)$$

Para a região intermediária, na faixa de Reynolds entre 0,05 a 2000, o autor recomenda o uso da curva apresentada na figura I.5, que fornece valores de  $C_D$  em função de Reynolds e da esfericidade.

Becker, citado anteriormente, utilizando corpos não isométricos de forma achatada, a partir da equação do arraste de Rayleigh, subdividida e analisada em termos do coeficiente de arraste inercial e viscoso, combinando as equações para as forças de arraste viscoso ( $F_v$ ) e inercial ( $F_i$ ), obteve a seguinte fórmula quadrática para definir o que o autor denominou de número de arraste, K.

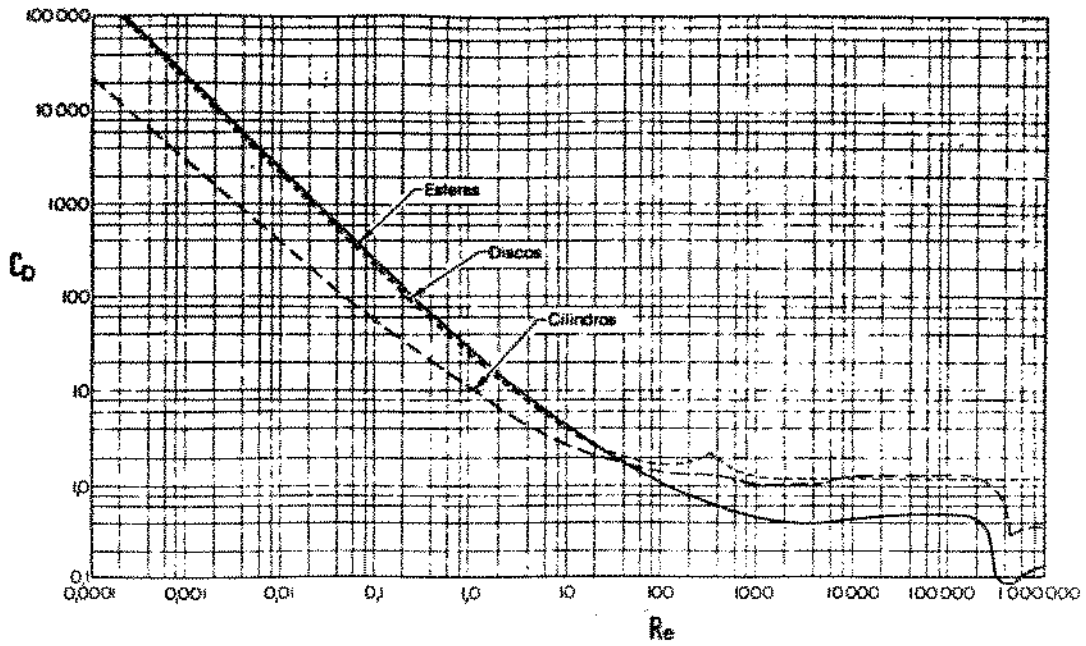


FIGURA I.3: "Gráfico proposto por Lapple-Shepherd para determinação do coeficiente de arraste"

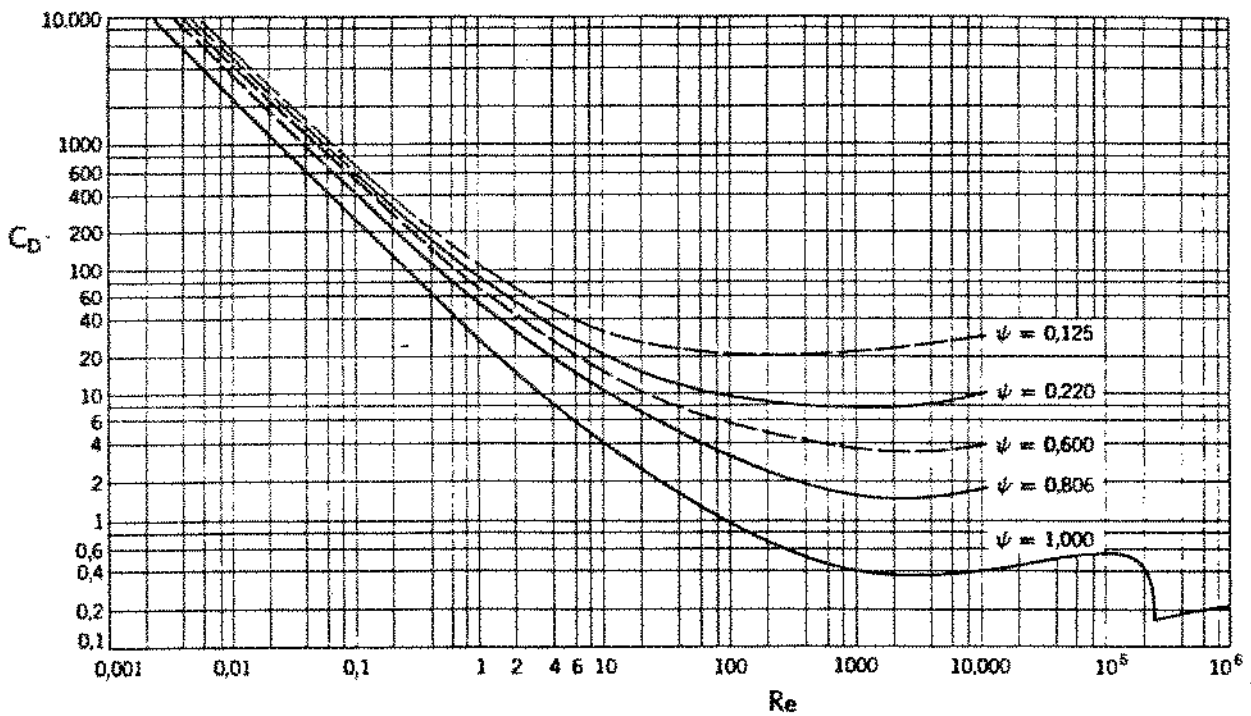


FIGURA I.4: "Gráfico proposto por Waddel para determinação do coeficiente de arraste"

$$K = C_{DV} Re + C_{DI} Re^2 \quad (I.35)$$

onde,  $C_{DV} \approx 24$  para esferas

ou  $C_{DV} = 24.f(\phi)$ , onde  $f(\phi)$  é obtido graficamente em função da esfericidade.

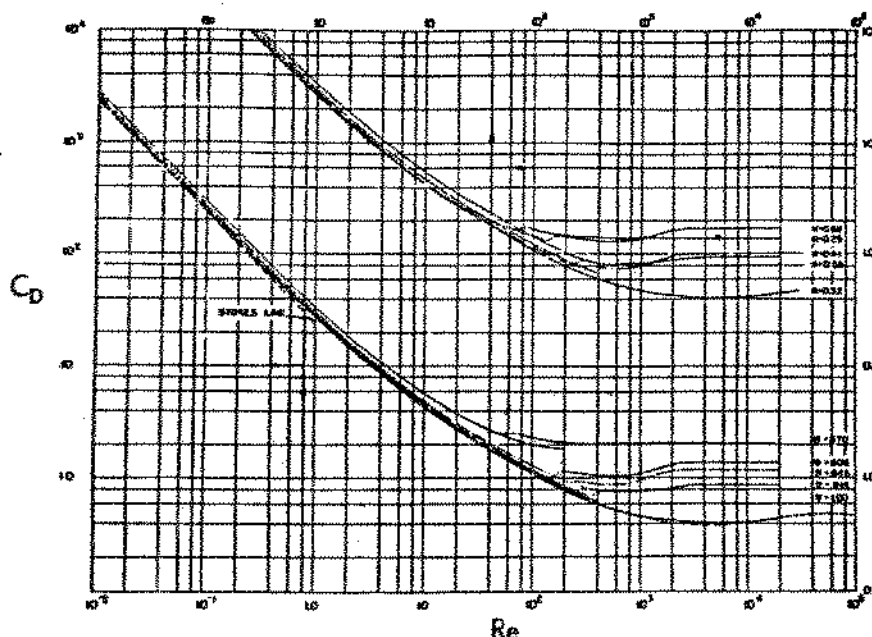


FIGURA I.5: "Gráfico proposto por Pettyjohn-Christiansen para determinação do coeficiente de arraste"

Os resultados para o coeficiente de arraste inercial,  $C_{DI}$ , obtidos por Becker estão apresentados na figura I.6, incluindo as diversas correlações propostas pelo autor, em função da forma e do número de Reynolds, de acordo com a orientação do movimento da partícula.

Nebra (103), num trabalho com bagaço de cana, determinou a velocidade terminal através da medida do tempo de queda livre no ar ambiente, tomando como base para cálculo do diâmetro de partícula valores distintos conforme a forma do bagaço se apresenta, a partir de frações de tamanho separadas por

peneiramento. Obtendo dados de medida direta das dimensões das partículas de 3 frações caracterizadas como tipo fibra, Nebra empregou um fator de formar para corrigir o diâmetro obtido da medida direta, associado a formas geométricas conhecidas, determinando a partir da relação entre área projetada da partícula e área projetada da esfera de mesmo volume que a partícula, com dados das frações ponderais obtidas por peneiramento. A correlação proposta por Nebra para o coeficiente de arraste para um determinado conjunto de partículas de bagaço, caracterizado como fibras, é da forma:

$$C_D = 2,067 Re^{-0,2417} \quad 10 < Re < 2.000 \quad (I.36)$$

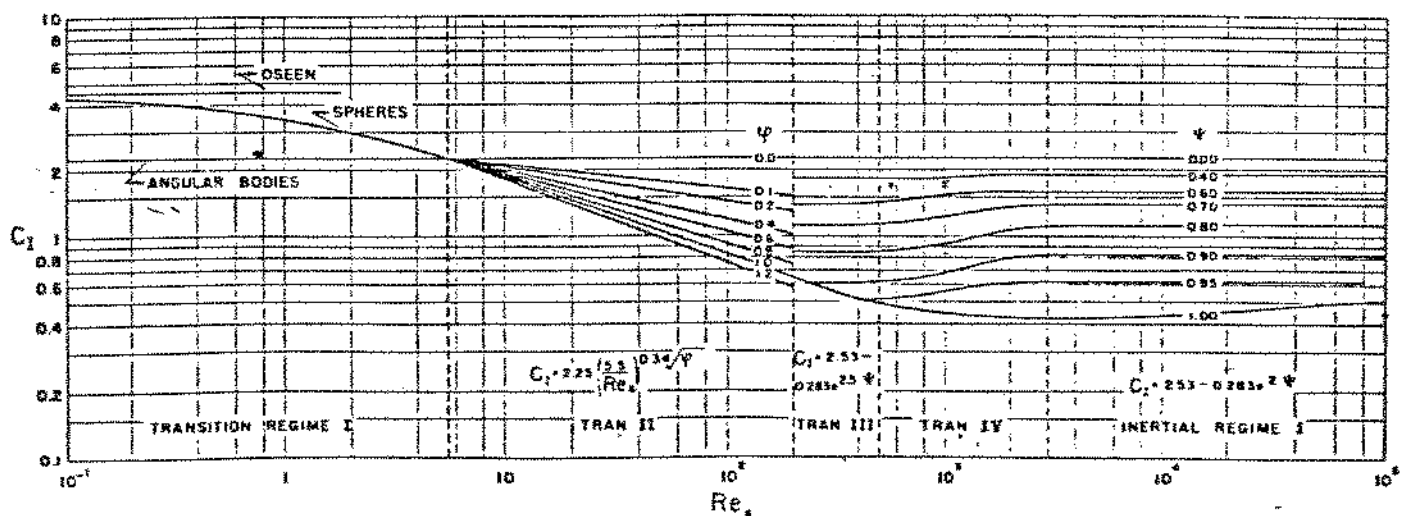


FIGURA I.6: "Resultados obtidos por Becker para coeficiente de arraste inercial,  $C_{DI}$ "

## 9. TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA NO ESCOAMENTO DE SUSPENSÕES GÁS-SÓLIDO

A fim de elucidar completamente a secagem pneumática são necessários ainda, além do estudo da dinâmica do escoamento bifásico, desenvolver-se balanços de energia e massa, que possam descrever as variações de temperatura e umidade para o sólido e o gás ao longo do secador. Como o tempo de residência das partículas num secador pneumático é pequeno e a remoção de umidade é praticamente só superficial, as transferências de calor e massa ocorrem basicamente por convecção entre o gás e as partículas sólidas.

Neste processo os parâmetros que governam as taxas de transferência são os coeficientes convectivos de transferência de calor e massa. Para se determinar estes coeficientes de transferência de calor e massa entre o gás e as partículas num secador pneumático, as condições do processo de secagem e as propriedades do material devem ser tais que a secagem deve ser controlada pelas condições externas, ou seja da superfície de partícula sólida para o gás quente. O parâmetro que determina se estas condições prevalecem ou não é o número de Biot.

O coeficiente convectivo de transferência de calor, inserido no número adimensional de Nusselt, empregado para se avaliar a sua magnitude, depende do número de Reynolds calculado com base no diâmetro da partícula, e este, por sua vez é função da velocidade relativa gás-partícula. Assim, todas as condições do processo que possam alterar a velocidade das partículas e conseqüentemente o número de Reynolds, tais como geometria e diâmetro do duto de transporte, tamanho, forma e densidade das partículas, relação entre vazão de sólidos e de gás, têm que ser computados na análise da transferência de calor e massa entre o gás e as partículas em movimento.

Numa análise rápida do comportamento do sistema relativamente aos fenômenos de transferência de calor e massa, observa-se que próximo ao ponto de alimentação dos sólidos no duto de secagem, a velocidade relativa é máxima, resultando em altos

coeficientes de transferência de calor e massa. A medida que os sólidos aceleram, até atingir velocidade constante, os coeficientes de transferência de calor e massa diminuem, em função do decréscimo na velocidade relativa. Por outro lado as forças motrizes para transferência, também sofrem variações e são influenciadas por diversos parâmetros do escoamento.

Wen-Miller (126) baseando-se em dados experimentais obtidos por diversos autores, incluindo os de Farbar-Mosley (43) para transferência de calor no transporte pneumático vertical de partículas de catalizadores de sílica-alumina em tubo de 0,69" de diâmetro, além de outros dados envolvendo leito fluidizado em fase diluída e transporte pneumático horizontal, propôs uma correlação única para o coeficiente convectivo de transferência de calor em função da similaridade do mecanismo envolvido nestes sistemas. A correlação envolve 4 grupos adimensionais, sendo as variáveis de maior influência a concentração de sólidos, dada pela relação entre a densidade do sólido e densidade da mistura gás-sólido e o diâmetro das partículas sólidas. A velocidade terminal que aparece na correlação foi calculada pela lei de Stokes.

No quadro I.8 apresentamos a correlação proposta por Wen-Miller juntamente com um resumo de outras correlações propostas por diversos outros autores para efeito de comparação, a fim de podermos avaliar os diversos modelos, envolvendo escoamento bifásico com transferência de calor e massa. As correlações citadas, aplicáveis à secagem pneumática, são descritas em função dos diferentes tipos de materiais e condições empregados pelos pesquisadores, e suas interações com as variáveis do processo, para a descrição dos fenômenos envolvidos.

Uma ampla análise dos parâmetros físicos relacionados aos mecanismos de transferência de calor e massa em suspensões gasosas de materiais granulares foi realizada por Chukhanov (31,32). Nestes trabalhos os autores discutem a influência de diversos fatores como a concentração de partículas, a fluidodinâmica do sistema, a instabilidade térmica, a interação mútua e colisão de partículas. O autor sugere que para qualquer

que seja a forma da partícula, a partir de considerações sobre a formação de camada limite laminar, são apresentados argumentos que justificam correlações do tipo:

$$Nu = A Re_p^{0,5} \quad (I.40)$$

onde a constante A depende da forma da partícula. A formação de camada limite turbulenta em torno da partícula leva à correlações do tipo:

$$Nu = A Re_p^{0,5} + B Re_p^{0,82} \quad (I.41)$$

sendo que o primeiro termo pode ser eliminado quando a camada limite se torna nitidamente turbulenta.

Além dessas considerações, a rugosidade e o movimento de rotação das partículas na corrente gasosa, também influenciam o coeficiente de transferência de calor, na medida em que também contribuem para a ocorrência de distúrbios na sub-camada laminar próximo à superfície do sólido e a propagação da camada turbulenta.

Usando uma forma similar à da expressão I.40, Gorbis (citado em 65), propôs a correlação mencionada no quadro I.8, a partir de dados obtidos por outros autores, empregando materiais como areia de quartzo e "petroleum cake". O autor utilizou na sua análise um fator de forma associado a esferas de mesma área superficial que a partícula real, fato este que implicará diretamente no cálculo da área interfacial de transferência de calor. Dessa forma, ao se empregar valores subestimados do fator de forma, conduz a uma redução "artificial" da área interfacial, conseqüentemente, levando à obtenção de coeficientes de troca térmica mais elevados.

Chukhanov, verificando que a influência da concentração volumétrica de sólidos na taxa de calor transferido é significativa, principalmente para valores superiores a  $10^{-2} \text{ m}^3$  de sólidos/  $\text{m}^3$  de suspensão (isto equivale a  $\epsilon < 0,999$ ), propôs uma correlação baseando-se em dados de diversos autores envolvendo



REFERÊNCIA	CORRELAÇÃO	APLICAÇÃO
Gorbis (em 32)	$Nu = 0,186 Re^{0,82}$	$\beta_v < 0,0035$ $30 < Re < 480$
Chukhanov (32)	$Nu = 0,006 Re^{0,80} \beta_v^{-0,49}$	$\beta_v < 0,0023$ $30 < Re < 480$
Wen-Miller (126)	$h = \frac{C_g \mu_g}{d_p} \left( \frac{\rho_m}{\rho_g} \right)^{0,2} \left( \frac{v_t}{g d_p} \right)^{0,21}$ * unid. inglesas	$7 \cdot 10^{-5} < dp < 2 \cdot 10^{-2}$ $125 < Wg < 129.000$ $0,074 < \rho_m < 70$ $85 < \rho_g < 177$
Chukhanov (32)	$Nu = 0,36 Re^{0,5} + 0,039 Re^{0,82}$ $Nu = 0,2 Re^{0,82}$	cilindro fixo esferas em suspensão
Gukhman's (em32)	$Nu = 0,15 Re^{0,5} + 0,22 Re^{0,82}$	placa fixa
Mikheev (em 32)	$Nu = 0,36 Re^{0,5} + 0,008 Re^{0,82}$	cilindro rodando
Debrand (39)	$Nu = 0,00076 Re^{1,64} Pr^{0,52}$ $Nu = 0,035 Re^{1,15} Pr^{0,33}$	inclui curvas e ciclone seção reta
Bandrowski-Kaczmarzyk (12)	$Nu = 0,00114 Re^{0,8159} \beta_v^{-0,5984}$ $Nu = 0,036 Re^{0,7722} \beta_v^{-0,4803}$	$0,0025 < \beta_v < 0,05$ $180 < Re < 1.800$ $0,00025 < \beta_v < 0,0025$
Jewell-Harper-Plank (64)	$U_a = 5320 \zeta \frac{L^{0,90} X^{0,61}}{D_i^{1,8} z^{0,63}}$	$0,86 < \zeta < 1,0$ $\zeta = f(\text{tipo de})$
Torrezan-Santana Sartori (123)	$Nu = 2 + \left\{ (0,4 Re^{0,5})^{5/4} [B(\beta_v) Re^{0,82}]^{5/4} \right\}^{4/5}$ $B(\beta_v) = 0,308 - 74,627 \beta_v$	$0,00023 < \beta_v < 0,01$ $20 < Re_p < 800$ $2,2 < Nu < 60,2$
Plumb-Malte-Cox-Robertus (109)	$Nu = 0,37 Re^{0,6}$	esferas
Pécora (106)	$Nu = 3,21 \cdot 10^{-7} (Re^{1/2} Pr^{1/3})^{3,87}$	$20,4 < Re < 23,8$ $66 < T_g < 121^\circ C$
Jesus (62)	$Nu = 0,00715 Re^{0,8159} \beta_v^{-0,5984}$	$0,0014 < \beta_v < 0,0054$ $257 < Re < 611$
Coogan (122)	$U_a = 1.920 V \cdot \beta_v$ $V = S \cdot L$ (volume do secador)	(kcal/m <sup>2</sup> s °C)
Meirelles (97)	$Nu = 4,69 \cdot 10^{-4} Re^{1,44}$	leite fluidizado bagaco de cana

QUADRO I.8: "Correlações da literatura para coeficiente convectivo de transferência de calor"

partículas de cobre de diferentes tamanhos, na qual inclui a dependência de Nusselt com a concentração de sólidos.

Debrand (39) em experimentos de secagem pneumática de folhas de tomate picadas (pedaços de 1/31" de vários comprimentos e espessura na faixa de 100 a 120  $\mu\text{m}$ , e densidade aparente 0,9 a 1,0  $\text{g}/\text{cm}^3$ ), analisou o escoamento através da técnica de fotografia, utilizando modelos de esferas de polietileno (densidade aparente 0,6  $\text{g}/\text{cm}^3$ ) com propriedades similares às folhas de tomate picadas. As partículas foram caracterizadas em termos de um diâmetro equivalente para esfera, sendo calculado através da solução simultânea do seguinte conjunto de equações:

$$v_t^2 = \frac{4}{3} \frac{D_o}{C_D} \frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_g} g \quad (I.42)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0,15 Re^{0,687}) \quad (I.43)$$

$$Re = \frac{v_t \rho_g D_o}{\mu_g} \quad (I.44)$$

O valor da velocidade terminal foi obtido experimentalmente, sendo igual a 2,13 m/s. A solução das equações apresentadas forneceu o valor  $D_o = 0,06$  cm. Para folha de tabaco picada, calculou a área superficial pelas medidas lineares considerando geometria paralelepípedica simples. Uma correlação foi proposta para o número de Nusselt válida para todo o sistema de secagem, incluindo a seção de alimentação, curvas e ciclone. Nestes pontos foram observadas as maiores velocidades relativas entre o gás e partículas. Os valores do coeficiente de transferência de calor foram calculados com base num balanço simples de energia térmica, tomando como constante a temperatura do sólido e igual a 100°C. A área interfacial de transferência de calor foi assumida como constante e calculada com base nos dados apresentados acima sendo igual à 101,4  $\text{pe}^2/\text{lb}$ .

No mesmo trabalho o autor sugere uma outra correlação válida apenas para a seção reta do duto de secagem com 3,35 m de comprimento.

Um trabalho sobre transferência de calor gás-partícula no transporte pneumático vertical que vem sendo citado com frequência nessa área, como referência básica, é o de Bandrowski-Kaczmarzyk (12,65). Isto se deve não só a um cuidadoso trabalho experimental como também à faixa de concentração volumétrica e número de Reynolds da partícula ampliados significativamente em relação a outros trabalhos.

A correlação para Nusselt foi obtida a partir de dados experimentais com partículas esféricas de cerâmica, 0,7 a 2,56 mm de diâmetro e densidade  $2.469 \text{ kg/m}^3$ , partindo de um balanço global, onde a diferença de temperatura foi calculada como sendo a diferença média logarítmica, e tomando para área interfacial de transferência de calor uma relação da forma:

$$a = \frac{6}{d_p} \beta v \quad (1.45)$$

A correlação proposta no mesmo trabalho, foi obtida relacionando 59 pontos seus, na faixa de  $0,00035 < \beta v < 0,0025$ , onde se situavam dados obtidos por Gallershtagn e Gorbis para efeito de comparação, obtendo através desta equação valores inferiores para Nusselt com relação a estes outros autores, atribuindo esta diferença à introdução do fator de forma no tratamento feito por aqueles autores.

Jewell-Harper-Plank (63) usando secador pneumático em escala piloto, contendo 5 câmaras de expansão (0,15 m x 2,9 m) interconectadas por tubulação de 0,076 m de diâmetro, levantaram dados de secagem de tabaco picado. Partindo de medidas do conteúdo de umidade do produto na entrada e saída, umidade e velocidade do ar, vazão de sólidos e volume do secador, estabeleceram uma correlação para estimativa do coeficiente global volumétrico de transmissão de calor,  $U_o$ , em formato semelhante ao utilizado em secadores rotativos, tal como sugerido por Perry

(107), em função do teor de umidade do sólido, vazão de sólidos, diâmetro e comprimento do secador para três diferentes tipos de misturas de tabacó.

Torrezan-Sartori-Santana (123), em estudos sobre transferência de calor no transporte pneumático de esferas de vidro de diâmetro variando entre 0,24 e 1,70 mm (densidade 2,50), em duto de transporte de 5,21 cm de diâmetro e 4,8 m de altura, usando modelo fluidodinâmico de Santana (115), considerando balanço global no sistema, estabeleceram uma correlação para Nusselt do tipo da equação 1.41, introduzindo o efeito da concentração volumétrica de partículas sólidas tal como Bandrowski-Kaczmarzyk.

Plumb et al (109) em estudo experimental de secagem pneumática de resíduo de madeira (dimensões médias: 0,36 x 0,29 x 0,13 cm), em duto de 6 m de comprimento e 11,12 cm de diâmetro utilizam uma correlação aplicável a partículas esféricas, porém utilizando um diâmetro equivalente da partícula de madeira de mesma área superficial que uma esfera. O tratamento matemático proposto envolve um cálculo iterativo das equações do balanço térmico e taxa de secagem calculada pela equação de convecção de massa, utilizando de analogia entre transferência de calor e massa da superfície da partícula para o gás de secagem, sem levar em conta a porosidade da suspensão.

Pécora (106), estudou a secagem pneumática de amido de mandioca, diâmetro médio de partícula 300  $\mu\text{m}$  (densidade 1.500  $\text{kg}/\text{m}^3$ ), em duto de 3,9 cm de diâmetro e 2 m de comprimento. Partindo das medidas de temperatura e umidade do ar, através de um engenhoso sistema de sucção acoplado a um psicrômetro, e dados de queda de pressão estática. Através dos balanços de energia e massa, propôs também uma correlação para Nusselt em função do número de Reynolds e Prandtl e outra para Sherwood em função de Reynolds e Schmidt. No seu tratamento Pécora utilizou a diferença de temperatura média logarítmica entre a superfície do sólido e o gás desde a entrada até a saída do secador.

Jesus (62), num estudo experimental sobre transferência de calor gás-sólido em sistema pneumático,

empregando esferas de vidro, diâmetro 1 mm, fez comparação entre os valores para o número de Nusselt obtidos, pela aplicação de 3 modelos térmicos. Dois deles semelhantes ao de Bandrowski-Kaczmarzyk e um baseado na solução analítica da equação do balanço térmico semelhante à aplicação feita por Sartori (citado em 62) para leitos deslizantes, e utilizando dados obtidos por Torrezan e Bandrowski-Kaczmarzyk. O autor sugere um novo coeficiente para a correlação de Bandrowski-Kaczmarzyk, porém chega a conclusão de que os valores de Nusselt não são comparáveis em função dos diferentes métodos empregados pelos diversos autores para parâmetros da dinâmica do leito, como no caso do fator de atrito dos sólidos ( $f_s$ ). Muito embora o autor tenha conseguido uma boa aproximação dos valores da temperatura do fluido calculados com os experimentais utilizando um modelo matemático mais simplificado.

Rocha (113), num extenso estudo sobre a secagem pneumática em duto vertical, desenvolveu uma simulação numérica comparando com dados experimentais, e analisou a influência do coeficiente de transferência de calor, empregando diversas correlações da literatura, incluindo as citadas nesta revisão. Segundo conclusões do trabalho, os desvios obtidos são menores quando da utilização de modelos baseados nas equações de conservação comparados com a modelagem dinâmica, envolvendo a velocidade de queda da partícula isolada. De acordo com os resultados, o modelo com a correlação de Valentin (123) e aquele proposto por Bandrowski-Kaczmarzyk (12), foram os que se aproximaram mais dos seus valores experimentais.

Neste ponto, destacamos ainda a correlação obtida por Meirelles (97) em experimento com secagem, especificamente, de bagaço de cana em leito fluidizado, apresentada no quadro I.8.

**CAPÍTULO II**

**CARACTERIZAÇÃO FÍSICA DO MATERIAL**

## 1. MATÉRIA PRIMA

O bagaço foi obtido a partir de cana de açúcar adquirida de produtores da região de Campinas que são fornecedores normais das usinas produtoras de açúcar e álcool da região.

A cana de açúcar previamente lavada foi submetida ao processo de moagem em triturador de forrageira marca "Nogueira", provido de facas desfibradoras e moinho de martelos.

A granulometria do material sendo moido era controlada pelo tempo de duração da moagem dos colmos da cana de açúcar. Procurou-se variar este tempo de um processamento para outro, a fim de se obter variação granulométrica do material. Portanto temos já a partir deste ponto um parâmetro variável, o tamanho de partícula, o qual terá sua influência analisada durante a secagem.

Posteriormente era feita a extração do açúcar da cana através da embebição do material em água. A extração se realizava em batelada, em fluxo contínuo de água percolando o material, à temperatura ambiente. O processo era considerado terminado quando a porcentagem de sólidos solúveis na água de saída fosse menor que 1 %. Note-se que em cada experimento manipulava-se quantidades que variavam de 50 a 100 kg de cana de açúcar.

Ao final do processo de extração, o bagaço contendo grande quantidade de umidade superficial e água retida entre as partículas, era mantido por algumas horas no mesmo tanque de forma que seu próprio peso permitia alguma redução da umidade por prensagem natural, acompanhada de prensagem manual.

Posteriormente o material era submetido à prensagem mecânica em uma prensa hidráulica marca "Schiwing Siwa", até pressão de  $17 \text{ kg/cm}^2$ . O material resultante deste processo é o que foi utilizado nos experimentos de secagem, com conteúdo de umidade variando entre 0,9 à 4,0 kg de água / kg de bagaço seco.

## 2. DETERMINAÇÃO DA UMIDADE DO BAGAÇO

As amostras de bagaço eram submetidas a secagem em estufa à vácuo, à temperatura de 70°C, por 48 horas, para determinação do teor de umidade, com as pesagens sendo realizadas em balança analítica. O método gravimétrico empregado com a utilização de estufa à vácuo é o recomendado para produtos contendo açúcares (4). Apesar da presença de açúcares em pequenas quantidades (abaixo de 1%), e do maior tempo envolvido na determinação, este método foi escolhido em função da melhor repetibilidade, quando comparado com outros métodos gravimétricos testados: estufa 105°C à pressão atmosférica, e lâmpada infravermelho.

## 3. DISTRIBUIÇÃO DE TAMANHO

Para a distribuição de tamanho adotou-se o método das peneiras padronizadas. Neste dispositivo, a fase sólida é colocada no topo de uma série de peneiras metálicas que se encaixam umas nas outras. Cada peneira tem aberturas menores que as da precedente, usualmente formando uma série constituindo uma progressão geométrica com relação ao tamanho das aberturas; porém geralmente usam-se as peneiras alternadas. Quando as peneiras são sacudidas, as partículas passam através delas até que seja atingida uma que tenha as aberturas muito pequenas para as partículas passarem. O tamanho das partículas coletadas em qualquer peneira é expresso como um comprimento médio apropriado entre as aberturas da peneira imediatamente anterior e a abertura da peneira coletora.

Utilizou-se as peneiras padronizadas da série Tyler, com características listadas no quadro II.1, onde se dá o comprimento do lado da abertura quadrada como sendo o tamanho do orifício.

Devido a tendência do bagaço úmido em se aglomerar e formar grumos, procedeu-se à secagem da amostra de



bagaco úmido em estufa à pressão atmosférica à 70°C por 24 horas.

A amostra de 60 gramas é colocada na peneira do topo, depois do que se adapta uma tampa à pilha, e o conjunto de peneiras é grampeado numa máquina vibratória marca "Granutest". A agitação dura um intervalo de tempo fixado em 20 minutos, suficientemente grande devido a grande variedade de tamanhos e formas das partículas, que dificulta a paneiragem. Posteriormente as peneiras são removidas e o material retido em cada uma delas é recolhido e pesado em balança semi-analítica.

Tyler (mesh)	Abertura (mm)
4	4,76
6	3,36
8	2,38
10	1,68
14	1,19
16	1,00
20	0,84
28	0,59
35	0,42
48	0,257
65	0,210
100	0,149

QUADRO II.1: "Série de peneiras empregadas na análise da distribuição granulométrica de tamanho"

Para determinação das outras propriedades do bagaco em função do tamanho e forma das partículas, foram tomadas 8 frações principais obtidas por peneiramento, as quais caracterizam aquelas frações de maior peso na distribuição de tamanho realizada. Estas peneiras estão listadas no quadro II.2.

O método simples de exprimir o tamanho das partículas é através de um diâmetro médio. Existem várias definições de diâmetro médio (24,45) baseadas em propriedades diferentes do material, dependendo de qual característica é

importante no processo em questão. Estas características podem ser a massa, área superficial, uma dimensão linear ou o volume das partículas.

Neste trabalho utilizaremos um diâmetro médio de amostra definido em termos da área superficial das partículas, como descrito por Kunii (79), sendo seu valor calculado pela seguinte equação:

$$d_p = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{d_{p_i}}} \quad (II.1)$$

onde,  $d_p$  = diâmetro médio das partículas;

$d_{p_i}$  = média aritmética das aberturas das malhas entre duas peneiras adjacentes;

$X_i$  = fração de massa das partículas com diâmetro médio igual a  $d_{p_i}$

Tyler (mesh)	Abertura (mm)
4	4,76
6	3,36
8	2,38
14	1,19
20	0,84
28	0,59
48	0,297

QUADRO II.2: "Peneiras utilizadas para obtenção das frações principais da distribuição de tamanho para determinação das suas propriedades"

#### 4. FORMA DAS PARTÍCULAS

Foram tomadas 15 partículas de cada fração principal obtida da análise granulométrica, colhidas ao acaso, para aplicação do método de medida direta das suas dimensões.

Nas frações mais grossas foram efetuadas medidas de três dimensões principais que pudessem caracterizar a partícula, utilizando para tanto de um paquímetro. Nestas frações temos a predominância das fibras mais grossas; essas apresentam a forma de um prisma de base aproximadamente elíptica, conforme mostra a figura II.1.

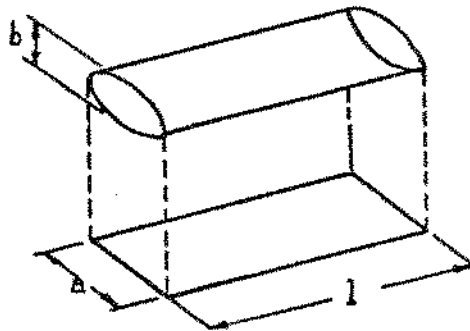


FIGURA II.1: "Partícula tipo fibra, predominante nas frações mais grossas"

No fenômeno de secagem deste tipo de material, onde não se tem muitas barreiras à saída da água, o problema é mais de superfície, ou seja contato ar-superfície da partícula. O mesmo ocorre no transporte pneumático, onde o coeficiente de arraste das partículas é devido ao atrito ar-superfície da partícula. Para essas fibras mais grossas adotou-se como diâmetro das partículas o de um cilindro de mesma área superficial que a partícula, ou seja, de mesma área superficial do prisma elíptico, desprezando-se as áreas das bases, mesmo porque estas fibras apresentam as extremidades arredondadas.

Para a última fração de bagaço, ou seja partículas que passaram pela malha 48-Tyler, onde há predominância

de partículas tipo pó, das quais somente foi possível a medida direta de duas dimensões, estas foram associadas a um cilindro, conforme figura II.2. Neste caso as partículas foram colocadas em lâmina micrometrada, e visualizadas no microscópio.

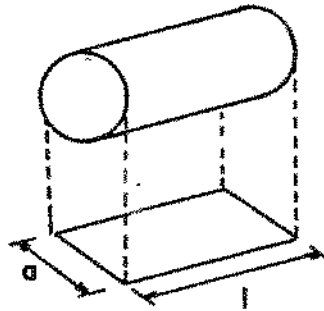


FIGURA II.2: "Partícula tipo pó, predominante nas frações mais finas"

##### 5. VELOCIDADE TERMINAL E COEFICIENTE DE ARRASTE

Como se desejava analisar a variação da velocidade terminal e coeficiente de arraste com o tamanho e forma das partículas de bagaço, análise foi feita a partir de amostras das oito frações principais obtidas da análise granulométrica, supostamente representativas da distribuição de tamanho do material

A fim de se obter a variação das propriedades fluidodinâmicas do bagaço em função do seu conteúdo de umidade, as amostras previamente secas à 70°C em estufa à pressão atmosférica, foram umidificadas artificialmente por meio de aspersão de água sobre o material e mantidas em sacos plástico fechados, por um período mínimo de três dias para uniformização da umidade. As frações foram umidificadas até conteúdos de 10, 30 e 50% de umidade em base úmida.

Para determinação da velocidade terminal das

partículas sólidas, empregou-se o método da medida da velocidade da corrente de ar necessária para se equilibrar a partícula sólida ou um conjunto das mesmas, mantendo-as suspensas nesta corrente gasosa (99).

O equipamento utilizado para se efetuar tal medição consta basicamente de uma coluna de dois metros de altura para escoamento do ar, construída em acrílico, de seção retangular variável, permitindo a variação da velocidade do ar. O ar é insuflado através de um ventilador centrífugo, e o material é alimentado na parte inferior da coluna por meio de uma válvula rotativa, como mostrado na figura II.3.

A medida da velocidade do ar no duto é efetuada em três diferentes pontos da coluna, na região onde o material está suspenso, através de um anemômetro de fio quente, marca ANEMOTHERM - 60, escolhido devido à sua maior sensibilidade nas baixas velocidades envolvidas nos experimentos.

No experimento mede-se a velocidade da fase gasosa, o qual vem a ser a mesma velocidade relativa gás-sólido, considerando-se nula a velocidade do sólido, que está suspenso em equilíbrio de forças numa determinada região da coluna de escoamento. Sendo esta uma velocidade local, foi tomada a média de três medidas, em três pontos próximos, em alturas diferentes, no eixo central da coluna, na região onde o material se encontra suspenso. Além disso, o escoamento era bastante diluído, ou seja, as porções de material que foram submetidas ao experimento eram suficientemente pequenas a fim de minimizar os efeitos de atrito partícula-partícula ou partículas-paredes da coluna, de forma a poder se equacionar o sistema deste escoamento através de um simples balanço de forças atuando sobre uma partícula isolada.

A temperatura da corrente de ar foi medida com o mesmo anemômetro, em virtude da ocorrência de pequenas variações, devido ao aquecimento da carcaça do ventilador pelo contato com o motor elétrico, com uso continuado do equipamento. Com esta informação, mais a umidade do ar ambiente, as variações das propriedades do ar empregado podem ser inseridas no equacionamento matemático para determinação da velocidade terminal e do

coeficiente de arraste.

O experimento foi repetido para as oito frações principais de partículas obtidas por peneiramento e para umidades variando desde bagaço seco e bagaço contendo 10, 30 e 50% em base úmida.

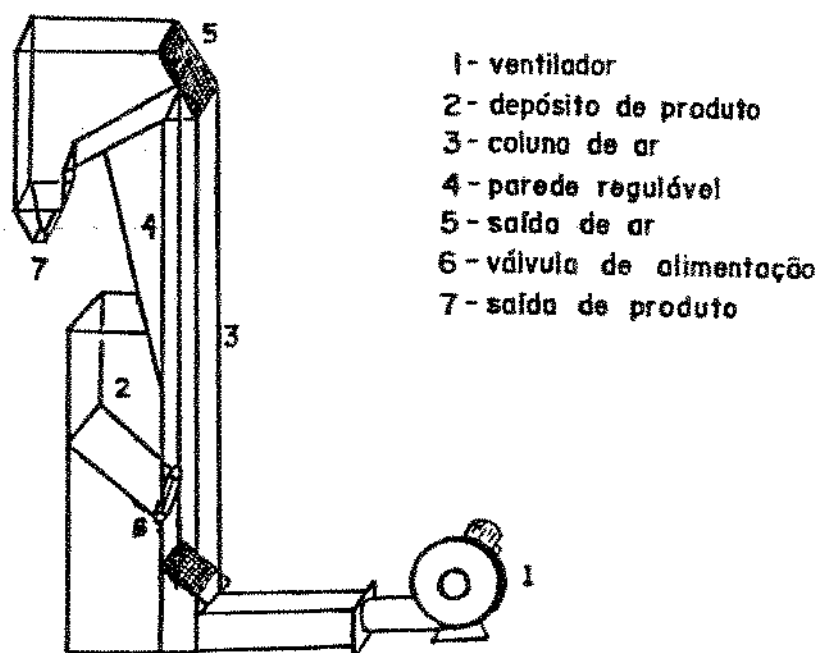


FIGURA II.3: "Esquema da coluna de ar para determinação da velocidade terminal"

## 6. DENSIDADE

O bagaço de cana sendo um sólido poroso, possui em consequência, o que se pode denominar, de densidade real ou de fibra, considerando o volume realmente ocupado pelo sólido, e a densidade aparente, ou seja, o sólido incluindo seus poros internos. Em se tratando de transporte pneumático o que nos interessa é a sua densidade aparente, pois o volume deslocado da partícula logicamente inclui seus poros. Neste trabalho, além da densidade aparente determinamos também a densidade "bulk" em função da sua importância para o armazenamento do mesmo.

### 6.1. DENSIDADE APARENTE

Experimentalmente, utilizando-se a técnica do recobrimento do material poroso com parafina (densidade = 0,9190362 g/ml), e posteriormente seguindo-se a metodologia usual da determinação do peso específico em picnômetro. A fim de se analisar a variação da densidade aparente do bagaço com a umidade, a determinação foi feita para bagaço parcialmente seco (8% base úmida) e para bagaço úmido (50% base úmida).

### 6.2. DENSIDADE "BULK"

Experimentalmente, determinou-se também a densidade do bagaço que leva em conta os vazios existentes entre as partículas, que pode ser denominada por densidade do bagaço amontoado ou como encontrado na literatura, "bulk density".

A determinação consiste no método da proveta graduada, submetida à vibração mecânica (aparelho-Granutest) por tempo determinado.

O procedimento foi repetido para cada fração principal da distribuição de tamanho, para bagaço sêco, 10, 30 e 50% de umidade em base úmida.

## 2. TRATAMENTO E ANÁLISE DOS RESULTADOS

### 2.1. DISTRIBUIÇÃO DE TAMANHO

A redução de tamanho no triturador de cana origina um bagaço com grande dispersão de tamanhos e formas, podendo-se observar desde fibras grandes de 5 a 10 cm de comprimento nas frações mais grossas, como partículas mais finas tipo pó, de formato irregular, nas frações obtidas das peneiras de menor diâmetro.

No quadro II.3 encontra-se um exemplo de distribuição de tamanho para uma amostra com seu diâmetro médio obtido através da equação II.1.

Faixa Tyler	$d_p$ (mm)	$X_i$
+4	4,76	0,2405
+6 -4	4,06	0,0727
+8 -6	2,87	0,0827
+10 -8	2,03	0,0853
+14 -10	1,43	0,0618
+20 -14	1,01	0,1250
+28 -20	0,71	0,1012
+35 -28	0,50	0,1118
+48 -35	0,36	0,0374
+65 -48	0,25	0,0363
+100 -65	0,18	0,0225

QUADRO II.3: "Exemplo de distribuição de tamanho por peneiramento"

O diâmetro médio calculado a partir desta distribuição de tamanho, empregando a equação II.1, é 0,96 mm.

A figura II.4 apresenta uma curva da distribuição de tamanho obtida da análise granulométrica por peneiramento com base nos resultados anteriores a fim de facilitar a análise da mesma. Observa-se uma grande dispersão de tamanho das partículas,



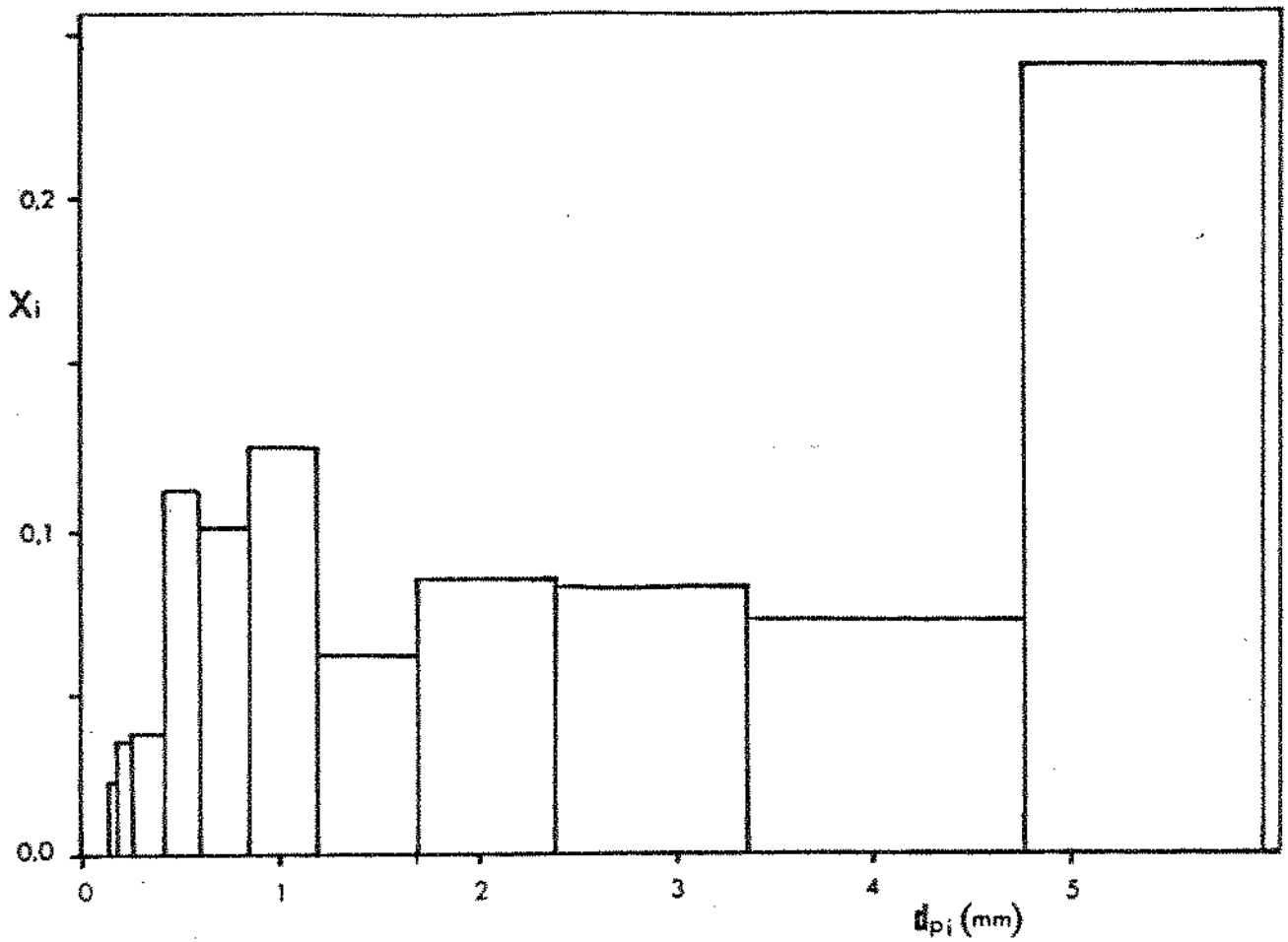


FIGURA II.4: "Histograma típico da distribuição de tamanho do bagaço de cana"

com uma certa concentração entre a abertura 1,19 mm e a abertura 0,42 mm, ou seja, entre os diâmetros médios de peneira de 0,50 e 1,01 mm. Uma parte significativa possui diâmetro maior que 4,76 mm que é a peneira de maior abertura da série empregada.

Para as demais amostras analisadas, obteve-se distribuição de tamanho semelhante à mostrada acima.

O método empregado se mostrou pouco satisfatório para se avaliar a distribuição de tamanho, ou seja, permitiu apenas uma avaliação grosseira da granulometria do bagaço de cana, de um experimento para outro, diferenciando as diversas amostras entre si. Porém não permitiu associar os diâmetros médios das peneiras com alguma dimensão característica da partícula, devido às características do material com diversidade de formas dentro de cada fração inclusive.

Este procedimento será adotado posteriormente como metodologia para determinação de um diâmetro médio de partícula relacionado com diâmetro equivalente, nos cálculos do número de Reynolds baseado no diâmetro da partícula, na análise dos mecanismos de transferência de calor e massa.

## 2.2 FORMA DAS PARTÍCULAS:

A dificuldade em se caracterizar a forma e o tamanho das partículas de bagaço de cana está em constituir-se num conjunto de partículas completamente não uniforme e irregular. Não somente no conjunto mas também em cada fração de bagaço submetida ao peneiramento, temos uma distribuição de tamanhos e formas, que vão desde fibras grossas até partículas tipo pó, daí a opção em medir-se diretamente as partículas e tentar associar estas a alguma forma conhecida mas semelhante às partículas.

No quadro II.4 encontram-se as dimensões médias das partículas de bagaço de cana de amostras de quinze partículas tomadas aleatoriamente de cada fração obtida do peneiramento, juntamente com o desvio padrão de cada dimensão, de acordo com procedimento descrito no item II.4.

Faixa Tyler	+4			+6 -4			+8 -6			+14 -8		
Dimensões	l	a	b	l	a	b	l	a	b	l	a	b
Médias (mm)	35,9	5,2	2,1	20,8	3,9	1,9	17,1	2,7	1,1	14,6	1,8	0,8
Desvio Padrão	15,4	2,0	1,2	7,8	0,7	0,8	7,0	0,6	0,4	5,5	0,5	0,2

Faixa Tyler	+20 -14			+28 -20			+48 -28			-48	
Dimensões	l	a	b	l	a	b	l	a	b	l	a
Médias (mm)	17,9	0,9	0,5	15,1	0,6	0,4	11,3	0,4	0,3	0,3	0,1
Desvio Padrão	5,7	0,3	0,2	5,6	0,2	0,1	4,5	0,1	0,1	0,2	0,05

QUADRO II.4: "Dimensões médias das partículas de bagaco de cada fração separada por peneiramento"

A partir destes dados, foram calculados os seguintes parâmetros que caracterizam o tamanho e a forma das partículas, e os resultados estão mostrados no quadro II.5.

Para as partículas grossas:

$$D_p = \sqrt{\frac{a^2 + b^2}{2}}$$

(diâmetro de um cilindro de mesma área superficial que o prisma elíptico, desconsiderando as áreas das bases)

$$A_{p_r} = a.l$$

(área projetada do prisma)

$$S_p = \frac{\pi a b}{4}$$

(área da seção elíptica do prisma)

$$V_p = S_p.l$$

(volume do prisma)

Para as partículas mais finas:

$$D_p = a \quad (\text{diâmetro do cilindro})$$

$$A_p = a.l \quad (\text{área projetada do cilindro})$$

$$S_p = \frac{\pi a^2}{4} \quad (\text{área da seção cilíndrica})$$

$$V_p = S_p.l \quad (\text{volume do cilindro})$$

Faixa Tyler	$D_p$ (m). $10^{-3}$	$A_p$ ( $m^2$ ). $10^{-6}$	$V_p$ ( $m^3$ ). $10^{-9}$
+4	4,0	182,2	307,04
+6 -4	3,1	73,7	109,41
+8 -6	2,1	46,2	39,89
+14 -8	1,4	26,3	16,51
+20 -14	0,7	16,1	6,33
+28 -20	0,5	9,1	2,85
+48 -28	0,4	4,5	1,06
-48	0,1	0,04	0,0024

QUADRO II.5: "Parâmetros geométricos calculados em função da fração de tamanho"

O emprego da técnica adotada nesta análise difere de outros trabalhos envolvendo sistemas particulados, devido às diferenças no material estudado e no uso de métodos mais diretos de medida neste caso. Não se trata, no entanto, de novidade na área, contudo, consegue-se maior aproximação da realidade do conjunto das partículas, na medida que se leva em conta a maior uniformização da forma e tamanho das partículas para uma mesma fração individual. Espera-se que esta análise conduza a resultados mais precisos quando do tratamento matemático dos fenômenos físicos envolvidos na secagem pneumática, do que o emprego de parâmetros médios globais.

### 2.3. VELOCIDADE TERMINAL

No quadro II.6 são mostrados os resultados para velocidade terminal, aqui representados como a média dos três pontos de medida na coluna e pelo menos três repetições, para cada fração de bagaço característica de um tamanho e forma de partícula, em função do teor de umidade. Estes valores foram graficados em função do diâmetro da partícula, como mostra a figura II.5 (curvas traçadas seguindo a tendência dos pontos experimentais).

Faixa Tyler	Velocidade Terminal (m/s)			
	Bagaco Sêco	10% umidade bu.	30% umidade bu.	50% umidade bu.
+4	2,67	3,12	3,03	3,56
+6 -4	1,79	2,46	2,83	3,28
+8 -6	1,59	2,01	2,64	2,89
+14 -8	1,57	1,73	2,35	2,43
+20 -14	1,31	1,48	2,00	2,12
+28 -20	0,93	1,28	1,46	1,51
+48 -28	0,69	1,05	0,96	1,35
-48	0,53	0,66	0,70	0,94

QUADRO II.6: "Velocidade terminal em m/s"

A comparação dos valores obtidos para velocidade terminal com dados da literatura para bagaço de cana se mostra difícil, por dois motivos principais; primeiro devido às diferentes formas de preparo da cana, etapa que antecede à extração do açúcar, onde encontramos desde bagaço de granulometria "fina", proveniente de sistema de preparo que inclui facas desfibradoras e moinhos de martelo, até sistemas ineficientes de cominuição, resultando em bagaço contendo frações mais grossas

(fibras grandes) e mais pesadas. Em segundo lugar, devido a dificuldade na identificação do parâmetro geométrico (tamanho e/ou forma) que caracterize o material analisado.

Destaca-se aqui o trabalho de Nebra (103) que propõe uma relação empírica para a velocidade terminal em função do diâmetro de partícula, definido de forma semelhante ao proposto no item II.4 deste trabalho. Nebra propôs:

$$v_t = 2,410 D_p^{0,3972} \quad (II.2)$$

onde,  $v_t$  em m/s

$D_p$  em mm na faixa  $0,1 < D_p < 6$

Num outro trabalho (citado em 5), envolvendo modelagem matemática de um secador/caldeira, os autores apresentam valores de velocidade terminal do bagaço de cana para diferentes frações obtidas por peneiramento. Os valores estão mostrados no quadro II.7 e indicam tratar-se de bagaço contendo partículas de dimensões maiores que o presente trabalho.

Fração (mm)	<1,0	>1,0	>2,0	>4,0	>8,0	>12,5	>16,0	>20,0
$v_t$ (m/s)	1,15	3,00	4,65	6,15	7,25	8,30	8,80	13,90

QUADRO II.7: "Valores de velocidade terminal para bagaço de cana - dados de Grobert (5)"

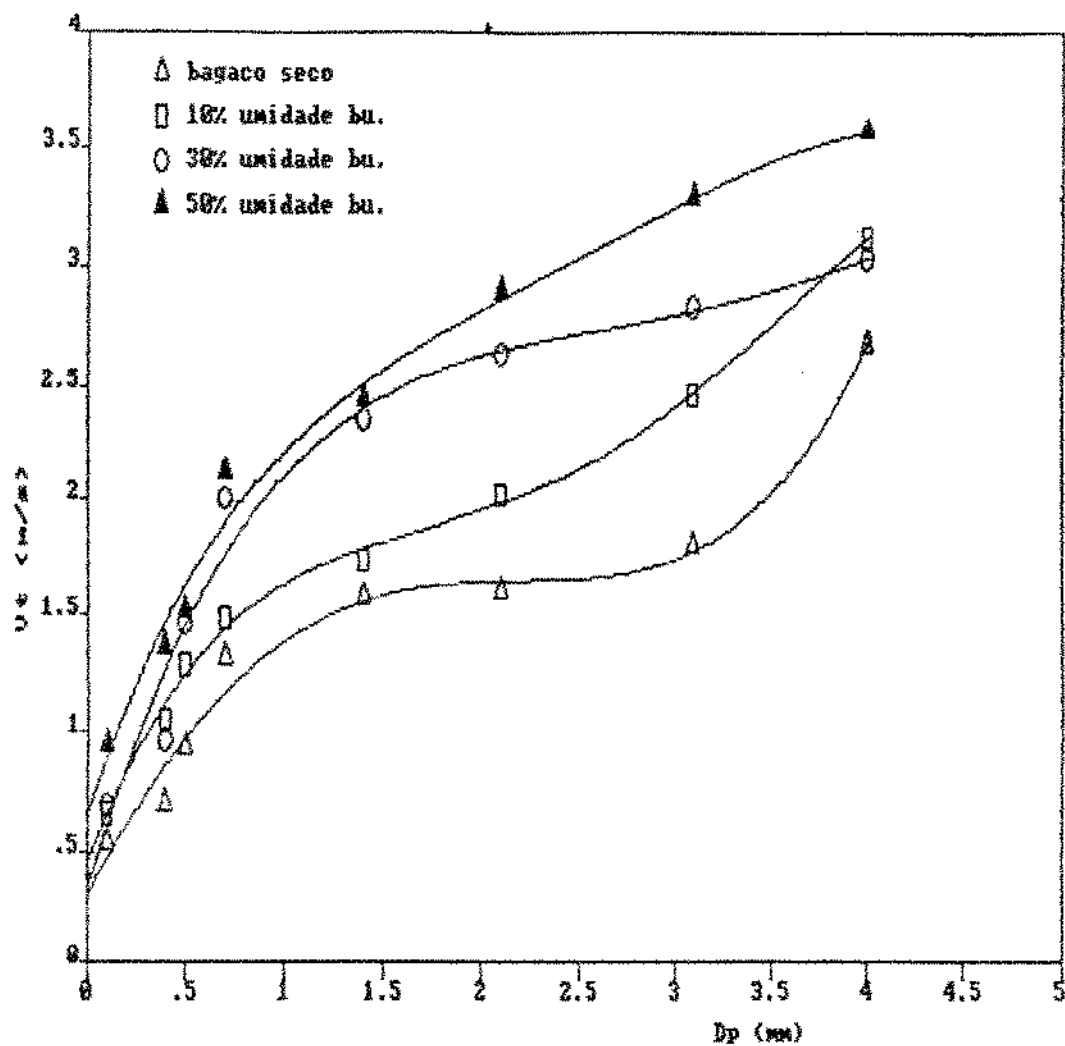


FIGURA II.5: "Velocidade terminal em função do diâmetro de partícula para diversos teores de unidade do bagaço"

## 2.4. COEFICIENTE DE ARRASTE

A partir do balanço de forças atuando sobre uma partícula suspensa num fluido, de acordo com a equação II.3, pode-se calcular o coeficiente de arraste ( $C_D$ ), na condição de equilíbrio de forças.

$$V_p \rho_s \frac{dv_s}{dt} = C_D \frac{\rho_g A_{p_r}}{\rho_s V_p} \frac{(v_g - v_s)^2}{2} - \epsilon \left( \frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_s} \right) \quad (II.3)$$

Na situação de equilíbrio, a velocidade terminal é igual a velocidade relativa gás-partícula, considerando-se nula a velocidade do sólido. A equação resultante deste balanço, aplicável a partículas de qualquer geometria, e que foi empregada para o cálculo do coeficiente de arraste é:

$$C_D = \frac{2 \epsilon V_p (\rho_s - \rho_g)}{A_{p_r} \rho_g v_t^2} \quad (II.4)$$

O número de Reynolds da partícula foi calculado a partir da relação:

$$Re_p = \frac{\rho_g v_t D_p}{\mu_g} \quad (II.5)$$

Para avaliação da superfície da partícula a qual estaria oferecendo resistência ao escoamento do fluido, a análise baseou-se no trabalho de Becker (14), que apresenta um quadro bastante claro com respeito à orientação de partículas rígidas não esféricas, quer sejam partículas isométricas, achatadas ou alongadas, em queda livre, em função da forma do material, e em



função do número de Reynolds.

Como o bagaço de cana se associa, com certeza, à forma mais alongada, observando-se a faixa de Reynolds aproximada dos experimentos (4-5 à 600-700), segundo a análise apresentada por Becker, a orientação das partículas de bagaço oscila entre a estável na posição de resistência máxima (área projetada máxima) e a imprevisível. Isto condiz significativamente com o observado nos experimentos, com maior tendência das partículas a se estabilizarem na posição de resistência máxima, principalmente para as frações de partículas maiores, onde predomina a forma elíptica, nas quais a dimensão "a" não é muito inferior à dimensão "l". Consequentemente a força de arraste é diretamente proporcional à área projetada máxima do prisma elíptico ou do cilindro no plano normal à direção do movimento, como mostrado nas figuras II.1 e II.2.

Os parâmetros geométricos empregados no cálculo do coeficiente de arraste e número de Reynolds são aqueles apresentados no quadro II.5.

O coeficiente de arraste calculado em função do número de Reynolds da partícula encontram-se graficados na figura II.6 para as diferentes umidades do bagaço (seco, 10, 30 e 50% em base úmida). Na mesma figura encontram-se graficadas, a curva para cilindros lisos infinitos, com dados retirados da literatura, e a correlação obtida por Nebra (103), que determinou a velocidade terminal para bagaço de cana a partir da medida do tempo de queda livre de uma partícula de bagaço para vários tamanhos e formas de partícula, utilizando porém parâmetros geométricos das partículas calculados de forma semelhante à deste trabalho.

Observa-se pelo gráfico que a dispersão dos pontos é bastante grande; obviamente qualquer tentativa de se obter uma correlação entre estes pontos experimentais deverá estar respaldada numa análise prévia da teoria e trabalhos encontrados na literatura, especialmente aqueles que dizem respeito ao estudo da forma e do número de Reynolds em relação à resistência ao movimento de corpos livremente orientados num fluido infinito.

Dada essa grande dispersão dos pontos, não

poderíamos encontrar uma relação que previsse, com baixos desvios, o comportamento do coeficiente de arraste em função de Reynolds ou outros parâmetros envolvidos. Mesmo porque sabemos que esta dispersão dos pontos experimentais não é devida unicamente a erros de medição, que podem ser estimados em torno de 10% em média, senão, em grande parte às próprias características do material estudado, ou seja, um material contendo formas completamente irregulares, distribuição de tamanho no bagaço como um todo e em cada fração analisada. Além disso, temos não apenas distribuição de tamanhos e formas, mas também distribuição das forças resistivas agindo em cada partícula, variação da orientação das partículas suspensas no fluido, onde algumas se mantinham estáveis, outras com movimento de rotação em torno de seus eixos principais, outras rolando em torno de seu centro de gravidade, outras ainda com movimento rotacional e de translação imprevisíveis.

Propôs-se uma correlação (com coeficiente de correlação = 0,974 e desvio padrão = 0,19) para todo o conjunto de pontos experimentais, a fim de facilitar o seu emprego futuro, na forma:

$$C_p = 76,15 Re_p^{-[2,251 - 0,31 \ln Re + 0,012 (\ln Re)^2]} \quad (II.6)$$

No entanto, os experimentos realizados por Becker (14) indicaram que corpos livremente orientados apresentam três tipos distintos de comportamento, cada qual característico de uma faixa de Reynolds bem definida. Assim sendo, com o intuito de aprofundar a análise, dividiu-se o conjunto dos pontos em três faixas de variação do número de Reynolds, a saber:

#### I- $3 < Re < 20$

O escoamento é completamente laminar, nesta

região predominam as relações mais baixas entre comprimento e o diâmetro, ou seja, temos partículas tendendo a formas isométricas.

O gráfico indica claramente que o coeficiente de arraste diminui com Reynolds, ao mesmo tempo em que ocorre um aumento na relação comprimento/diâmetro, ou seja, aumento de angularidade e alongamento das partículas. Fato este que comprova a orientação dessas partículas na posição de resistência máxima.

A correlação obtida (com coeficiente de correlação = 0,996 e desvio padrão = 0,089) é da forma:

$$C_D = 22,4983 Re_p^{-0,0545} \quad (II.7)$$

Observa-se que a equação II.5 se assemelha bastante à equação I.30 ( $C_D = 24/Re$ ), para o caso particular de escoamento sobre esferas, obtida com aplicação da lei de Stokes, para regime laminar, onde predomina o arraste viscoso, o que de certa forma confirma a análise efetuada.

## II- 20 < Re < 400

Esta região é marcada no seu início pela manifestação de estabilidade orientacional das partículas em suspensão no fluido, na sua posição de máxima resistência. Segundo Becker (14) é nesta região que ocorre um aumento da turbulência gerada na esteira das partículas, aumentando com o número de Reynolds, até que o Reynolds crítico seja atingido e com isso a estabilidade orientacional do corpo também é perdida, estamos numa zona de transição.

O valor de Reynolds crítico, segundo Pettyjohn e Christiansen (108) pode estar entre 100 e 400. Becker (14) em estudos com discos propõe um Reynolds crítico da ordem de 200.

A correlação obtida (com coeficiente de correlação = 0,70 e desvio padrão = 0,204) foi:

$$C_D = 28,22 \cdot 10^{-5} Re_p^{-[0,004 - 1,075 \ln Re + 0,124(\ln Re)^2]} \quad (II.8)$$

### III. $400 < Re < 1.000$

Após ter-se excedido o valor de Reynolds crítico, isto é, ao atingirmos esta região nitidamente turbulenta, o coeficiente de arraste torna-se substancialmente independente de Reynolds, pelo menos nesta faixa estudada.

Obteve-se a seguinte correlação (com coeficiente de correlação = 0,83 e desvio padrão = 0,061):

$$C_D = 2,311 Re_p^{-0,1705} \quad (II.9)$$

O tratamento utilizado na análise dos dados obtidos de velocidade terminal, baseado fundamentalmente no conceito de que a força de arraste em corpos irregulares bem agudos é função direta da área projetada das partículas na sua posição de resistência máxima, se mostrou adequado à modelagem para este tipo de material onde temos partículas completamente irregulares, com distribuição de tamanhos e formas. Contrariamente, quando se utilizou o modelo de Kunii (79), onde se aplica o conceito de diâmetro equivalente associado a um fator de forma, este se revelou não adequado ao conjunto das partículas.

A maior dispersão dos pontos experimentais, principalmente na região denominada de transição, provavelmente deve ser devido à ausência de restrição orientacional das partículas em movimento no fluido, não nos permitindo a definição clara de qual a área projetada que estaria relacionada à força de arraste.

Pela abordagem efetuada, não parece que o esquema de correlações proposto no presente estudo possa ser simplificado,

com alguma vantagem significativa. Ao contrário, a análise talvez deva se complexar ainda mais, se avaliarmos por exemplo as várias componentes da força de arraste atuando num corpo em movimento num fluido; as forças viscosas e as forças inerciais, como proposto por Becker (14). Contudo estas teorias talvez não tenham muita utilidade no tratamento de corpos irregulares livremente orientados, de interesse no presente trabalho, haja visto por exemplo, que o fluxo ao redor do corpo irregular normalmente se separa, e a maior parte do arraste é devido à força normal produzida pelo deslocamento e pela complexidade adicional, no caso do transporte pneumático turbulento, causada pela ausência de restrição orientacional, que permite a superposição rotacional e outros movimentos de translação do corpo relativo ao fluido.

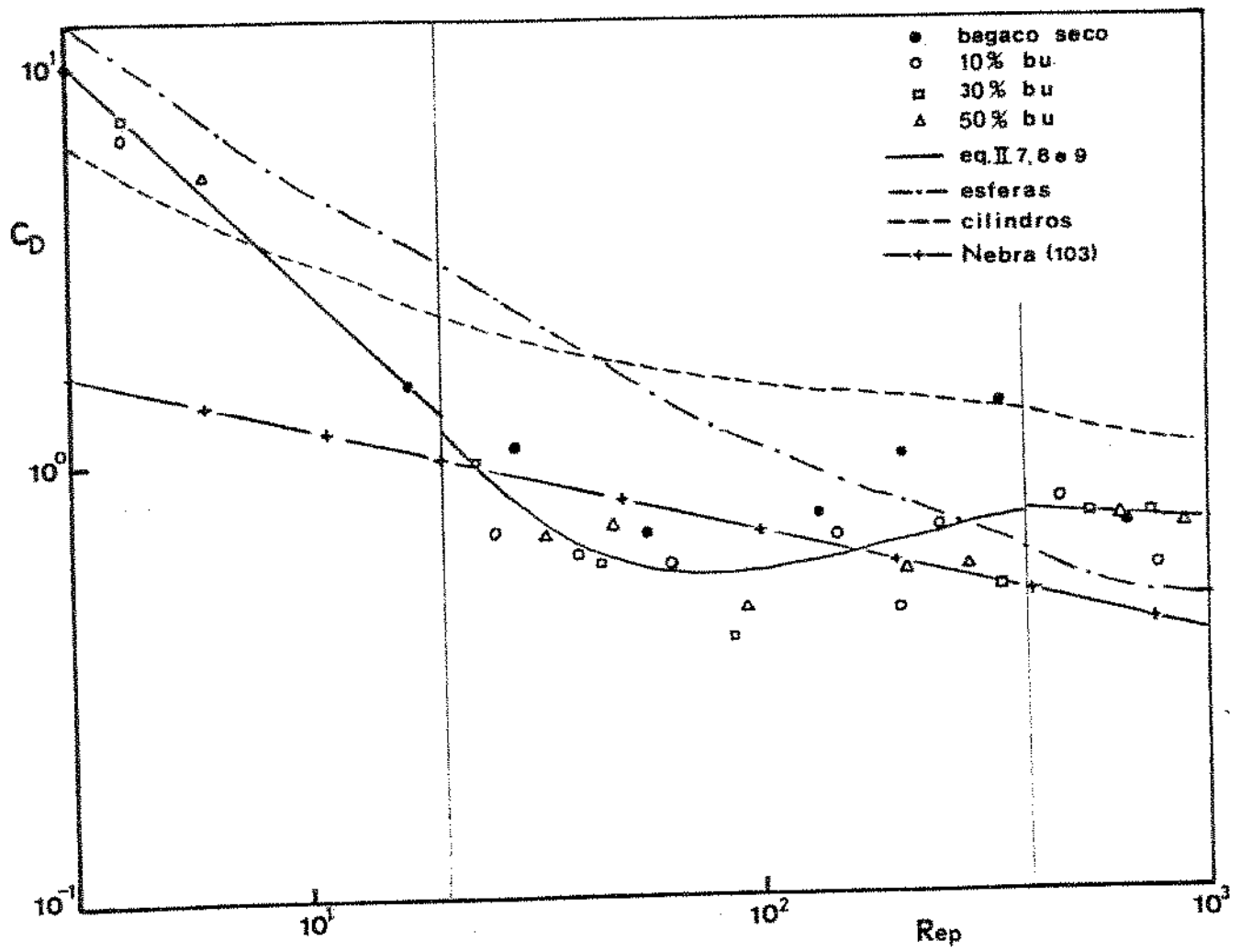


FIGURA II.6: "Coeficiente de arraste em função de Reynolds"

## 2.5. DENSIDADE

### 2.5.1. DENSIDADE APARENTE

Os dados obtidos para a densidade aparente do bagaço de cana em função do teor de umidade do material foram correlacionados, obtendo-se a seguinte relação:

$$\rho_a = 0,124 X + 0,304 \quad \text{(II.10)}$$

onde,  $\rho_a$  = densidade aparente em (g/cm<sup>3</sup>)

X = teor de umidade do bagaço de cana em (g água/g bagaço  
sêco)

Para efeito de comparação, Meirelles (97) obteve uma correlação para a densidade aparente do bagaço de cana, através da medida direta das dimensões de pequenos cilindros cortados da cana, após extração do açúcar, por meio de paquímetro, e determinando-se a massa e a umidade dos cilindros à medida que estes eram secados em estufa. A correlação obtida por Meirelles é da forma:

$$\rho_a = 0,137 X + 0,176$$

Analisando as duas relações observa-se que na medida que diminui-se a umidade do bagaço, obtém-se valores cada vez menores para a densidade empregando-se a relação proposta por Meirelles, quando comparada com valores obtidos pela equação II.10. Este fato mostra que a redução de tamanho, pela moagem, afeta a estrutura da cana. Suposição contrária foi assumida por Meirelles (97), ao considerar a densidade do bagaço como sendo a densidade da própria cana, inteira.

Na situação limite, ou seja, para bagaço seco, pela equação II.10, obtém-se:  $0,304 \text{ g/cm}^3$ , este valor está muito próximo daquele obtido por Blanco & Ramirez (citado em 110),  $0,31 \text{ g/cm}^3$ .

Ponce et al (110), em estudo com bagaço resultante da extração de cana de alta preparação, empregando técnica de medida direta das dimensões e da massa das partículas, obteve valores para diversos parâmetros geométricos e da densidade do bagaço com umidade equivalente à do equilíbrio com o ambiente. Seus resultados mostraram, pela análise da influência do tamanho e forma das partículas através da separação de frações por peneiramento, uma tendência de aumento da densidade com a diminuição do tamanho da partícula, fato este que confirma a hipótese anterior. Conclusão semelhante foi observada por Nebra (103). Comparando, por exemplo, um valor médio de  $0,34 \text{ g/cm}^3$  obtido por Ponce et al (110) para o bagaço contendo 10% de umidade base úmida, chegamos à  $0,318 \text{ g/cm}^3$  pela equação II.10.



## 2.5.2. DENSIDADE "BULK"

Os resultados de densidade "bulk" encontram-se no quadro II.8 para as diversas frações principais provenientes da separação por peneiramento e em função da umidade do bagaço.

Faixa Tyler	Densidade "Bulk"			
	Bagaçõ Sêco	10% umidade bu.	30% umidade bu.	50% umidade bu.
+4	39,2	49,2	69,6	106,0
+6 -4	52,6	61,9	76,2	113,2
+8 -6	53,6	63,2	80,0	95,2
+14 -8	52,2	67,8	82,2	93,5
+20 -14	57,7	73,4	76,9	89,9
+28 -20	65,2	73,2	79,4	96,4
+48 -28	77,7	91,5	85,8	102,6
-48	98,0	125,6	99,0	108,7

QUADRO II.8: "Densidade "bulk" ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ) em função do tamanho e umidade"

Na figura II.7 (curvas traçadas seguindo a tendência dos pontos experimentais), encontram-se graficados os valores da densidade "bulk" em função do diâmetro de partícula segundo valores apresentados no quadro II.7. Observa-se que estes resultados estão de acordo com os valores de Hugot (61), que apresenta a faixa de 80 a 120  $\text{kg}/\text{m}^3$  para o bagaço solto (umidade em torno de 50%). No entanto, para bagaço amontoadado, Hugot indica a faixa de 120 a 240  $\text{kg}/\text{m}^3$ , o que mostra a forte dependência deste parâmetro com o grau de compactação e de preparação da cana.

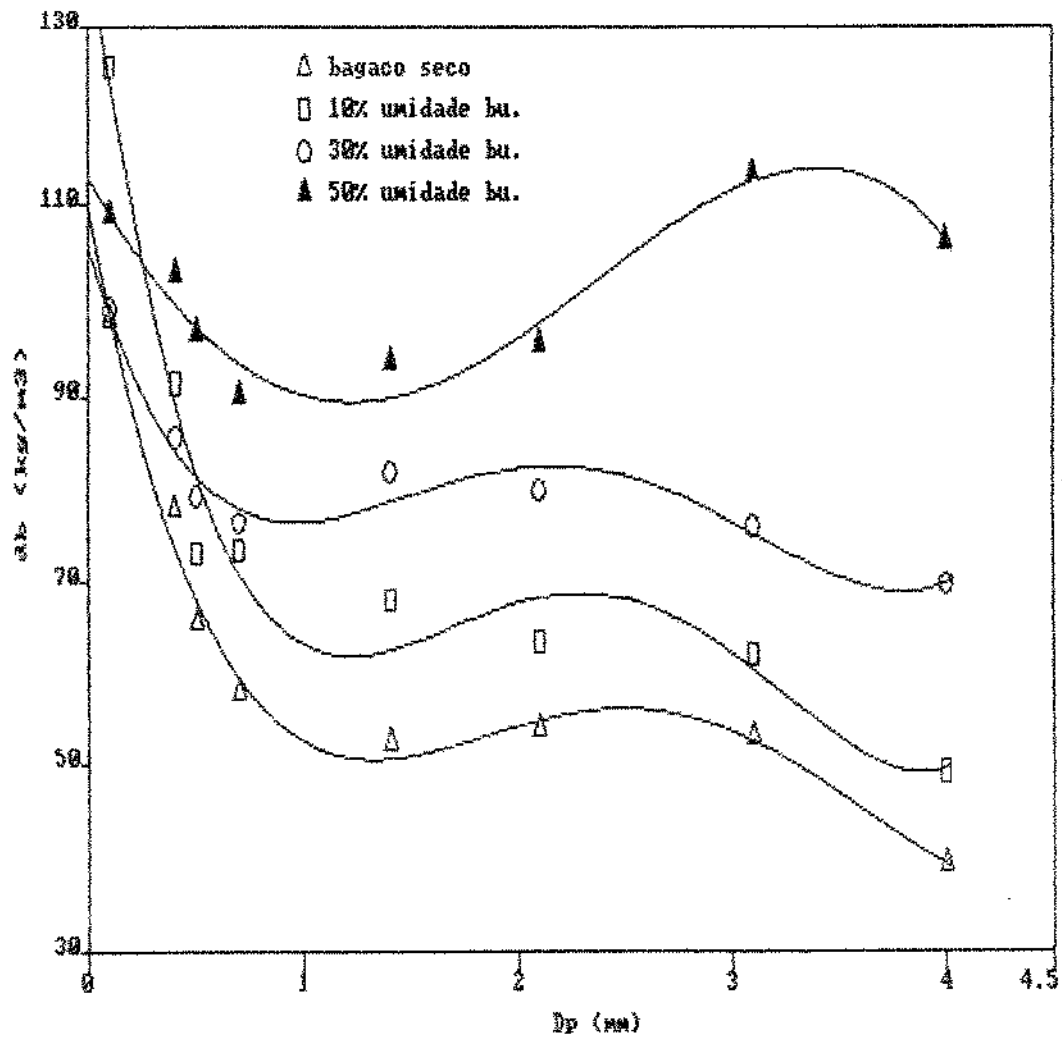


FIGURA II.7: "Densidade "bulk" em função do tamanho de partícula"

### **CAPÍTULO III**

#### **MONTAGEM DO SECADOR PNEUMÁTICO**

## 1. INTRODUÇÃO

Para determinação da cinética de secagem e da fluidodinâmica do leito pneumático, utilizou-se inicialmente de um protótipo existente no laboratório do Departamento de Engenharia de Alimentos, com capacidade para 5 kg/min e temperaturas de até 200°C que se mostrou insatisfatório, devido ao sistema de alimentação não se adaptar ao material, além do secador possuir duto de secagem relativamente estreito e de pouca altura, não adequado para a secagem de bagaço de cana. Este secador era projetado para materiais mais finamente granulados.

Passou-se então para o redimensionamento do secador pneumático, adaptando-o às características de manuseio do bagaço de cana.

Foram realizados muitos testes com vários sistemas de alimentação, alguns disponíveis no departamento e outros solicitados de fabricantes externos: alimentação tipo rosca sem fim, alimentação tipo válvula rotativa, alimentador vibratório não valvulado e um sistema de alimentação pneumática.

A alimentação tipo rosca sem fim era acoplada ao duto pneumático por meio de um venturi, com possibilidade de variação da velocidade. Os problemas apresentados foram em termos de entupimento na rosca, quando com partículas mais grossas, e mesmo na garganta anterior ao venturi, com as frações mais finas; sendo estes problemas agravados conforme se testava com bagaço à umidades mais elevadas. Não se conseguia vazão constante de material.

O sistema de alimentação com válvula rotativa não teve desempenho satisfatório devido principalmente à formação de bolsões vazios acima da válvula, devido ao alto coeficiente de atrito das partículas do bagaço de cana, que não permitia que as partículas fossem captadas pelas palhetas da válvula de maneira contínua.

O alimentador vibratório tem possibilidade de variação da intensidade de vibração, conseqüentemente da dosagem do produto. O material é introduzido livremente na corrente gasosa

no interior do duto de transporte, o que possibilita a manutenção de uma vazão constante de sólidos. Como o sistema opera em aberto, ou seja como ocorre entrada de ar secundário no sistema, foram feitas medições da vazão deste ar com relação ao ar principal. Os resultados mostraram que para a vazão máxima do ar principal testada, o qual está cerca de 30 vezes abaixo daquela utilizada nos experimentos de secagem, a entrada de ar secundário representava cerca de 2% com relação ao ar principal.

No sistema de alimentação pneumática há uma entrada muito grande de ar secundário no sistema, o que dificulta bastante a operacionalização do sistema, em termos de aquecimento e manutenção de temperatura uniforme. Além disso as partículas de bagaço que entram no sistema, são injetadas à velocidades não nulas, diferentemente dos outros sistemas, o que trazia dificuldades adicionais na análise da fluidodinâmica do leito. Tais sistemas de alimentação pneumática poderão ser melhor aproveitados em escala industrial, devido às características de manuseio do bagaço, tendo sido desenvolvido um sistema semelhante pela Copersucar.

Foi montado também um equipamento protótipo em PVC a fim de avaliar o desempenho dos diversos tipos de alimentadores e suas variações, desempenho dos ventiladores disponíveis, com relação às vazões necessárias, perda de carga no sistema de aquecimento o qual também precisou ser redimensionado a fim de obter as temperaturas finais desejadas, perda de carga no duto de transporte e ciclone, bem como encontrar o diâmetro ótimo do duto de secagem.

A partir desses dados, passamos ao desenho e montagem do secador definitivo, para o qual contamos com o apoio de recursos financeiros do CNPq (processo nº 403644/84), que foram alocados em janeiro de 1986.

A figura III.1 mostra o desenho esquemático do secador pneumático montado.

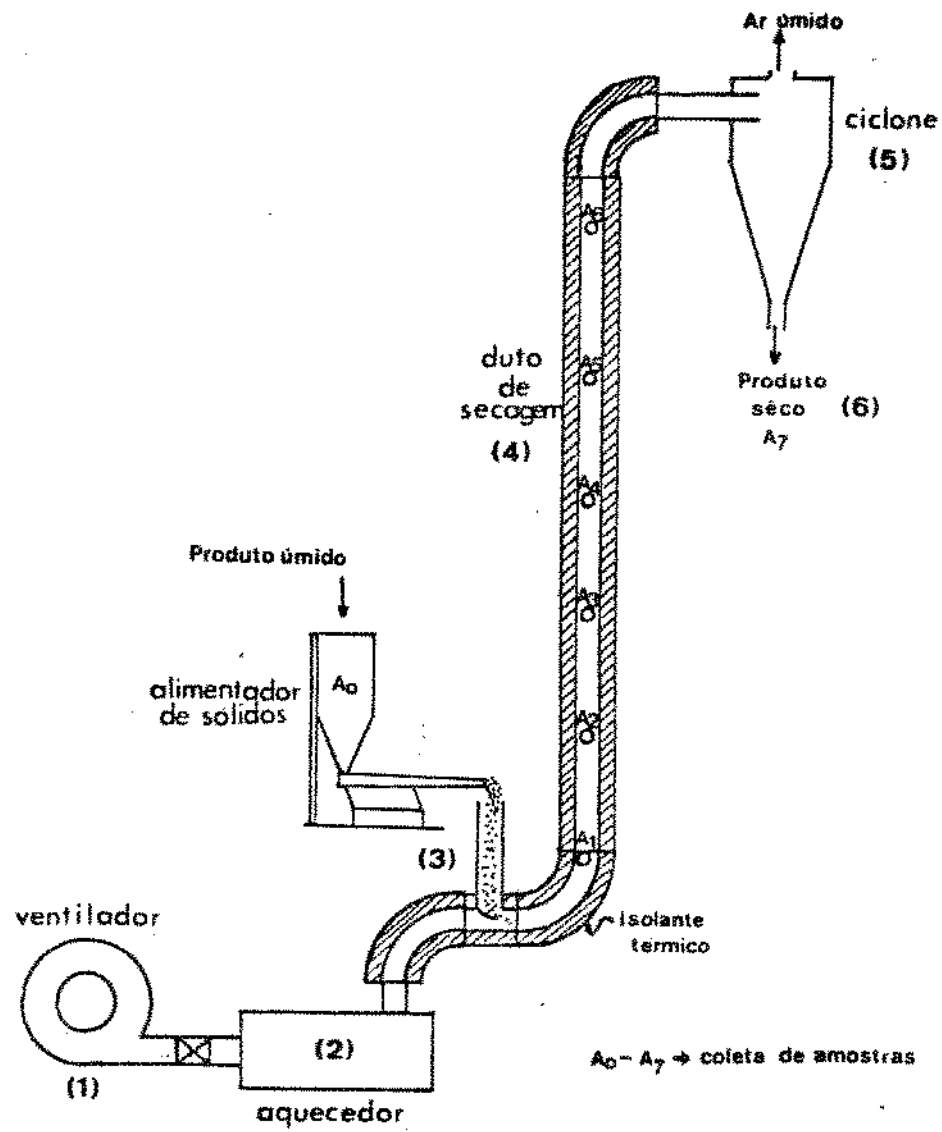


FIGURA III.1: "Desenho esquemático do secador pneumático"

## 2. DESCRIÇÃO DO SISTEMA

O sistema de secagem pneumática construído, mostrado na figura III.1, possui: um ventilador [1], seção aquecedora termicamente isolada [2], seção de alimentação [3], duto de transporte e secagem termicamente isolado [4], ciclone [5] e coletor de produto seco [6].

O tubo de secagem foi construído em aço carbono com 3,10 m de comprimento na direção vertical e 3 polegadas de diâmetro, duas curvas, uma de 50 cm de raio após a seção de alimentação e outra de 30 cm de raio antes da entrada no separador de partículas (ciclone). Na altura de 2,5 m temos uma expansão de 3" para 5", 20 cm de comprimento, para adaptação ao diâmetro de entrada do ciclone. As diversas partes componentes do duto de transporte foram conectadas por meio de solda. O isolamento térmico é composto de calhas de 1 1/2 polegadas de lã de vidro, fabricadas pela ROEKWOOLBRÁS. O revestimento é feito com chapas de alumínio liso e preso com cintas e selos de alumínio.

O ventilador, marca "Kongskiold", com motor de 2 cv, 1750 rpm, acoplado diretamente ao rotor semi aberto de pás retas, permite a adaptação de um medidor de bocal na extremidade da sucção, de forma a termos condições de medir a vazão de ar.

O sistema de aquecimento é constituído por dois conjuntos de resistências blindadas com aletas, colocados em série, cada qual com 5 kw de potência, sendo apenas o segundo conectado ao sistema de controle liga-desliga. Ambos são revestidos com chapa de aço carbono e isolados termicamente.

O aparelho fornece meios para se controlar a vazão e a temperatura do ar de secagem, e a vazão de sólidos, possibilitando assim o estudo das diversas variáveis que podem influenciar o processo de secagem.

Os controles compõem-se de um pirômetro para controle da temperatura do ar na saída do aquecedor, que não indica a temperatura diretamente, mas possui indicador de temperatura acoplado a um termopar, manualmente operado, e lâmpada indicadora da passagem de corrente elétrica para o aquecedor.

A vazão do ar é controlada por meio de uma válvula gaveta situada à montante da descarga do ventilador.

O sistema de alimentação de sólidos é do tipo vibratório, fabricado pela NORMA AUTOMAÇÃO, sendo possível variar a intensidade de vibração com a qual se consegue variar a vazão de sólidos. O sistema é constituído de um silo de captação do material úmido, construído em chapa de aço carbono com capacidade para aproximadamente  $0,05 \text{ m}^3$  de sólidos, caindo numa calha vibratória, e desta para o duto de transporte pneumático. Neste ponto de injeção do produto no sistema, há um estrangulamento no duto, formando um tipo de venturi, o qual provoca uma zona de baixa pressão; como o sistema está aberto neste ponto, o material é facilmente succionado e transportado pela corrente de ar quente. A figura III.2 mostra o esquema de alimentação em detalhe.

O sistema de separação das partículas secas do ar de secagem é composto de um ciclone construído em chapa de aço galvanizada já disponível no laboratório, que cumpriu satisfatoriamente com seus objetivos.

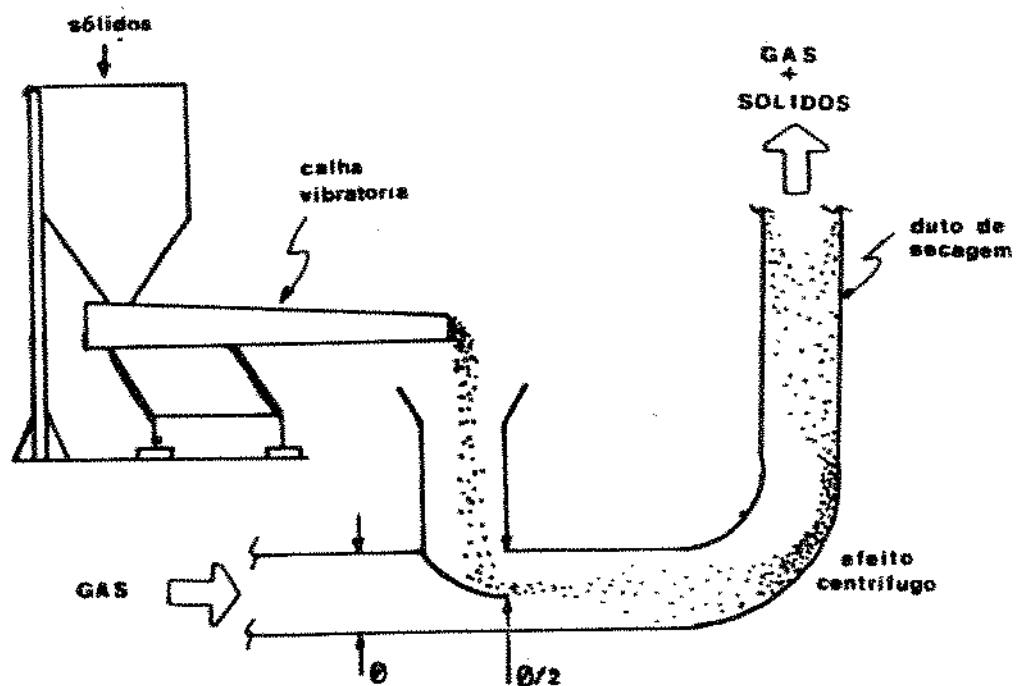


FIGURA III.2: "Detalhe do sistema de alimentação"



## 2.1. SISTEMAS DE MEDIÇÃO

O sistema montado permite a medida da temperatura do ar de secagem, pressão estática e umidade do sólido ao longo do duto de secagem, possibilitando uma análise minuciosa das regiões onde o processo sofre alterações significativas. Os pontos de tomadas de temperatura e pressão estática estão mais concentrados no início do duto, até cerca de 1 à 1,5 m, pois em trabalhos anteriores se observou que grande parte da secagem ocorre nesta região, que inclui o movimento de aceleração das partículas e do gás. A principal novidade introduzida consiste na medição do perfil de umidade dos sólidos ao longo do duto de secagem ao contrário da prática comum, na qual em função da dificuldade intrínseca, da medida, este perfil é obtido via balanço de massa. A figura III.3 apresenta um esquema do secador pneumático indicando os pontos onde as medições foram efetuadas

### 2.1.1. VAZÃO DE AR

Para determinação do fluxo de ar de secagem foi utilizado um medidor de bocal instalado na sucção do ventilador. A variação da energia cinética e a perda de carga, provocadas pelo bocal, resultam em perda de pressão no fluido, que pode ser medida num manômetro. A calibração do sistema de medição de vazão composto pelo ventilador, bocal e manômetros, bem como as equações obtidas para determinação da vazão através da leitura do manômetro inclinado estão descritas no apêndice I.

A vazão volumétrica em condição considerada padrão (21,1°C e 760 mmHg) pode ser obtida pela equação representativa da curva característica do medidor de vazão empregado:

$$V_g = -34,98 \cdot 10^{-3} + 16,956 \cdot 10^{-3} \cdot \sqrt{\Delta H_b} \quad (\text{III.1})$$

onde,  $V_g$  em ( $\text{m}^3/\text{s}$ ) e  $\Delta H_b$  em (mm H<sub>2</sub>O).

LEGENDA:

temperatura:  $T_1$  à  $T_{20}$   
 pressão estática:  $P_1$  à  $P_{20}$   
 amostragem de sólidos:  $A_0$  à  $A_7$

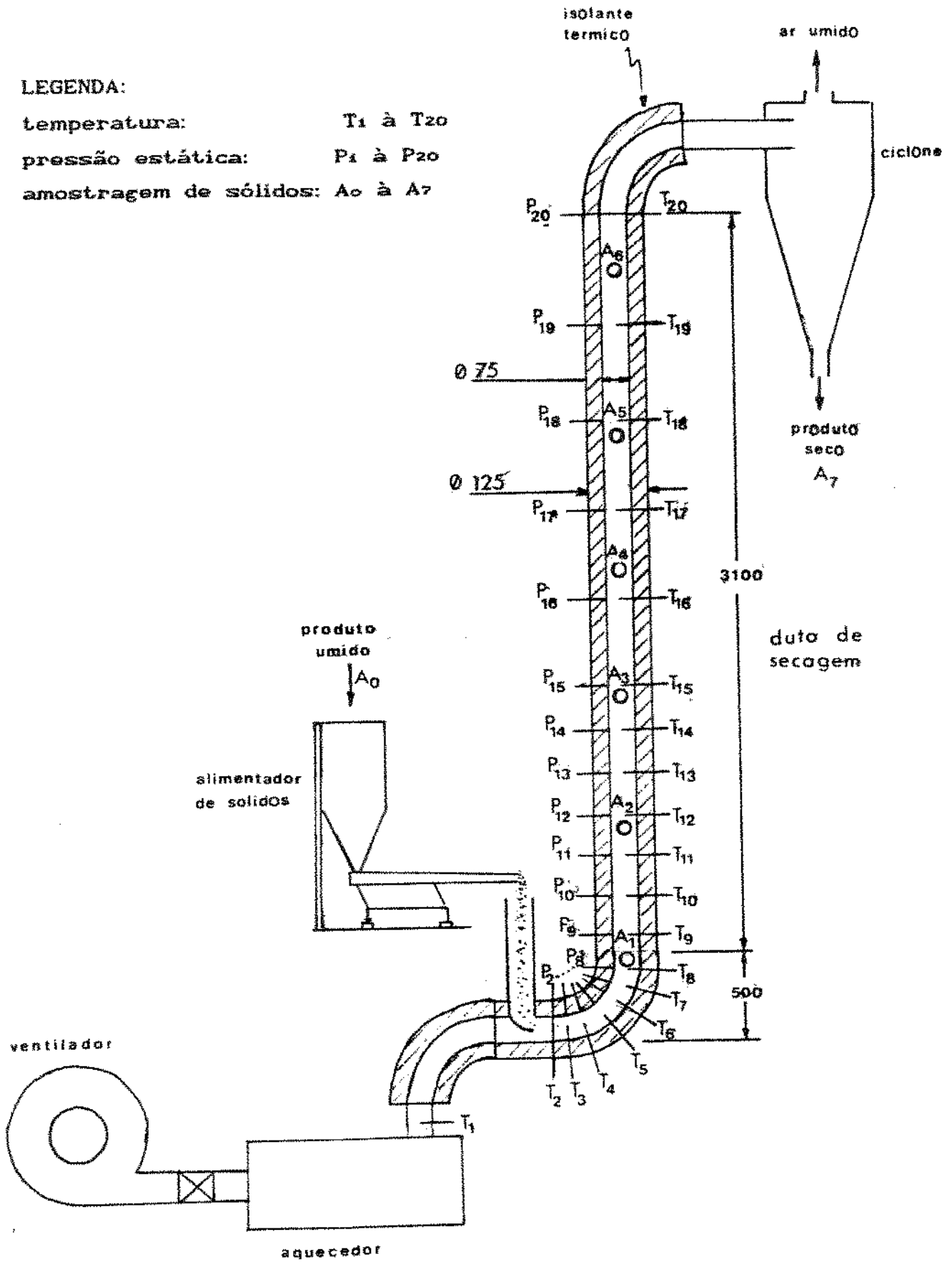


FIGURA III.3: "Esquema do secador pneumático mostrando os pontos onde as medições foram efetuadas"

## 2.1.2. TEMPERATURA

Foram instalados ao longo do duto de secagem 20 sondas de medida da temperatura de bulbo sêco do ar de secagem ao longo do sistema, através de termopares tipo cobre-constantan 32 AWG, protegidos e denominados termoelementos. Os termopares são inseridos no interior de um tubo capilar, diâmetro 3 mm, onde somente a junção do termopar é submetida ao fluxo gasoso, sendo a haste isolada com uma resina. A junção do termopar é protegida por uma fina tela de aço, que evita o contato direto com as partículas sólidas úmidas, que provocariam leituras errôneas e com grandes oscilações (ver detalhe na figura III.4). Os termopares são interligados, através de uma chave seletora, de comutação rápida, e desta a um potenciômetro, auto-compensado, isto é, tem como referência a temperatura ambiente. O potenciômetro fornece o valor da temperatura, com leitura de décimo de grau e é da marca IOPE.

O sistema de medição de temperatura é composto pelas sondas contendo os termopares, potenciômetro indicador digital, fios de extensão e chave seletora. A calibração foi feita com termômetro de mercúrio padrão, em banho agitado de óleo térmico, na faixa de temperaturas utilizadas nos experimentos (de 30 à 250°C). As leituras obtidas foram corrigidas de acordo com as equações de calibração encontradas no apêndice II.

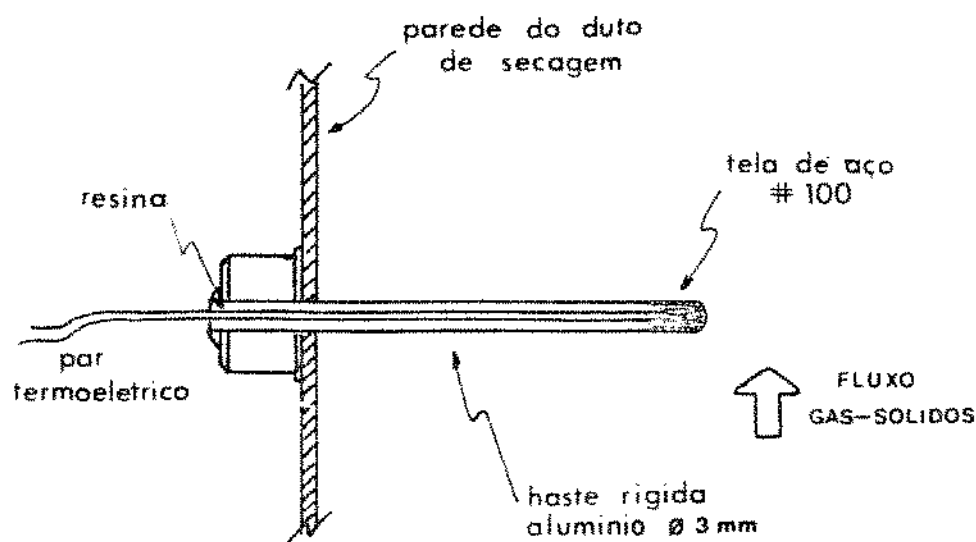


FIGURA III.4: "Detalhe do termoelemento contendo o termopar"

Os termoelementos foram colocados no duto de secagem a partir da cota 0,15 m (considerando cota  $z=0$  o local de entrada de sólidos), em sete pontos na primeira curva, a cada 10 cm, e em mais doze pontos no trecho retilíneo vertical nas cotas 0,87, 1,07, 1,27, 1,47, 1,67, 1,87, 2,17, 2,47, 2,77, 3,07, 3,37 e 3,87. Além disso efetua-se a medição da temperatura do ar aquecido no ponto imediatamente anterior à alimentação de sólidos e do ar ambiente. Os termoelementos são fixados de modo a permitir a medida da temperatura no eixo central do duto de secagem.

### 2.1.3. PRESSÃO ESTÁTICA

Foram instaladas 20 tomadas de pressão estática ao longo do duto de secagem, obedecendo à mesma recomendação das tomadas de temperatura, com relação à concentrar os pontos no início do duto de secagem e nas mesmas cotas.

As tomadas de pressão são instaladas perpendicularmente ao duto de secagem, por meio de orifícios nas paredes protegidos por fina tela de aço, a fim de impedir a entrada de partículas do bagaço. Estes pontos são conectados através de tubo de cobre de 1/4" de diâmetro soldado, e deste por mangueiras flexíveis até o medidor de pressão.

Para facilitar a operação do sistema, as mangueiras foram conectadas a um distribuidor de pressão, dotado de registros especiais de pressão, construídos em latão, um para cada tomada de pressão, tornando-se mais rápidas as leituras.

O medidor utilizado foi um micromanômetro marca "FURNESS CONTROLS", modelo MDC, de leitura analógica, dotado de transdutor de pressão com célula de diafragma, com precisão de 2% na faixa de + ou - 2,5 mm H<sub>2</sub>O de pressão manométrica. O instrumento permite ampliar a faixa de leitura para até 12,5 mm H<sub>2</sub>O.

#### 2.1.4. AMOSTRAGEM DE SÓLIDOS

O sistema instalado permite o acompanhamento da umidade do produto ao longo do duto de secagem, através da coleta de amostras do material.

Foram instalados ao longo do duto de secagem seis pontos de coleta de amostras com diâmetro de 1", para inserção do amostrador. Um dispositivo especial foi projetado para retirada de amostras, conforme mostrado em detalhe na figura III.5.

Numa seção vazada de uma das extremidades do amostrador foi adaptada, apenas em metade da superfície cilíndrica, uma tela fina de aço, que serve de anteparo do material; o outro lado foi mantido vazado. Na outra extremidade foi adaptado um cotovelo que permite a saída de ar do amostrador, permitindo a coleta apenas do material sólido.

O amostrador, ao ser inserido perpendicularmente no duto de secagem, nos pontos indicados na figura III.3, permite a passagem livre do fluxo gasoso, e devido à diferença de pressão entre o interior do sistema e o ambiente externo, ocorre um fluxo de material radialmente ao secador; dessa forma uma amostra do produto é transportada ao longo do amostrador. O material coletado na outra extremidade do tubo é acondicionado, no mesmo instante da coleta, em sacos de polietileno, e imediatamente selados para posteriormente serem submetidos a secagem, conforme método de determinação de umidade já mencionado anteriormente.

Uma hipótese considerada neste método de amostragem é que os perfis de velocidade do fluido e dos sólidos, e também os perfis de temperatura e umidade, permanecem inalterados até o ponto de coleta de amostra, já que as amostras nos diversos pontos não são coletadas simultaneamente e que acima do ponto de coleta as perturbações provocadas são transitórias, durando apenas o tempo de coleta de uma amostra, que de acordo com medições realizadas dura alguns segundos.

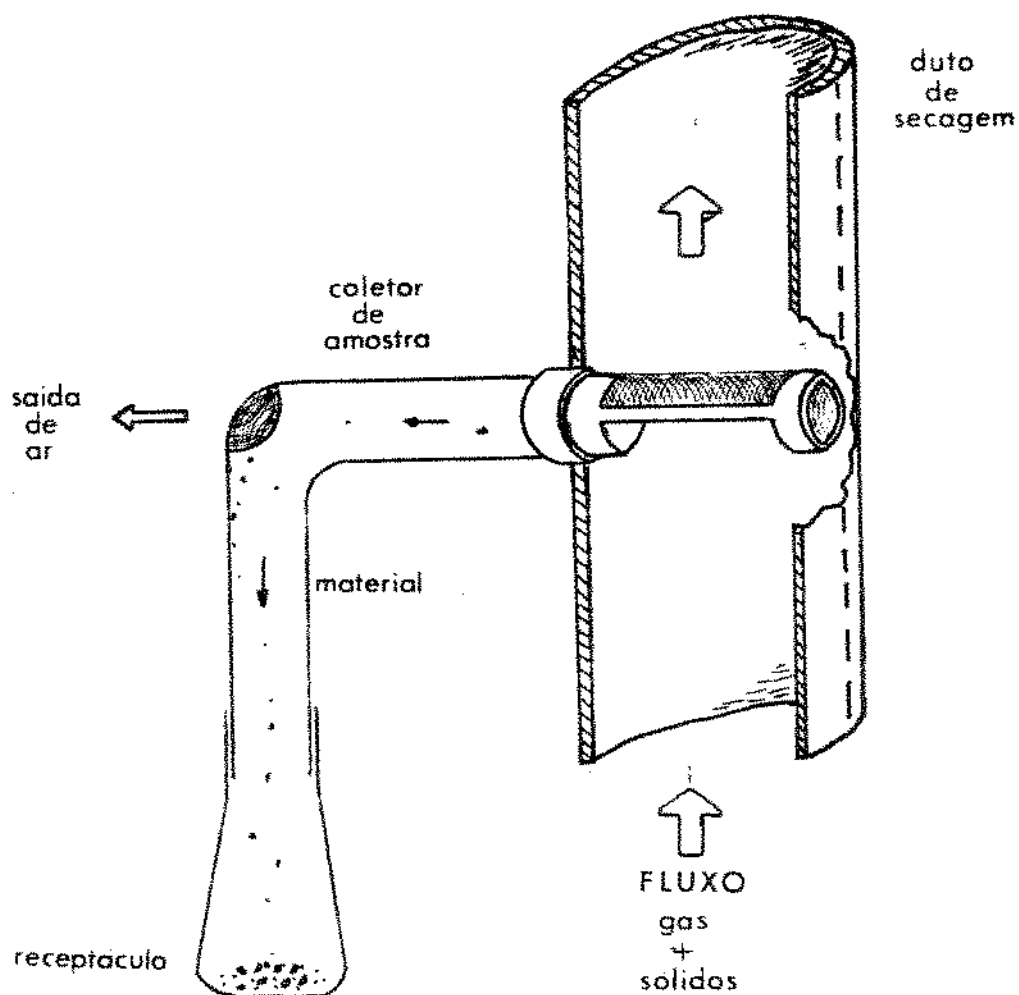


FIGURA III.5: "Desenho esquemático do dispositivo de retirada de amostra"

### 3. OPERAÇÃO DO SISTEMA

A realização do experimento obedece ao seguinte procedimento:

#### 3.1. PREPARAÇÃO DO SECADOR

Cerca de 60 minutos antes do início de um experimento de secagem, o secador é colocado em funcionamento nas mesmas condições de vazão e temperatura de entrada do ar, em que será realizado o experimento. Este tempo de funcionamento inicial aquece os componentes do secador, diminuindo o tempo necessário para o equipamento entrar em regime de operação.

#### 3.2. COLETA DE DADOS PARA SISTEMA MONOFÁSICO

Faz-se a leitura das temperaturas e pressão estática ao longo do duto de secagem em todos os pontos indicados no item anterior, sem a introdução de material. Estes dados servirão para determinação das perdas térmicas no sistema e do coeficiente de atrito do gás com as paredes.

#### 3.3. ALIMENTAÇÃO DE SÓLIDOS

O bagaço úmido (obtido da preparação da cana, como explicado no capítulo II) é colocado no silo do alimentador vibratório. Fixa-se uma determinada vazão, a qual é medida através de pesagem do material alimentado num tempo médio de 30 segundos. As pesagens são feitas em balança semi-analítica, tomando-se a média de três repetições.

### 3.4. ENTRADA EM REGIME

Ao ser acionada a alimentação de sólidos, o sistema permanece em funcionamento por alguns minutos, até se estabelecer o regime. Consta-se o estabelecimento do regime quando as condições de temperatura ao longo do secador permanecerem constantes, ou com pequenas flutuações.

### 3.5. COLETA DE DADOS PARA SISTEMA BIFÁSICO - SECAGEM

Procede-se às leituras das temperaturas ao longo de todo o secador, bem como das pressões estáticas.

A coleta de amostras é feita desde a alimentação - bagaço úmido - umidade de entrada, depois nos seis pontos de coleta ao longo do duto, até a saída do ciclone - bagaço seco - umidade final, num total de 8 amostras, que posteriormente serão analisadas em laboratório, quanto ao conteúdo de umidade.

O procedimento de coleta de dados deve ser repetido três vezes durante cada experimento, para cada condição de vazão de sólidos, vazão e temperatura do gás.

### 3.6. OUTRAS MEDIDAS NECESSÁRIAS

Outras medidas que se fazem necessárias são:

A- Medida da vazão de ar, como explicado no item anterior, através da leitura da perda de pressão no medidor de bocal previamente calibrado, por meio de um manômetro inclinado; esta deve ser fixa para cada experimento.

B- Condições do ar ambiente: temperatura de bulbo seco e bulbo úmido, através de um psicrômetro de ventoinha, marca OWO.



C- Medida da pressão atmosférica local, através de um barômetro de Fortin.

D- Coleta de amostra de bagaço, cerca de 100 g, para ser submetida a análise granulométrica, descrita no capítulo II, a fim de se verificar a variação deste parâmetro de um experimento a outro.

**CAPÍTULO IV**

**TRATAMENTO E ANÁLISE DOS RESULTADOS**

## 1. APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS

Através da operação do sistema de secagem pneumática, descrito no capítulo anterior, foram medidos os perfis de pressão estática para escoamento bifásico e monofásico, perfis de umidade do sólido e de temperatura do gás ao longo do duto de secagem, utilizando nos experimentos bagaço de cana, preparado como descrito no capítulo II, com umidade variando entre 0,94 kg H<sub>2</sub>O / kg sólido seco e 4,04 kg H<sub>2</sub>O / kg sólido seco. A faixa de vazões mássicas de sólidos situou-se entre 12,4 e 60,7 kg sólido úmido/h e 100,01 à 172,10 kg ar úmido/h para o ar de transporte e secagem, cuja temperatura de entrada variou de 100 à 220°C.

O conjunto dos experimentos realizados, para diversas condições iniciais do conteúdo de umidade dos sólidos, temperatura e vazão mássica do ar, e da vazão mássica dos sólidos, contendo todas as medidas realizadas da umidade do sólido, temperatura do ar, e pressão estática ao longo do duto de secagem, num total de 27 experimentos, estão apresentados no apêndice III. Os valores mínimos e máximos utilizados experimentalmente para as variáveis operacionais estão indicados no quadro IV.1.

Na sequência desta apresentação, discutiremos separadamente os resultados obtidos para queda de pressão estática os quais servirão para análise das características fluidodinâmicas do leito pneumático, e posteriormente faremos uma análise dos processos de transferência de calor e massa envolvidos na secagem pneumática e dos diversos parâmetros de interesse.

Variáveis (unidades)	Valor Mínimo	Valor Máximo
X (kg água/kg sól.seco)	0,94	4,04
$\dot{W}_s$ (kg sólido úmido/h)	12,4	60,7
$\dot{W}_g$ (kg ar úmido/h)	100,01	172,10
T <sub>ae</sub> (°C)	100	220
$\dot{W}_s/\dot{W}_g$ (kg s.s/h/kg ar s./h)	0,061	0,406

QUADRO IV.1: "Faixa de valores das variáveis operacionais"

## 2. FLUIDODINÂMICA DA SECAGEM PNEUMÁTICA

Os secadores pneumáticos são unidades de fluxo bifásico gás-sólido do tipo cocorrente, para o qual a avaliação da queda de pressão ao longo do escoamento é provavelmente um dos parâmetros mais importantes para o projeto do equipamento. Além da queda de pressão, suas características fluidodinâmicas estão relacionadas ao tempo de residência e à velocidade relativa gás-partícula, parâmetros estes determinantes nos fenômenos de transferência de calor e massa do processo de secagem.

A compreensão dos mecanismos de transferência de "momentum" no escoamento de suspensões gás-sólido internamente a dutos deve estar respaldada em dados experimentais, dada as complexas características dinâmicas deste sistema. Esta complexidade resulta da interrelação entre diversos fenômenos, tais como, aglomeração e recirculação das partículas, turbulência do escoamento, distribuição de massa e de velocidade das partículas, além da associação destes com os mecanismos de transferência de calor e massa.

Entre os parâmetros do sistema que influenciam a dinâmica do escoamento, podemos citar, a relação entre a densidade do sólido e densidade do gás; relação entre vazão mássica de sólidos e gás; relação entre tamanho da partícula e diâmetro do duto; forma e rugosidade superficial das partículas e rugosidade das paredes do duto. Estes por sua vez podem afetar ou estão diretamente relacionados à outros parâmetros: arraste exercido pelo gás na partícula sólida, atrito das partículas sólidas e do gás com as paredes do duto, número de Reynolds, número de Froude, queda de pressão entre outros. Alguns desses parâmetros são função intrínseca da natureza dos materiais sendo avaliados isoladamente, outros foram introduzidos como variáveis operacionais, e os demais serão analisados no contexto deste capítulo.

No sentido de elucidar melhor estes fenômenos e os parâmetros relacionados à fluidodinâmica da secagem foram determinados os perfis de pressão estática, para condições variáveis do processo de secagem conforme descrito anteriormente.

As medidas experimentais de pressão estática estão relacionadas à pressão atmosférica local e o procedimento está detalhado no capítulo anterior.

Exemplos de perfil de pressão estática ( $P(z)$ ), obtidos experimentalmente são mostrados nas figuras IV.1 e IV.2 (curvas traçadas passando pelos pontos experimentais), obtidas para escoamento bifásico para quatro dos ensaios realizados.

Observa-se pelos resultados que a perda de pressão devido ao arraste na seção de alimentação é considerável, provocada pelo estrangulamento no duto (ver figura III.2), que provoca a separação da camada limite, originando o efeito de "vena contracta" e aproximando as linhas de corrente a jusante deste ponto. Vale observar que, dependendo das vazões de gás e sólidos, havia um retardamento na aproximação nas linhas de corrente, provocando distúrbios no escoamento e recirculação de sólidos, o que prejudicava o prosseguimento do experimento em alguns casos. A partir daí inicia-se a recuperação da pressão até se estabelecer novamente o escoamento, como mostra o perfil de pressão estática.

As partículas entram no duto com velocidade zero e são subsequentemente aceleradas na parte inferior do duto. A velocidade das partículas provavelmente deve ser diferente nas seções horizontal e vertical, com a mudança de direção. A natureza das perdas por atrito entre as partículas e as paredes do duto varia entre a seção horizontal, a curva e a seção vertical. Na primeira, o peso das partículas provavelmente concentra a maior parte do atrito na metade inferior do tubo. No segundo caso a força centrífuga tem um grande efeito no atrito, com uma forte segregação das partículas contra as paredes; e na seção vertical, as perdas por atrito são devido às partículas tocarem nas paredes e outras partículas.

Para melhor visualizar estes efeitos foram traçados perfis do gradiente de pressão estática, calculados a partir dos valores experimentais de pressão estática ao longo do duto de secagem, empregando um algoritmo numérico proposto por Leduy-Zajic (81), baseado no cálculo da derivada da função num ponto por diferenciação geométrica. Na figura IV.3 são

apresentados esses perfis para os mesmos experimentos das figuras IV.1 e IV.2.

Próximo do ponto de alimentação de sólidos, como as partículas são injetadas na corrente gasosa, que está a alta velocidade, uma grande parte do arraste é exercido sobre elas na medida que a velocidade relativa entre o gás e o sólido é muito alta. Sendo o arraste proporcional ao quadrado da velocidade relativa, conforme equação 1.26, este deve contribuir, portanto, em maior escala para o elevado gradiente de pressão nesta região. Com a mudança de pressão para o sentido vertical, as partículas tendem a se desacelerar, tanto em função do efeito gravitacional, como pela ação da força centrífuga. O gradiente de pressão nesta zona é ainda bastante grande, mas decresce com o aumento da altura.

Neste ponto da análise, a identificação do ponto no duto de transporte e secagem, acima da curva, a partir do qual o escoamento pode ser considerado plenamente desenvolvido, pode ser facilmente observada através dos gradientes de pressão estática constantes, situados entre as cotas 0,87 e 1,07 m. A tendência apresentada por estas curvas confirma-se nos demais experimentos. A partir deste ponto, ao atingir uma condição de equilíbrio, entre o arraste, o peso, o atrito com as paredes e a perda de pressão do escoamento, a velocidade das partículas atingem valor constante tendendo a uma distribuição mais uniforme das mesmas na seção transversal.

Nas mesmas figuras, observa-se o efeito de diferentes vazões do gás nos perfis do gradiente de pressão estática, com a maior velocidade superficial do gás de entrada, apresentando a maior queda de pressão no sistema. Quanto maior a velocidade do gás, maior o arraste sobre o sólido e maior o atrito do sólido e do gás.

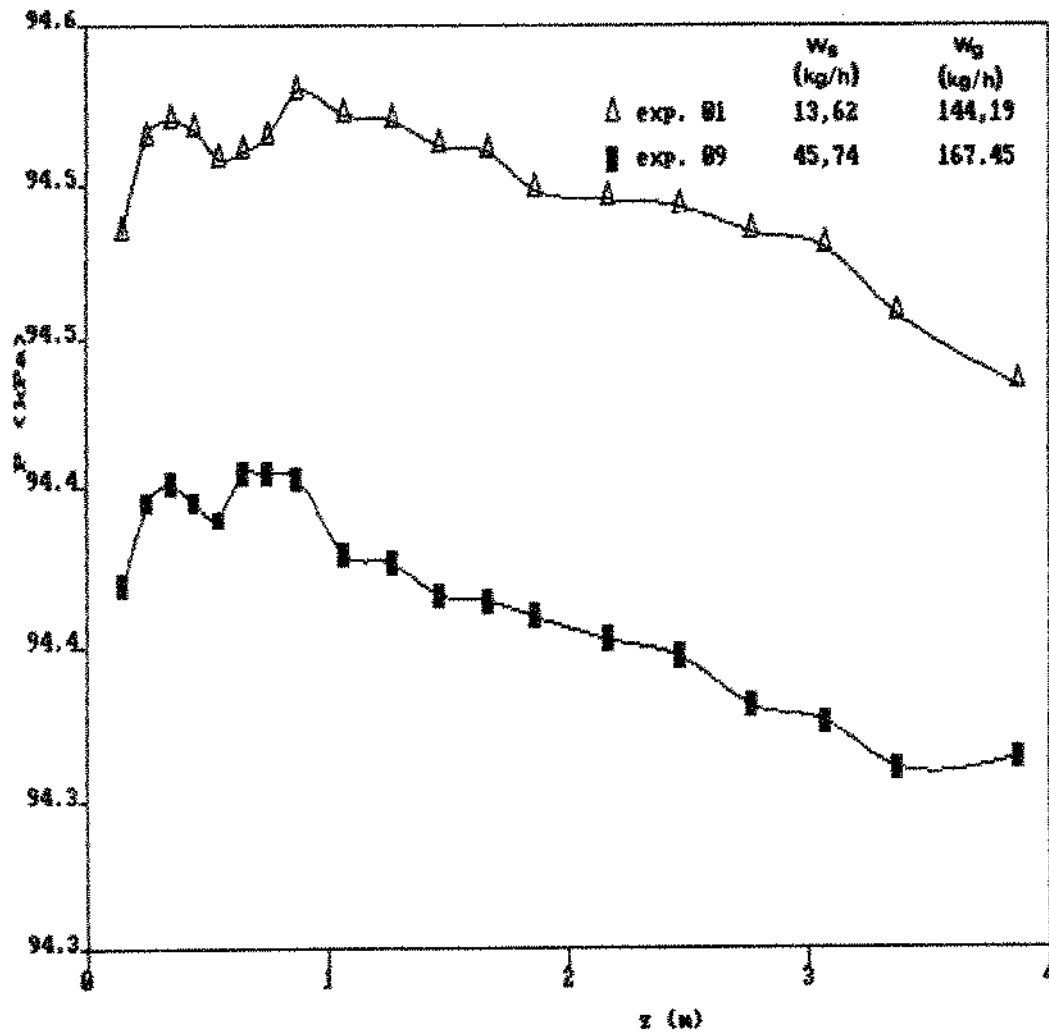


FIGURA IV.1: "Exemplos de perfis de pressão estática"



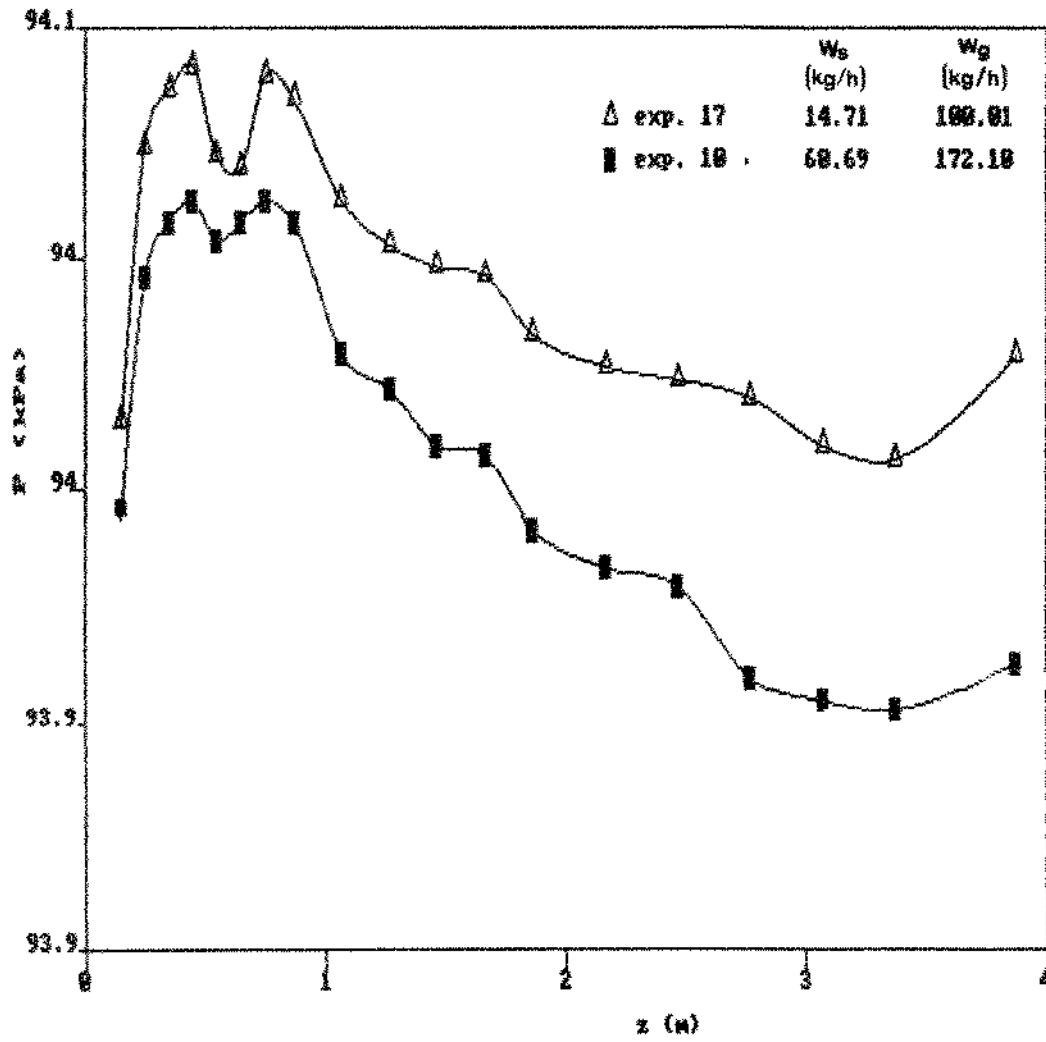


FIGURA IV.2: "Exemplos de perfis de pressão estática"

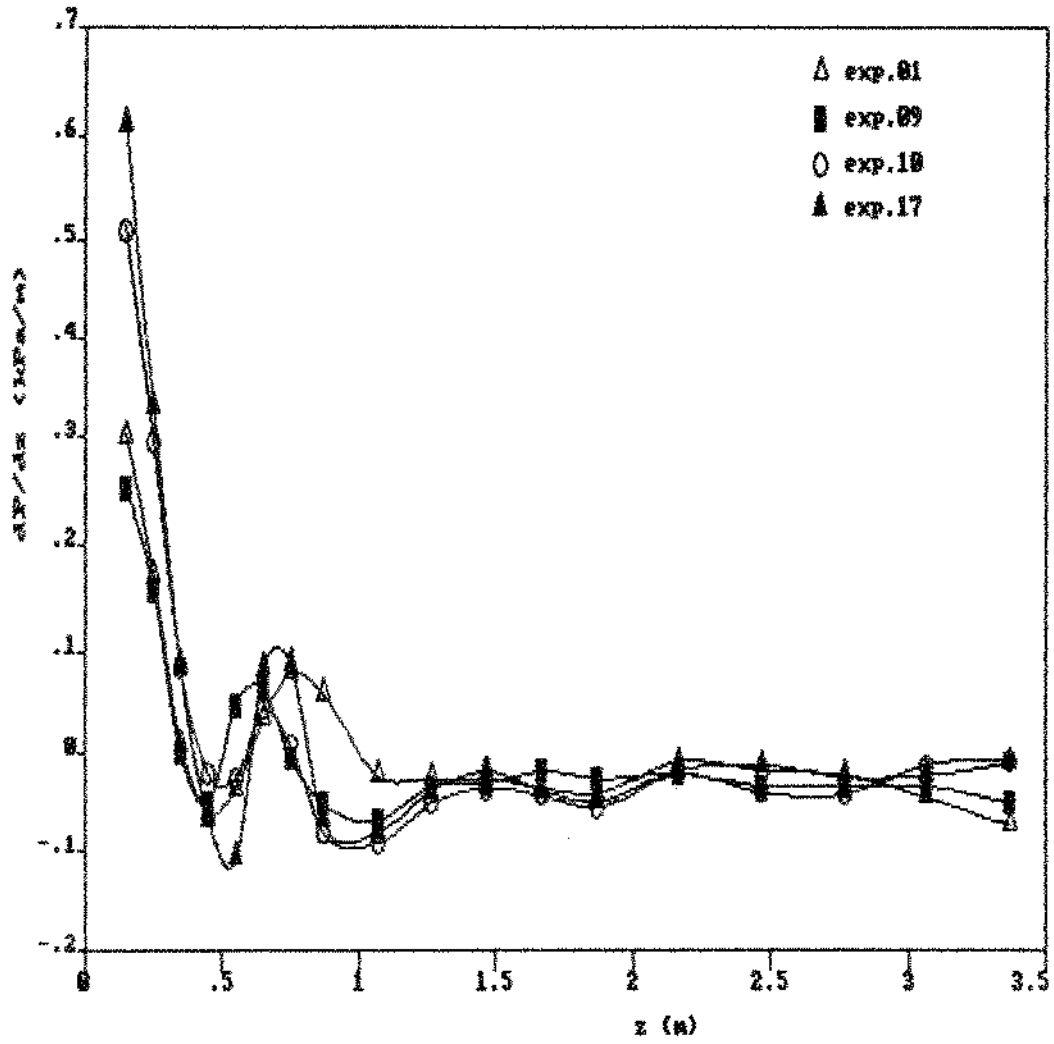


FIGURA IV.3: "Perfis do gradiente de pressão estática"

## 2.1. ANÁLISE DO ESCOAMENTO - FORMULAÇÃO PARA ESCOAMENTO BIFÁSICO

A partir das equações de conservação da massa e da quantidade de movimento para o escoamento bifásico, inserindo nestas os resultados experimentais obtidos de queda de pressão estática do escoamento bifásico, e os dados relativos a queda de pressão estática para escoamento monofásico no termo relativo ao gás somente, pretende-se obter os perfis de velocidade das partículas sólidas.

Será a partir dos perfis de velocidade dos sólidos que poderemos analisar melhor outros parâmetros do sistema como perfil de umidade dos sólidos, perfil de umidade do gás, perfil de temperatura do material e do gás; pois, desde que estes parâmetros são dependentes da velocidade da partícula, esta função é de fundamental significado.

Para a formulação do problema, consideraremos algumas hipóteses para todo o comprimento do secador pneumático:

- 1- Fluido incompressível para as pressões dos experimentos;
- 2- As partículas estão num campo gravitacional;
- 3- Regime permanente;
- 4- A distribuição das partículas na seção transversal é uniforme;
- 5- Não existe gradiente de velocidade na direção radial;

Para os componentes de uma mistura bifásica sólido-gás onde não existe geração de massa, a equação da continuidade têm a forma:

$$\frac{\partial \bar{\rho}_g}{\partial t} + \nabla \cdot (\bar{\rho}_g \mathbf{v}_g) = 0 \quad (\text{IV.1})$$

$$\frac{\partial \bar{\rho}_s}{\partial t} + \nabla \cdot (\bar{\rho}_s \mathbf{v}_s) = 0 \quad (\text{IV.2})$$

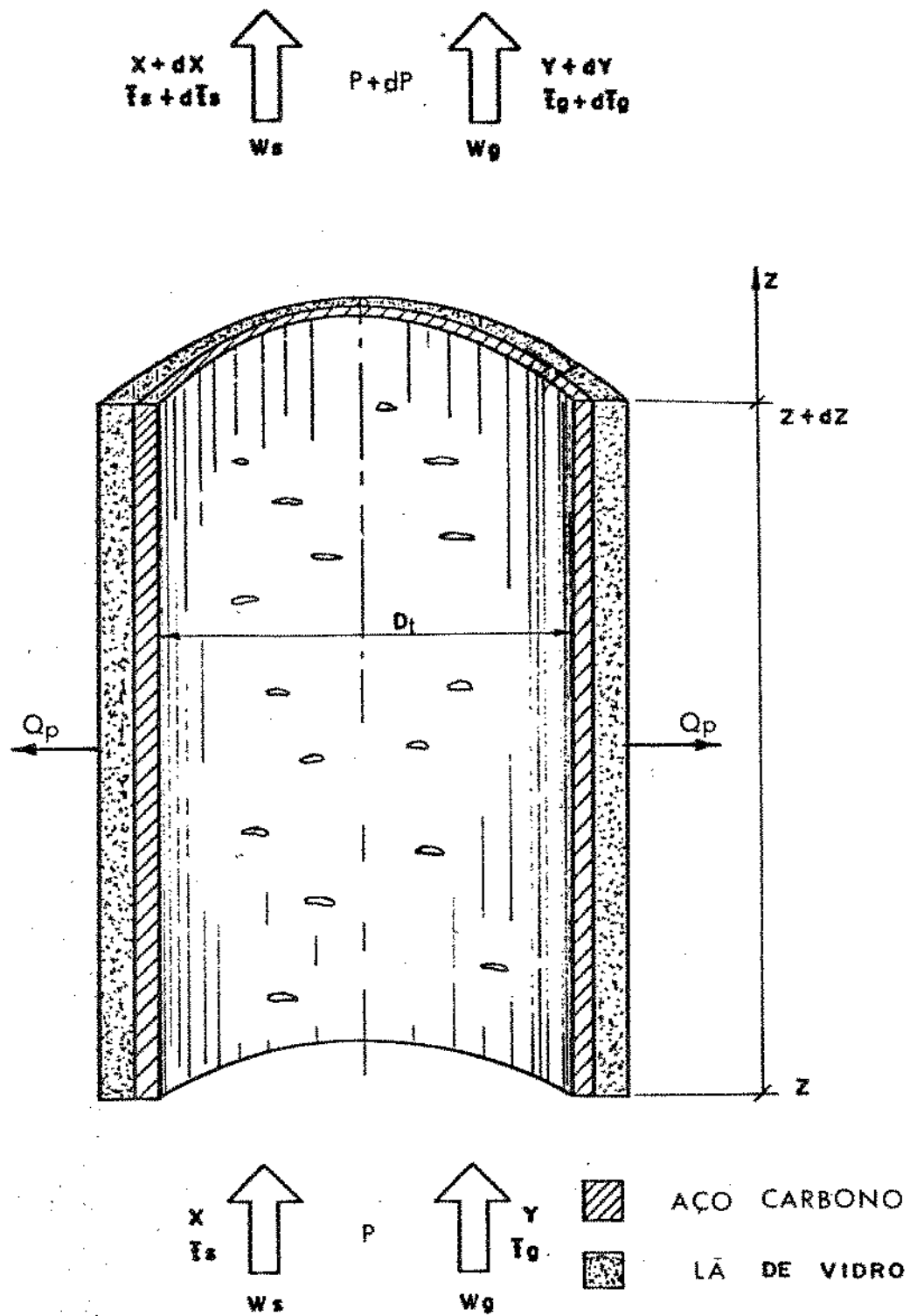


FIGURA IV.4: "Esquema do comprimento diferencial do secador pneumático"

Quando estas equações são aplicadas ao estudo de sistemas particulados, introduz-se o campo de porosidade  $\epsilon$ , e trabalha-se com as massas específicas dos componentes puros, assim:

$$\bar{\rho}_g = \epsilon \rho_g \quad \text{e} \quad \bar{\rho}_s = (1 - \epsilon) \rho_s \quad (\text{IV.3})$$

Supondo que não haja variação da densidade dos componentes com o tempo, obtemos para as equações da continuidade do fluido e do sólido num escoamento unidirecional cocorrente, sendo  $z$  a coordenada axial, com  $z=0$  na parte inferior, no ponto de alimentação de sólidos.

$$\frac{d}{dz} (\rho_g \epsilon v_g) = 0 \quad (\text{IV.4})$$

$$\frac{d}{dz} [(1 - \epsilon) \rho_s v_s] = 0 \quad (\text{IV.5})$$

Integrando estas equações ao longo do comprimento do duto de secagem, supondo massas específicas constantes durante o escoamento no duto, obtém-se as velocidades médias do gás e do sólido:

$$v_g = \frac{W_g / \rho_g}{S \epsilon} \quad (\text{IV.6})$$

$$v_s = \frac{W_s / \rho_s}{S(1 - \epsilon)} \quad (\text{IV.7})$$

A equação da conservação da quantidade de movimento para uma única fase é descrita por:

$$\frac{\partial \rho v}{\partial t} = - \nabla \cdot (\rho v v) - \nabla P - \nabla \cdot \tau + \rho g \quad (IV.8)$$

Desenvolvendo as equações de conservação da quantidade de movimento para o fluido e para as partículas, para o comprimento diferencial do secador, considerando estado estacionário, escoamento unidirecional e supondo que a queda de pressão estática é devido às duas fases, fluida e sólida, conforme modelo A, descrito anteriormente (cap. I.8), e introduzindo o termo de atrito de ambas as fases com a parede, obtemos:

Para o fluido:

$$\frac{d}{dz} (\rho_g \epsilon v_g^2) = -\epsilon \frac{dP}{dz} - B_A (v_g - v_s)^2 - \frac{4}{D_i} \tau_{wg} - \rho_g g \epsilon - \frac{d\sigma}{dz} \quad (IV.9)$$

Para o sólido:

$$\frac{d}{dz} [(1 - \epsilon) \rho_s v_s^2] = -(1 - \epsilon) \frac{dP}{dz} + B_A (v_g - v_s)^2 - \frac{4}{D_i} \tau_{ws} - \rho_s (1 - \epsilon) g - \frac{d\sigma}{dz} \quad (IV.10)$$

onde  $B_A$  representa o arraste exercido pelo gás nas partículas e é descrito pela seguinte equação:

$$B_A = \frac{3}{4} \frac{C_D \epsilon (1 - \epsilon) \epsilon^n \rho_g}{D_p} \quad (IV.11)$$

Nesta expressão  $\epsilon^n$  representa o efeito devido a presença de outras partículas na fase fluida e é usado nesta expressão como uma correção para o coeficiente de arraste para a partícula isolada. Neste trabalho utilizamos  $n = -2,7$ , seguindo sugestão de Gidaspow (52).

O termo de atrito gás-parede é encontrado a

partir da equação de Fanning, incluindo campo de porosidade. Analogamente, para o atrito sólido-parede, utilizamos uma expressão similar a de Fanning, aplicada ao transporte de partículas sólidas em um tubo vertical. Assim para o termo relativo às tensões de cisalhamento na parede, temos:

$$\tau_{vg} = \frac{1}{2} f_g \rho_g \epsilon v_g^2 \quad (IV.12)$$

$$\tau_{vs} = \frac{1}{2} f_s \rho_s (1 - \epsilon) v_s^2 \quad (IV.13)$$

Finalmente o termo  $\sigma$  representa as tensões normais pelo contato sólido-sólido.

Somando as equações IV.9 e IV.10, obtemos a chamada equação da quantidade de movimento da mistura.

$$\frac{d}{dz} (\rho_g \epsilon v_g^2) + \frac{d}{dz} [(1 - \epsilon) \rho_s v_s^2] = \frac{-dP}{dz} - \frac{d\sigma}{dz} - \frac{4}{Dt} (\tau_{vg} + \tau_{vs}) - g [\rho_g \epsilon + \rho_s (1 - \epsilon)]$$

(IV.14)

## 2.2. DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE ATRITO DOS SÓLIDOS

Para a região de escoamento estabelecido, ou seja, onde não ocorre mais aceleração das partículas, para a determinação do coeficiente de atrito dos sólidos com as paredes,  $f_s$ , as equações da conservação da massa para o sólido e para o fluido, mais as equações de conservação da quantidade de movimento para a mistura e uma para os sólidos podem ser simplificadas, considerando ainda sistema diluído, de alta porosidade, no qual podemos desprezar as interações sólido-sólido (tensões normais), obtendo-se o seguinte conjunto de equações, respectivamente: equação da continuidade para os sólidos e fluido e equações da conservação do movimento para a mistura e para os sólidos.

$$v_s = \frac{W_s/\rho_s}{S(1-\epsilon)} \quad (IV.6)$$

$$v_g = \frac{W_g/\rho_g}{S\epsilon} \quad (IV.7)$$

$$\frac{-dP}{dz} = \epsilon \left[ \rho_g \epsilon + \rho_s (1-\epsilon) \right] + \frac{2}{D_t} \left[ f_g \rho_g \epsilon v_g^2 + f_s \rho_s (1-\epsilon) v_s^2 \right] \quad (IV.15)$$

$$\frac{-(1-\epsilon)dP}{dz} = \frac{-3}{4} C_D \frac{\epsilon(1-\epsilon)\epsilon^{-2.7} \rho_g (v_g - v_s)^2}{D_p} + \frac{2}{D_t} \left[ f_s v_s^2 (1-\epsilon) \rho_s \right] + \rho_s (1-\epsilon)g \quad (IV.16)$$

Para a solução deste sistema de equações, será necessário se recorrer a expressões para o coeficiente de arraste em função do número de Reynolds calculado para o diâmetro da partícula e para o coeficiente de atrito do gás com as paredes do duto em função do número de Reynolds calculado para o diâmetro do duto.



## COEFICIENTE DE ARRASTE - $C_D$

A correlação obtida no capítulo II deste trabalho, a partir de dados experimentais da velocidade terminal em função da umidade e tamanho das partícula do bagaço, é que foi adotada nesta formulação, e transcrevemo-la aqui:

$$C_D = 76,15 \text{ Rep}^{-[2,251 - 0,21 \ln \text{Rep} + 0,042 (\ln \text{Rep})^2]} \quad (\text{II.6})$$

$5 < \text{Rep} < 700$

## COEFICIENTE DE ATRITO GÁS-PAREDE - $f_g$

A partir dos dados de queda de pressão estática no escoamento monofásico variando-se a vazão do gás, foi possível se obter uma expressão para coeficiente de atrito do gás com as paredes do duto em função do número de Reynolds. Considerando que a concentração volumétrica das partículas é baixa no escoamento bifásico, a velocidade real do gás não diferirá muito da velocidade superficial. A superfície exposta das paredes do duto em contato com o gás é pouco afetada pela presença das partículas. Conseqüentemente é razoável se assumir que as perdas por atrito do gás no sistema bifásico são iguais quando os sólidos estão ausentes.

Vale ressaltar ainda, que optou-se pela utilização de uma expressão empírica para o coeficiente de atrito do gás, relativa ao sistema montado, ao invés de relações da literatura, como a fórmula de Blasius, por exemplo, a fim de retratarmos mais fielmente as nossas condições experimentais.

Para este propósito utilizou-se das equações da conservação da massa e a equação da conservação da quantidade de movimento para o sistema monofásico, aplicado ao trecho retilíneo vertical, desprezando o efeito de aceleração do gás, aqui apresentadas na forma diferencial.

$$\frac{-dP}{dz} = \epsilon \rho_g + \frac{2}{D_i} (f_g \rho_g v_g^2) \quad (IV.17)$$

$$v_g = \frac{W_g / \rho_g}{S} \quad (IV.18)$$

Para a região de escoamento estabelecido a queda de pressão é constante, podendo ser obtida a partir da inclinação ( $dP/dz$ ) da curva  $\Delta P$  versus  $z$ , a partir da cota  $z = 0,87$  m. Com os valores obtidos de  $f_g$  a partir da solução simultânea das duas equações acima, para diversas vazões do gás, correlacionamos estes dados em função do número de Reynolds calculado para o diâmetro do duto, obtendo a seguinte expressão para o coeficiente de atrito gás-parede:

$$f_g = 8,1036 Re^{-0,675} \quad (IV.19)$$

#### DIÂMETRO DE PARTÍCULA - $D_p$

Para o cálculo do diâmetro médio de partícula, inserido na equação de conservação do movimento para o sólido (eq. IV.16) e no número de Reynolds da partícula na expressão para o coeficiente de arraste (eq. II.6), foi utilizada a metodologia descrita no capítulo II.3, empregando a técnica do peneiramento, para separação das frações principais (peneiras listadas no quadro II.2) e dados de medida direta das dimensões das partículas (parâmetros geométricos obtidos para cada fração principal listados no quadro II.5).

A partir das frações ponderais de massa das amostras de cada experimento, obtidas por peneiramento, e do diâmetro médio de cada fração calculados anteriormente (quadro II.5), determina-se o diâmetro médio empregando-se a seguinte expressão:

$$\overline{D_p} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{D_{p_i}}} \quad (\text{IV.20})$$

onde,  $D_{p_i}$  = diâmetro médio das partículas da  $i$ ésima fração (quadro II.5);

$X_i$  = fração de massa das partículas entre uma peneira e sua subsequente.

### EQUAÇÕES AUXILIARES

Das propriedades físicas envolvidas, a massa específica e a viscosidade do gás e a densidade aparente do bagaço são as que experimentam mudanças apreciáveis no decorrer do processo de secagem como resultado das progressivas variações na velocidade relativa, temperatura, umidade do ar e do sólido. Estas propriedades foram calculadas respectivamente à temperatura média do gás e à umidade média do sólido, para o trecho considerado.

A massa específica do ar é obtida a partir da equação de estado. Considerando gás ideal, a equação seguinte é válida para temperaturas acima de 0°C.

$$\rho_g = 1,2928 \left( \frac{273,15}{273,15 + T_g} \right) \left( \frac{P}{760} \right) \quad (\text{IV.21})$$

Para a viscosidade do ar foi proposta uma forma linear em função da temperatura, a partir da análise de regressão de valores tabelados da viscosidade em função da temperatura, segundo dados de (118). A equação seguinte tem validade para temperaturas entre 15 e 230°C.

$$\mu_g = 17,65 \cdot 10^{-6} + 40,243 \cdot 10^{-9} T_g \quad (\text{IV.22})$$

Para a densidade aparente do bagaço, foi utilizada a relação apresentada no capítulo II, em função da umidade do bagaço.

$$\rho_a = 124 X + 304 \quad (II.10)$$

, com,  $\rho_a$  em (kg/m<sup>3</sup>)  
e X em (kg H<sub>2</sub>O/kg bagaço seco)

## RESOLUÇÃO DO SISTEMA DE EQUAÇÕES

A solução numérica do sistema de equações não pode ser obtida de forma direta para valores de porosidade e velocidade relativa gás-sólido desconhecidas, conseqüentemente um programa de computador foi elaborado para determinação das funções envolvidas, de modo iterativo a partir da atribuição inicial de um valor para  $\epsilon$ , como sendo igual à  $(1 - CV)$ , onde CV é definido como:

$$CV = \frac{W_s \rho_g}{W_g \rho_s} \quad (IV.23)$$

Com este valor inicial de  $\epsilon$ , calcula-se as velocidades locais dos sólidos e do gás através das equações IV.6 e IV.7, o número de Reynolds com base no diâmetro da partícula e o número de Reynolds calculado com base no diâmetro do duto, bem como os parâmetros  $C_D$  e  $f_s$ , pelas equações II.6 e IV.19

O valor do coeficiente  $f_s$  é então calculado pelas duas equações da conservação da quantidade de movimento para a mistura e para o sólido, equações IV.15 e IV.16. Se a diferença entre eles fosse maior que  $10^{-5}$ , a operação seria repetida, considerando um novo valor para a porosidade, caso contrário, o valor real de  $\epsilon$  e dos parâmetros  $v_s$ ,  $v_g$  e  $f_s$  seriam tomados como o último valor calculado.

A figura IV.5 apresenta o diagrama de blocos indicando a seqüência de cálculos empregada no programa de computador, de acordo com a descrição acima.

O quadro IV.2 apresenta os valores calculados de  $\epsilon$ ,  $f_s$ ,  $v_s$  e  $v_g$ , para os diversos experimentos.

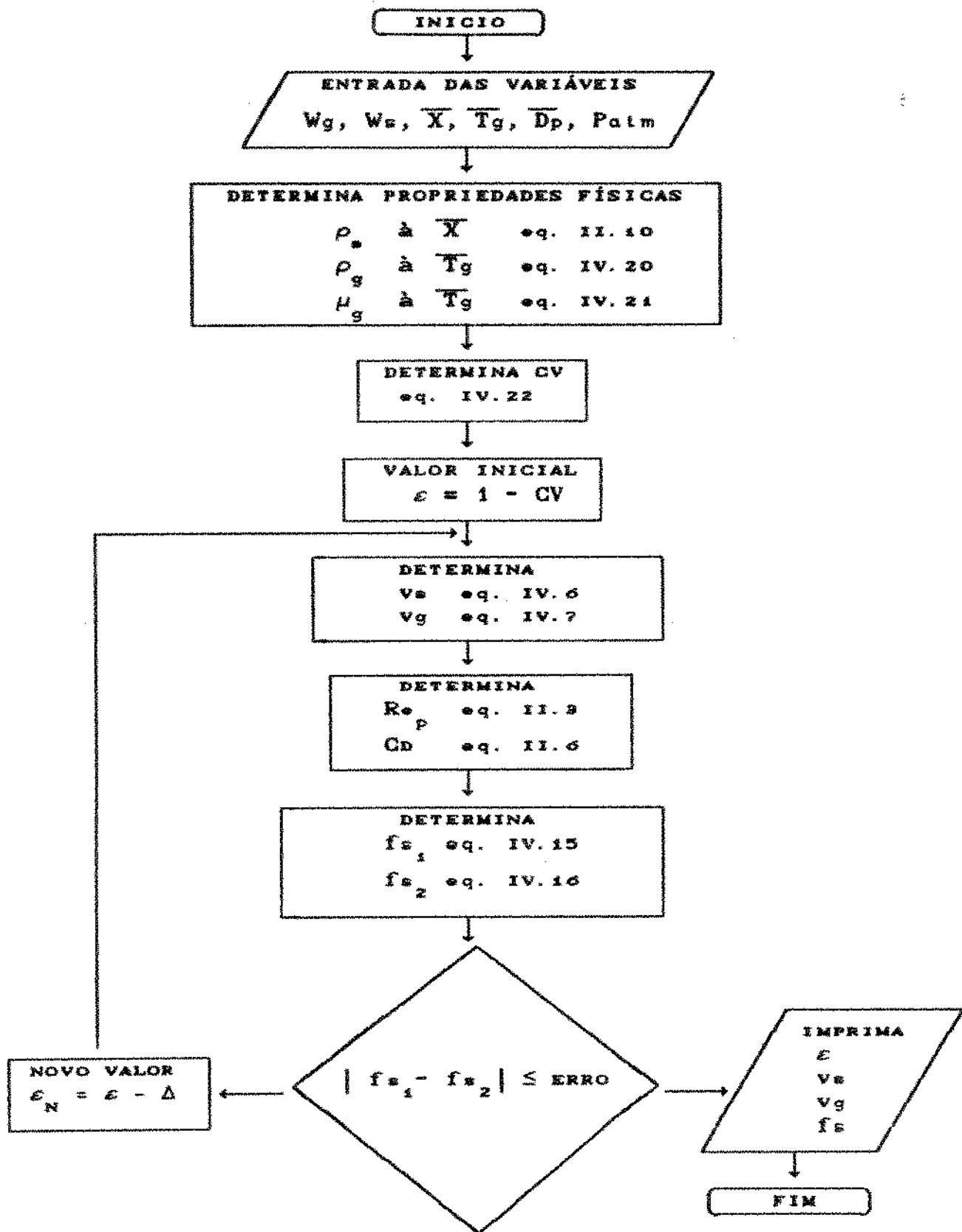


FIGURA IV.5: "Diagrama de blocos para determinação coef. atrito"

Exp.	$W_g$ (kg/s) .10 <sup>3</sup>	$W_w$ (kg/s) .10 <sup>3</sup>	$\bar{X}$ ( $\frac{g}{g \cdot H_2O}$ ) ( $\frac{g}{g \cdot m \cdot s}$ )	$\bar{D}_p$ (mm)	$\bar{T}_g$ (°C)	$f_s$	$\epsilon$	$v_g$ (m/s)	$v_w$ (m/s)
01	34,85	3,780	2,512	1,23	113	0,0773	0,99962983	7,49	3,04
02	23,45	4,107	2,612	1,23	126	0,0821	0,99922693	5,23	1,55
03*	34,85	2,129	0,852	1,23	104	-	-	-	-
04	34,95	4,797	0,542	1,23	110	0,0799	0,99948196	7,41	4,56
05	34,85	4,797	0,338	1,23	110	0,0011	0,99943887	7,41	4,52
06	41,01	7,725	4,152	1,23	57	0,0664	0,99946919	7,53	3,25
07	34,85	10,011	3,410	0,78	106	0,0227	0,99931188	7,36	3,66
08	40,02	13,465	3,060	0,76	118	0,0115	0,99929016	8,72	5,08
09	40,02	12,599	2,955	0,76	119	0,0133	0,99931712	8,74	5,04
10	41,01	16,663	2,567	0,79	127	0,0313	0,99898165	9,18	4,81
11	41,01	11,719	2,448	0,79	155	0,0172	0,99936456	9,75	5,55
12	41,01	11,719	2,382	0,79	157	0,0057	0,99943260	9,86	6,31
13	39,02	5,934	1,978	0,91	172	0,0264	0,99961601	9,75	5,15
14	39,02	5,934	1,870	0,91	162	0,0099	0,99964610	9,51	5,73
15	39,02	9,122	1,782	0,91	160	0,0085	0,99945335	9,48	5,82
16	39,02	4,067	1,257	0,89	172	0,0239	0,99970249	9,71	5,44
17	39,02	4,956	1,248	0,89	164	0,0399	0,99960011	9,52	4,94
18	39,02	13,716	1,978	0,94	141	0,0154	0,99911624	9,05	5,17
19	39,02	13,716	1,978	0,94	141	0,0154	0,99911624	9,05	5,17
20	36,96	10,327	2,176	0,67	158	0,0272	0,99931258	8,90	4,79
21	36,96	10,327	1,988	0,67	156	0,0286	0,99928240	8,86	4,78
22	36,96	7,617	1,348	0,58	172	0,0106	0,99950293	9,14	5,95
23	36,96	7,617	1,298	0,58	167	0,0227	0,99944353	9,03	5,39
24	36,95	4,834	1,612	0,88	159	0,0304	0,99962210	8,87	4,65
25	36,95	7,392	1,385	0,88	157	0,0517	0,99933799	8,83	4,29
26	36,95	6,781	1,403	0,61	167	0,0260	0,99950034	9,03	5,20
27	36,95	6,781	1,440	0,61	168	0,0164	0,99953520	9,05	5,53

\* resultado não convergente

QUADRO IV.2: "Valores calculados dos parâmetros fluidodinâmicos"

Os valores do coeficiente de atrito,  $f_s$ , foram correlacionados em função da velocidade dos sólidos, pela aplicação do método dos mínimos quadrados, para o qual propusemos a seguinte correlação:

$$f_s = 4,00 v_s^{-3,2572} \quad (\text{IV.24})$$

onde,  $v_s$  em m/s  
(coef. corr. = 0,853)

ou em termos do número adimensional de Froude:

$$f_s = 64,972 Fr^{-0,9954} \quad (\text{IV.25})$$

onde,  $Fr = \frac{v_s}{g D_p}$   
(coef. corr. = 0,758)

De maneira geral as correlações da literatura envolvendo fator de atrito do sólido com as paredes no transporte pneumático vertical, citadas na revisão bibliográfica apresentada no capítulo I (quadro I.7), fornecem valores sistematicamente inferiores aos obtidos neste trabalho, incluindo aquelas onde se propõe um valor constante para o mesmo. Deve-se salientar o fato de que na maioria destes trabalhos, foram obtidas correlações com dados experimentais empregando-se partículas esféricas, ou muito próximo disto. Estes resultados demonstram a influência da forma das partículas do bagaço com características bastante afastadas da forma isométrica, apresentando forte angularidade e alongamento, ao mesmo tempo em que uma certa coesividade do bagaço, aliada à sua rugosidade superficial, contribuem para aumentar o atrito com as paredes, diminuindo a velocidade real das partículas. Este efeito certamente provoca uma elevação nos coeficientes convectivos de transferência de calor e massa que são fortemente dependentes da velocidade relativa gás-partícula, neste sistema.

Os resultados encontrados neste trabalho apresentam valores semelhantes aos obtidos por Kmiec et al (69), empregando sementes de nabo (1,3 a 2,2 mm de diâmetro) e aos dados



de Klinzing-Mathur (75) obtidos com carvão granulado, empregando técnica de medida direta da velocidade das partículas (ver figura I.2).

Convém salientar ainda que apesar das dimensões do sistema empregado serem compatíveis com as condições operacionais à nível de escala piloto, seria esperado uma diminuição do efeito do atrito no movimento das partículas no caso de uma ampliação de escala. Segundo simulação feita por Reay-Bahu (111) com partículas de sílica gel de 0,35 mm de diâmetro, obteve resultados 10% inferiores para a velocidade da partícula em duto de 0,2 m de diâmetro quando comparado com duto de 0,5 m de diâmetro e 60% a mais de diferença na velocidade relativa gás-sólido na comparação das duas situações. Diferenças ainda maiores foram obtidas com partículas maiores de 0,65 mm de diâmetro. A consequência deste fato é a necessidade de duto de maior comprimento, no caso de ampliação de escala, para se atingir os mesmos níveis de secagem.

Os valores obtidos para fator de atrito dos sólidos com as paredes encontram-se graficados em função da velocidade do sólido na figura IV.6, juntamente com a correlação proposta.

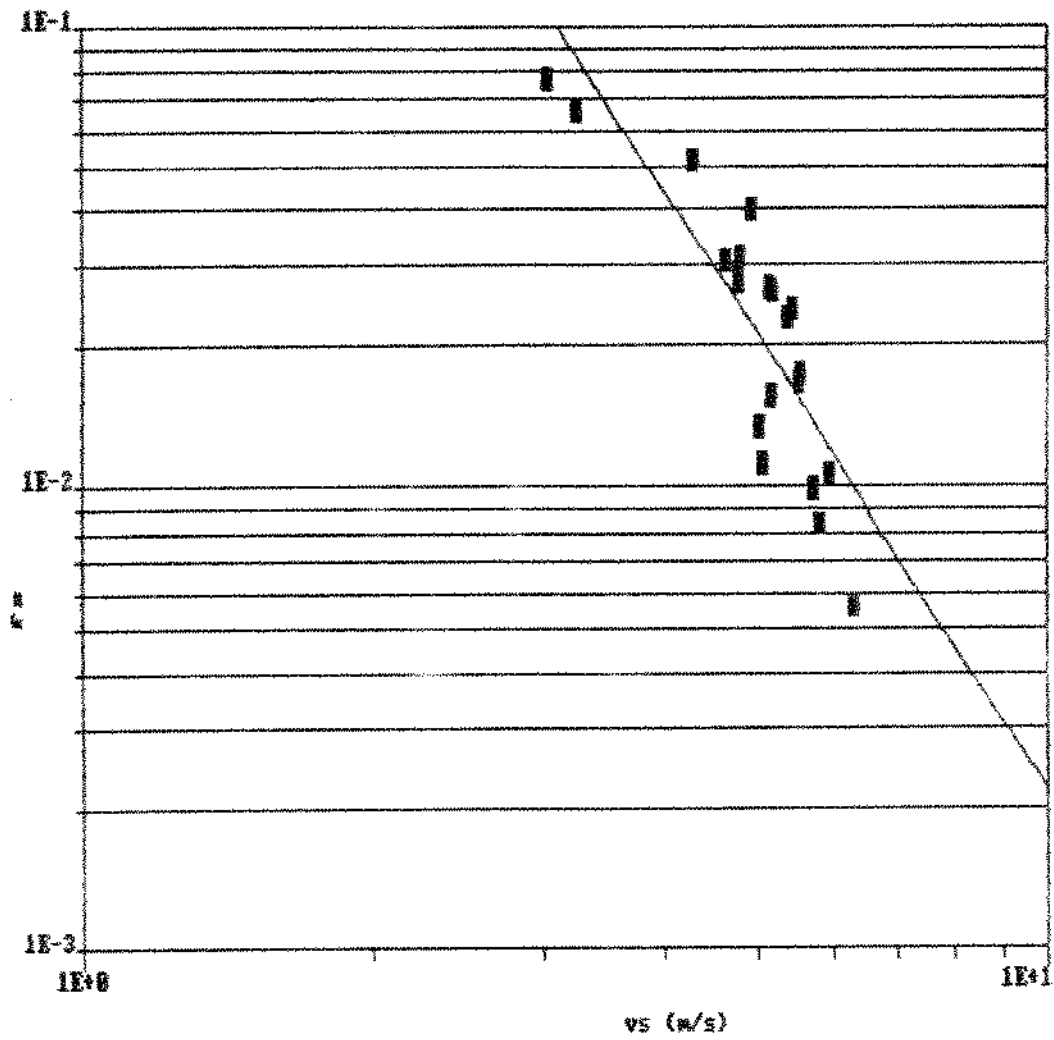


FIGURA IV.6: "Fator de atrito sólido-parede em função da velocidade do sólido e a correlação obtida"

## 2. CINÉTICA DE SECAGEM - TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA NA SECAGEM PNEUMÁTICA

A determinação do tempo e condições de secagem para um dado sistema é basicamente um problema de transferência de calor e massa, e portanto envolve o conhecimento dos coeficientes correspondentes. Para se determinar o fluxo de calor entre a partícula submetida a secagem, e o fluxo gasoso no secador pneumático, é necessário se conhecer o coeficiente convectivo de transferência de calor gás-partícula.

O coeficiente de transferência de calor depende principalmente das propriedades das partículas e do meio de secagem e pode ser calculado a partir das equações de conservação da energia. As condições do processo que afetam a velocidade da partícula e portanto a velocidade relativa gás-partícula e o número de Reynolds, influenciarão o coeficiente convectivo. Tais condições estão relacionadas por exemplo à geometria e diâmetro do duto de secagem, razão entre as vazões de sólidos e gás, tamanho, forma e densidade das partículas sendo transportadas, entre outras.

O coeficiente de transferência de massa pode ser relacionado com o coeficiente de transferência de calor durante o período de velocidade constante de secagem. A existência de um período de controle externo da transferência de massa, obviamente poderá ser verificada a partir da análise das curvas de secagem, obtidas a partir dos perfis (experimentais) de umidade do sólido ao longo do secador e dos perfis de velocidade dos sólidos (obtidos das equações de conservação da quantidade de movimento, com os dados experimentais de queda de pressão estática ao longo do duto de transporte pneumático).

Exemplos dos perfis de umidade dos sólidos  $X(z)$  e temperatura do ar  $T(z)$  obtidos através dos experimentos são mostrados respectivamente nas figuras IV.7 (curvas traçadas seguindo a tendência dos pontos experimentais) e IV.8 (curvas traçadas passando pelos pontos experimentais), nas quais é possível verificar a influência das variáveis em estudo ao longo

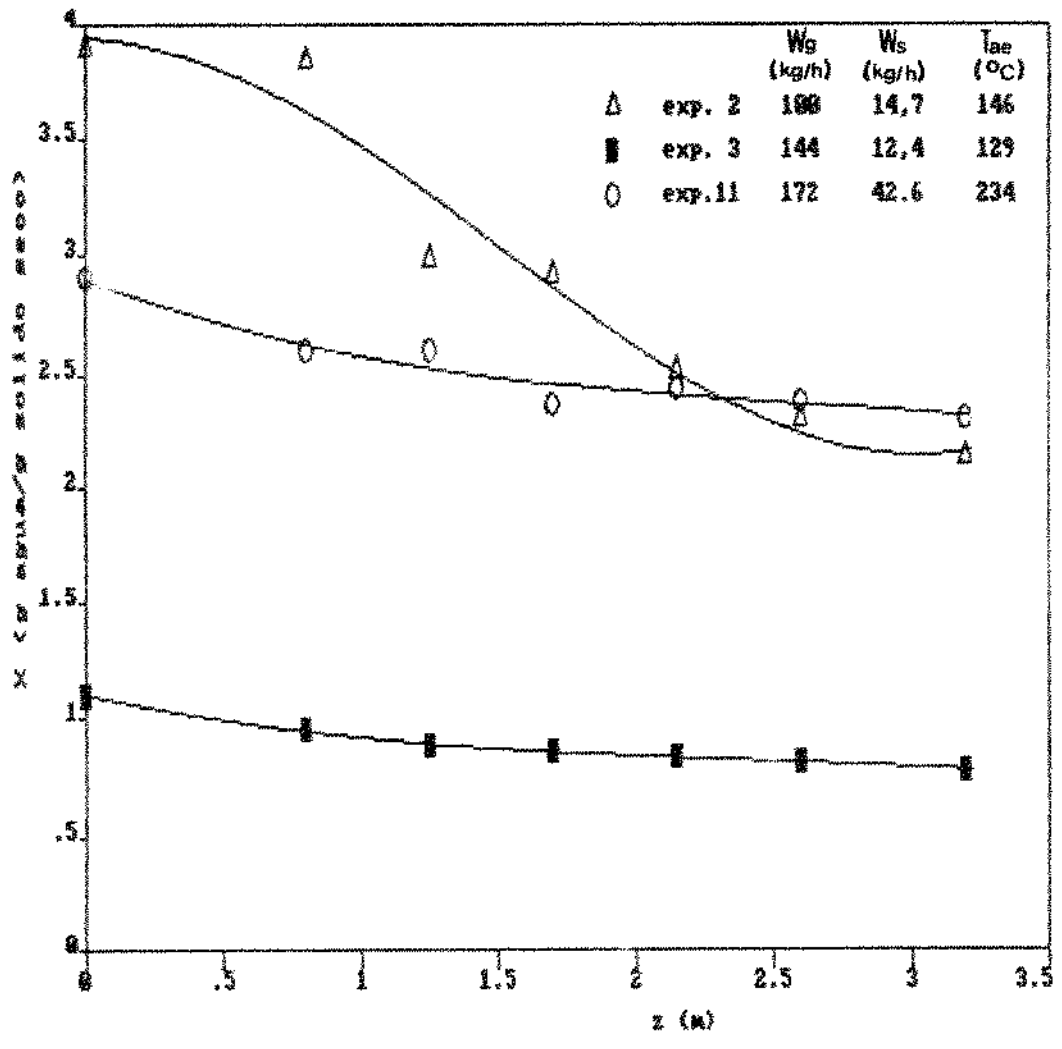


FIGURA IV.7: "Exemplos de perfis de umidade do sólido"

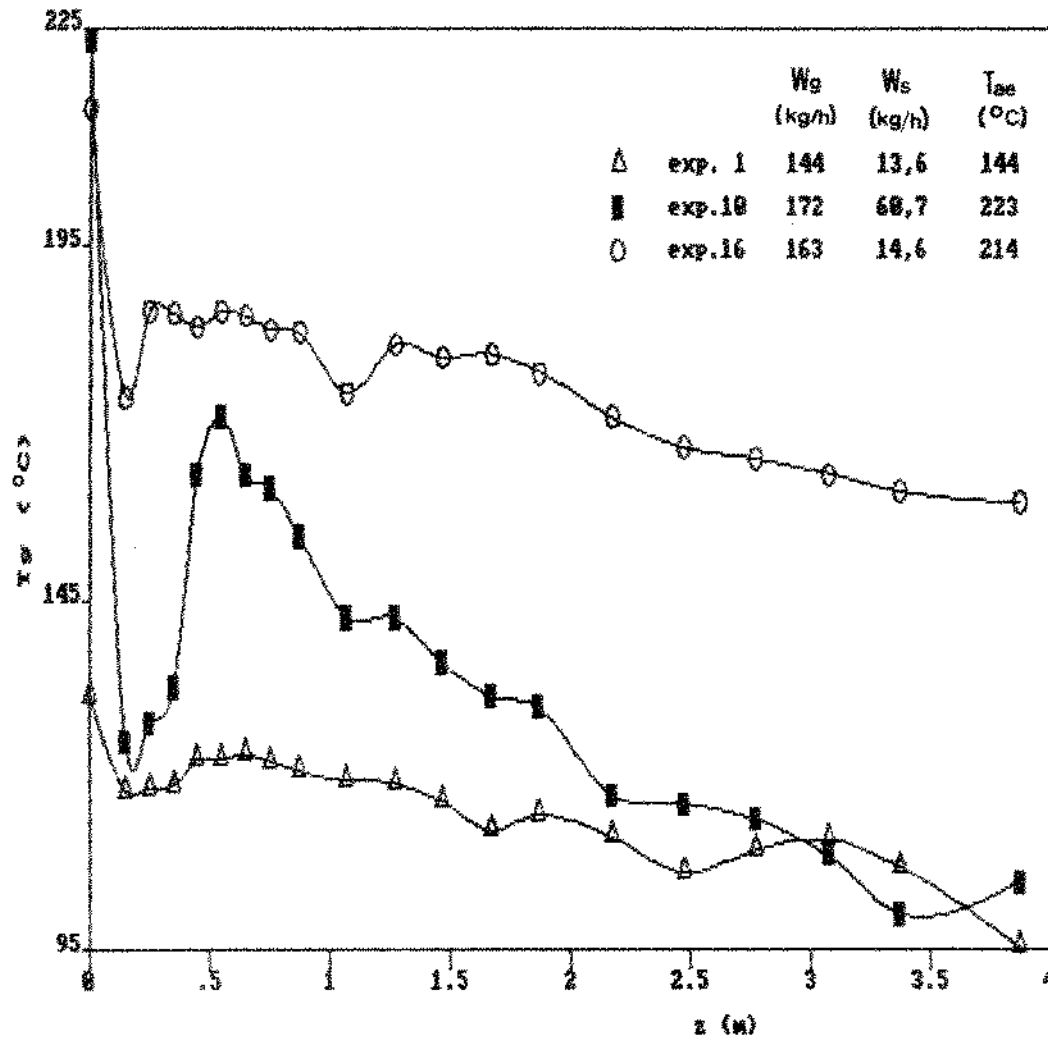


FIGURA IV.8: "Exemplos de perfis de temperatura do gás"

do secador. Podemos observar pela figura IV.7 que a taxa de secagem não sofre influência significativa com a variação da temperatura dos gases de secagem. As taxas de secagem obtidas são da ordem de 1,03 à 1,17 kg H<sub>2</sub>O evaporada/kg bagaço seco, na faixa de temperaturas apresentadas, considerando que as outras variáveis do sistema não são estritamente constantes.

Seria esperado que com o aumento da temperatura dos gases de secagem ocorresse um sensível aumento na taxa de secagem, fazendo elevar conseqüentemente a força impulsora; mas tal elevação é em parte compensada pelo aumento da velocidade das partículas, o que equivale dizer, que o tempo de residência das partículas no secador é reduzido sensivelmente.

Pode-se observar pela figura, nas condições dos experimentos, que a secagem praticamente independe da vazão de sólidos, provavelmente em função do escoamento ser diluído, o que de certa forma revela uma vantagem do sistema pneumático do ponto de vista operacional, ou seja, possíveis flutuações na capacidade de produção de bagaço (capacidade de moagem), não resultam em variações significativas na taxa de secagem do bagaço.

Observação semelhante pode-se constatar a partir dos perfis de temperatura (figura IV.8), donde se obtém aproximadamente a mesma queda de temperatura nos três casos apresentados.

Ainda com relação ao perfil de temperatura observa-se o efeito de mistura, devido à uma pequena entrada de ar secundário na seção de alimentação, com o que, os gases de secagem atingirão uma temperatura homogênea somente após 40 ou 50 cm do ponto de alimentação de sólidos.

Observa-se ainda pelos perfis experimentais de umidade dos sólidos, incertezas nos valores obtidos para este parâmetro, devido ao sistema de amostragem de sólidos empregado, causando em muitos casos o aparecimento de resultados inesperados.

## 2.1. FORMULAÇÃO PARA TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA

A seguir são apresentadas as equações dos balanços de calor e massa para o comprimento diferencial do secador pneumático, a partir das seguintes hipóteses a serem consideradas:

- 1- O secador será considerado funcionando em regime permanente;
- 2- As partículas do material não contraem durante a secagem e sua umidade e temperatura só variam longitudinalmente no duto de secagem;
- 3- O gás de secagem é constituído por uma mistura ideal de um componente inerte e vapor d'água, tem perfil de velocidade plano com temperatura e umidade uniformes nas seções transversais, as quais variam apenas com o comprimento do duto de secagem;
- 4- As áreas interfaciais para transferência de calor e massa entre o gás e as partículas sólidas são idênticas;
- 5- A umidade do material é constituída somente por água não ligada, não contendo sólidos em solução em quantidades significativas. É considerado portanto como sendo desprezível o calor de mistura (calor de sorção);
- 6- Não se consideram os efeitos de transferência de calor por radiação ou condução no interior do sistema.

O mesmo esquema para o comprimento diferencial do secador pneumático mostrado na figura IV.4, será utilizado nesta análise.

### **ÁREA INTERFACIAL DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA**

Nas operações de secagem de material particulado, define-se uma área superficial média por unidade de volume em função do tamanho e da forma, para que estes parâmetros possam ser matematicamente relacionados com o restante das variáveis do

sistema.

Para se obter o valor médio desta grandeza para cada um dos materiais empregados nos experimentos, pretende-se nesta formulação relacioná-la com a distribuição granulométrica das partículas, obtida pela análise em peneiras (método descrito no capítulo II) e pelos parâmetros obtidos da medida direta das dimensões das partículas em função das diferentes frações de tamanhos (parâmetros apresentados nos quadros II.4 e II.5).

A área de contato entre o gás e o sólido, para o comprimento diferencial do secador, pode ser definida como:

$$dA = \frac{\text{área total da superfície das partículas}}{\text{volume total}} \cdot d(\text{volume total})$$

Desmembrando:

$$d(\text{área de contato}) = \frac{\text{área da superfície de uma partícula}}{\text{volume da partícula}} \cdot \frac{\text{volume total das partículas}}{\text{volume total}} \cdot d(\text{volume total})$$

A equação fica:

$$dA = \frac{A_p}{V_p} \cdot \frac{N_p V_p}{V_t} S dz \quad (\text{IV.26})$$

onde,  $dA$  = área interfacial

$S$  = área da seção transversal do secador

$A_p$  = área superficial de uma partícula

$V_p$  = volume de uma partícula

$N_p$  = número de partículas na seção

$V_t$  = volume total da seção diferencial do secador

Chamando de  $V_s = N_p \cdot V_p$ , o volume total das partículas na seção, e tomando a definição de porosidade:



$$\epsilon = \frac{\text{Volume de vazios}}{\text{Volume total}} = \frac{V_t - V_p}{V_t} = 1 - \frac{V_p}{V_t}$$

Da equação IV.25 vem:

$$dA = \frac{A_p}{V_p} (1 - \epsilon) S dz \quad \text{(IV.27)}$$

### FATOR DE FORMA - $\phi$

Para de levar em conta a influência da variação da forma com o tamanho das partículas do bagaço, definiremos um fator de forma baseado na área superficial e no volume da partícula.

Comumente denominado de esfericidade,  $\phi$ , este fator pode ser definido como a razão entre a área superficial de uma esfera cujo volume é igual ao da partícula e a área superficial da partícula. Assim,

$$\phi = \frac{A_o}{A_p} = \frac{\pi D_o^2}{A_p} = \frac{\pi \left( \frac{6 V_p}{\pi D_o} \right)^2}{A_p} = \frac{6 V_p}{A_p D_o} \quad \text{(IV.28)}$$

onde,  $A_o$  = área superficial da esfera equivalente

Diâmetro da esfera equivalente:

$$D_o = \sqrt{\frac{6 V_p}{\pi}}$$

Área superficial da partícula:

$$A_p = \pi D_p l \quad , \text{ onde} \quad D_p = \sqrt{\frac{a^2 + b^2}{2}} \quad , \text{ p/ partículas tipo fibras}$$

$$D_p = a \quad , \text{ p/ partículas tipo pó}$$

Volume da partícula:

$$V_p = S_p \cdot l$$

onde  $S_p$  = área da seção transversal da partícula:

p/ fibras  $S_p = \frac{\pi a b}{4}$

p/ pó  $S_p = \frac{\pi a^2}{4}$

Baseado neste modelo, construiu-se o quadro IV.3 com valores calculados com base nos parâmetros geométricos medidos e calculados (quadros II.4 e II.5) em função da fração de tamanho.

Faixa Tyler	$D_p$ (mm)	$V_p$ ( $m^3$ ) $\cdot 10^{-9}$	$A_p$ ( $m^2$ ) $\cdot 10^{-6}$	$D_o$ (mm)	$\phi$
+4	4,0	307,04	447,2	8,37	0,4922
+6 -4	3,1	109,41	200,4	5,93	0,5524
+8 -6	2,1	39,89	110,7	4,24	0,5099
+14 -8	1,4	16,51	63,9	3,16	0,4906
+20 -14	0,7	6,33	40,9	2,29	0,4055
+28 -20	0,5	2,85	24,2	1,76	0,4015
+48 -28	0,4	1,06	12,5	1,26	0,4038
-48	0,1	0,0024	0,09	0,39	0,4103

QUADRO IV.3: "Valores calculados da esfericidade e diâmetro equivalente em função da fração de tamanho"

Estes valores são empregados e assumidos como idênticos para todos os experimentos realizados, ou seja, estamos assumindo que ao se proceder a análise granulométrica do material utilizado em cada experimento, as frações de massa de cada intervalo de tamanho podem eventualmente se alterar, porém a forma da partícula não.

A partir desses valores, e da análise granulométrica realizada para cada experimento, determina-se um parâmetro médio envolvendo tamanho e forma das partículas por meio

da expressão seguinte. Os valores calculados encontram-se no quadro IV.4.

$$\overline{\phi D_o} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\phi D_o}} \quad (IV.29)$$

onde,  $X_i$  = fração de massa das partículas entre uma peneira e sua subsequente

Introduzindo este parâmetro geométrico  $\overline{\phi D_o}$ , na equação obtida para área interfacial (equação IV.27), obtemos a expressão definitiva que foi empregada neste trabalho para a área interfacial de transferência de calor e massa:

$$dA = \frac{6}{\overline{\phi D_o}} (1 - \epsilon) S dz \quad (IV.30)$$

Experimento	$\overline{\phi D_o}$ (mm)
01	0,778
02	0,790
03	0,838
04	0,838
05	0,838
06	0,902
07	0,785
08	0,820
09	0,820
10	0,773
11	0,773
12	0,773
13	0,880
14	0,880
15	0,880
16	0,875
17	0,875
18	0,911
19	0,888
20	0,888
21	0,803
22	0,803
23	0,825
24	0,825
25	0,820
26	0,820
27	0,820

QUADRO IV.4: "Valores calculados para  $\overline{\phi D_o}$ , para cada experimento"

## BALANÇO DE MASSA

Um balanço de massa para o componente água no comprimento diferencial do secador, conforme mostrado na figura IV.4, fornece:

$$W_s \frac{dX}{dz} = - W_g \frac{dY}{dz} \quad \text{(IV.31)}$$

Onde o fluxo mássico de água saindo do sólido é:

$$W_s dX = - K_y (Y_s - Y) dA \quad \text{(IV.32)}$$

onde,  $K_y$  é definido como coeficiente convectivo de transferência de massa da superfície da partícula sólida para o gás, e  $(Y_s - Y)$  a força motriz para transferência de massa entre o sólido e o gás, e  $dA$  a área interfacial definida pela equação IV.30.

## BALANÇO DE ENERGIA TÉRMICA

A partir de um balanço de energia térmica somente para o componente sólido num comprimento diferencial do secador, conforme apresentado na figura IV.4, obtemos:

$$\begin{array}{l} \text{calor cedido} \\ \text{por convecção} \\ \text{pelo ar} \end{array} = \begin{array}{l} \text{variação de} \\ \text{calor sensível} \\ \text{do sólido} \end{array} + \begin{array}{l} \text{entalpia p/} \\ \text{evaporação} \\ \text{da água} \end{array}$$

$$\frac{dA}{dz} h(T_g - T_s) = \frac{dT_s}{dz} W_s C_{su} + W_s \frac{dX}{dz} \Delta H \quad (\text{IV.33})$$

onde,  $C_{su}$  representa o calor específico médio do sólido úmido dado pela expressão:

$$C_{su} = C_s + C_l X \quad (\text{IV.34})$$

na qual,  $C_s$  e  $C_l$  são os calores específicos do sólido seco e da água líquida respectivamente, e

$$\Delta H = C_v (T_g - T_s) + H_v \quad (\text{IV.35})$$

na qual  $H_v$  representa a entalpia de vaporização da água na temperatura do sólido.

De acordo com a cinética de secagem do bagaço de cana, enquanto o sólido não atingir a umidade crítica, a superfície das partículas se mantém saturada de umidade e portanto na temperatura correspondente à de bulbo úmido do ar de secagem. Conforme resultados obtidos por Meirelles (97), a umidade crítica para o bagaço de cana, varia com as condições do processo, porém seus valores situaram-se ao redor de 1,0 kg água/ kg sólido seco, encontrando-se valores de até 0,28 kg água/ kg sólido seco. Portanto, dada as condições de umidade do bagaço empregado nos experimentos, considerou-se que a secagem ocorre sob condições de velocidade constante para todos os ensaios realizados.

Introduzindo o termo de área interfacial de

transferência de calor e massa (equação IV.30) e desde que a temperatura do sólido se mantém constante ao longo do duto de secagem; segundo modelo adotado, o termo  $dT_s/dz$  se anula, neste caso obtemos a seguinte relação:

$$h a S (T_g - T_s) = -W_s \frac{dX}{dz} \Delta H \quad (IV.36)$$

onde,  $a$  = área da superfície das partículas por unidade de volume, dada por:

$$a = \frac{6 (1 - \varepsilon)}{\phi D_o} \quad (IV.37)$$

Fazendo um balanço global de entalpia no comprimento diferencial do secador, obtemos:

$$W_s C_{su} \frac{dT_s}{dz} + W_g C_{gu} \frac{dT_g}{dz} + W_g \frac{dY}{dz} \Delta H + Q_p = 0 \quad (IV.38)$$

onde,  $Q_p$  representam as perdas de calor do secador para o ambiente e  $C_{gu}$  representa o calor específico médio do ar úmido dado pela expressão:

$$C_{gu} = C_g + C_v Y \quad (IV.39)$$

na qual  $C_g$  e  $C_v$  são os calores específicos do ar seco e do vapor d'água respectivamente.

Desde que a temperatura do sólido se mantenha constante no duto de secagem, a equação IV.38 fica resumida a:

$$W_g C_{gu} \frac{dT_g}{dz} + W_g \frac{dY}{dz} \Delta H + Q_p = 0 \quad (IV.40)$$

Assim, de acordo com a cinética de secagem do bagaço de cana, visto que o sólido não atinge sua umidade crítica, a secagem é controlada pela resistência à transferência de calor no filme gasoso entre o ar e a partícula. Desta forma torna-se interessante determinarmos um coeficiente de transferência de calor entre o gás e a partícula, o qual será obtido da combinação das equações de conservação da massa, IV.31, conservação da energia térmica para o sólido, IV.36 e do balanço global IV.40, obtendo-se a seguinte expressão:

$$W_g C_{gu} \frac{dT_g}{dz} + Q_p + h a S (T_g - T_s) = 0 \quad (IV.41)$$

O coeficiente  $h$ , que aparece nesta equação, é denominado de coeficiente local de transferência de calor, sendo função da temperatura do gás e da posição ao longo do comprimento do secador. Para obtermos o valor do coeficiente de transferência de calor médio que seja válido para todo o secador, ou um trecho dele, basta integrarmos a equação anterior entre dois limites do comprimento do secador, chegando a seguinte expressão:

$$\ln \left[ \frac{h a S (T_{g_2} - T_s) + Q_p}{h a S (T_{g_1} - T_s) + Q_p} \right] = - \frac{h a S \Delta z}{W_g C_{gu}} \quad (IV.42)$$

onde,  $T_{g_1}$  = temperatura do ar de secagem na entrada da seção  
 $T_{g_2}$  = temperatura do ar de secagem na saída da seção  
 $\Delta z$  = comprimento da seção do secador

Neste ponto dividiremos o nosso secador em duas seções distintas, a saber: o trecho correspondente aos primeiros 87 cm do secador, que vai desde a alimentação de sólidos até o final da curva e o segundo trecho correspondente a parte retilínea (vertical) do secador, perfazendo um total de 3,00 m.

Assim, os dados de saída do primeiro trecho



determinado, constituir-se-ão nos dados de entrada do segundo trecho. Para o primeiro trecho, contamos com uma maior dificuldade na determinação da área efetiva de troca de calor, provocada pela não uniformidade do leito nesta parte do escoamento, onde há grande dispersão radial das partículas, que inclui uma pequena região de aceleração das partículas e em seguida uma curva ascendente onde as partículas são lançadas contra as paredes, novamente se desacelerando, para depois retomarem a aceleração na saída da curva. Neste caso não dispomos de dados da porosidade do leito, optamos então, pela determinação de um coeficiente de transferência de calor por unidade de volume.

Para o segundo trecho, determinamos um coeficiente médio de transferência de calor, utilizando os valores calculados de porosidade, obtidos da análise do escoamento feita no capítulo anterior.

## EQUAÇÕES AUXILIARES

### UMIDADE E TEMPERATURA DE BULBO ÚMIDO DO AR

Para a solução da equação IV.41 é necessário o conhecimento da temperatura do sólido. Enquanto houver água saturando a superfície do sólido em contato com o ar, a temperatura deste é igual à de bulbo úmido do ar de secagem. Para cada experimento os valores da temperatura de bulbo seco e bulbo úmido do ar ambiente foram determinadas por um psicrômetro. A partir destes dados pode-se calcular a umidade absoluta do ar ( $Y_0$ ) de entrada. Com os valores de  $Y_0$  e  $T_{g_1}$  determina-se a temperatura de bulbo úmido do ar quente empregado na secagem.

Para determinação destas propriedades foram desenvolvidos dois programas de computador, em linguagem BASIC, a partir de equações e dados da literatura.

O primeiro programa determina a umidade absoluta, o volume específico do ar de entrada e outras propriedades psicrométricas, a partir dos dados de pressão atmosférica, temperatura de bulbo seco e temperatura de bulbo úmido. As equações empregadas são aquelas recomendadas em ASHRAE (9), para a faixa das variáveis utilizadas, considerando o ar úmido composto por uma mistura de gases perfeitos, ar seco e vapor d'água.

A pressão parcial do vapor d'água ( $P_v$ ) e o volume específico do ar ( $v_{esp}$ ) podem ser determinados pelas equações seguintes, obtidas da equação de estado.

$$P_v = \frac{P Y}{0,62198 + Y} \quad (IV.43)$$

$$v_{esp} = \frac{R T}{P - P_v} \quad (IV.44)$$

A pressão de saturação da água ( $P_{vs}$ ) pode ser calculada pela fórmula de Keenan-Keyes (citada em 9), válida para

temperaturas na faixa de 10 à 150°C.

$$\log \left( \frac{P_{vs}}{218,167} \right) = - \frac{\beta}{T} \left( \frac{a + b\beta + c\beta^3}{1 + d\beta} \right) \quad (\text{IV.45})$$

onde,  $\beta = 647,27 - T$

$T$  = temperatura absoluta

$a = 3,2437814$

$b = 5,86826 \cdot 10^{-8}$

$c = 1,1702379 \cdot 10^{-6}$

$d = 2,1878462 \cdot 10^{-8}$

Para a determinação do conteúdo de umidade do ar, a partir da temperatura de bulbo úmido, utiliza-se a equação apresentada a seguir, com parâmetros no sistema inglês de unidades, obtida através de um balanço de entalpia para o sistema ar úmido, considerando a temperatura de bulbo úmido igual à temperatura de saturação adiabática devido às baixas pressões e temperaturas dos experimentos.

$$Y = \frac{(1093 - 0,556 T_{BU}) Y_e - 0,240 (T - T_{BU})}{1093 + 0,444 T - T_{BU}} \quad (\text{IV.46})$$

Para a determinação da temperatura de bulbo úmido do ar de secagem, foi desenvolvido um outro programa, sendo os dados de entrada, a pressão atmosférica, temperatura de bulbo seco e umidade absoluta. Este programa utiliza equações empíricas sugeridas por Chau (29), listadas a seguir, válidas para temperaturas até 260°C, apresentando desvios médios em torno de 0,1°C em relação às equações teóricas convencionais.

$$T_{BU} = T_{PO} + [B_1(\Delta T)^3 + B_2(\Delta T)^2 + B_3(\Delta T)] e^{(B_4\Delta T + B_5)(T_{PO})^{B_6}} \quad (\text{IV.47})$$

onde,  $\Delta T = T - T_{PO}$  (°C)

$T_{po}$  = temperatura do ponto de orvalho ( $^{\circ}\text{C}$ )

$B_1, \dots, B_6$  = constantes empíricas dependentes da temperatura listadas abaixo:

	$0 \leq T \leq 82,2^{\circ}\text{C}$	$82,2 \leq T \leq 148^{\circ}\text{C}$	$148,9 \leq T \leq 260^{\circ}\text{C}$
$B_1$	$0,157853 \cdot 10^{-4}$	$0,571141 \cdot 10^{-5}$	$0,200000 \cdot 10^{-5}$
$B_2$	$-0,413279 \cdot 10^{-2}$	$-0,257305 \cdot 10^{-2}$	$-0,146300 \cdot 10^{-2}$
$B_3$	0,587189	0,525065	0,441100
$B_4$	$0,560380 \cdot 10^{-4}$	$0,293342 \cdot 10^{-4}$	$0,146200 \cdot 10^{-4}$
$B_5$	$-0,197368 \cdot 10^{-1}$	$-0,165536 \cdot 10^{-1}$	$-0,137500 \cdot 10^{-1}$
$B_6$	$0,115724 \cdot 10^1$	$0,118502 \cdot 10^1$	$0,120600 \cdot 10^1$

A temperatura do ponto de orvalho é determinada pela expressão seguinte, proposta pelo mesmo autor.

$$T_{po} - 255 = \sum_{i=0}^8 A_i \left[ \ln (0,00145 P_{vs}) \right]^i \quad (\text{IV.48})$$

onde,  $A_i$  = constantes empíricas:  $A_0 = 19,5322$

$$A_1 = 13,6626$$

$$A_2 = 1,17678$$

$$A_3 = -0,189693$$

$$A_4 = 0,087453$$

$$A_5 = -0,0174053$$

$$A_6 = 2,14768 \cdot 10^{-3}$$

$$A_7 = 1,38343 \cdot 10^{-4}$$

$$A_8 = 0,38 \cdot 10^{-5}$$

Nas figuras IV.9 e IV.10 são apresentados os diagramas de blocos, com as seqüências de programação, para determinação das propriedades psicrométricas do ar ambiente e do ar de secagem, empregando o conjunto de equações enumeradas anteriormente.

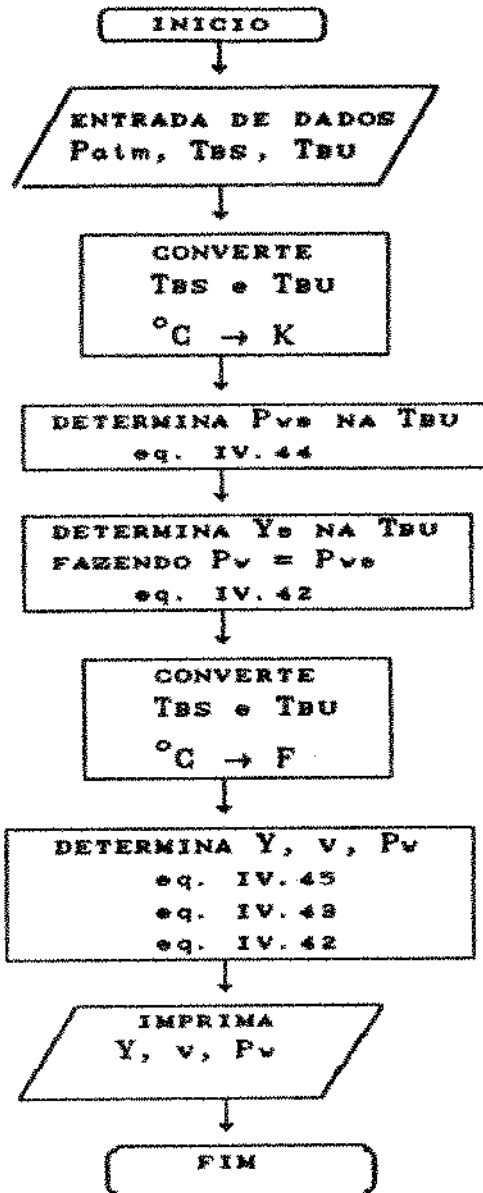


FIGURA IV.9: "Diagrama de blocos do programa para determinação da umidade absoluta do ar de entrada"

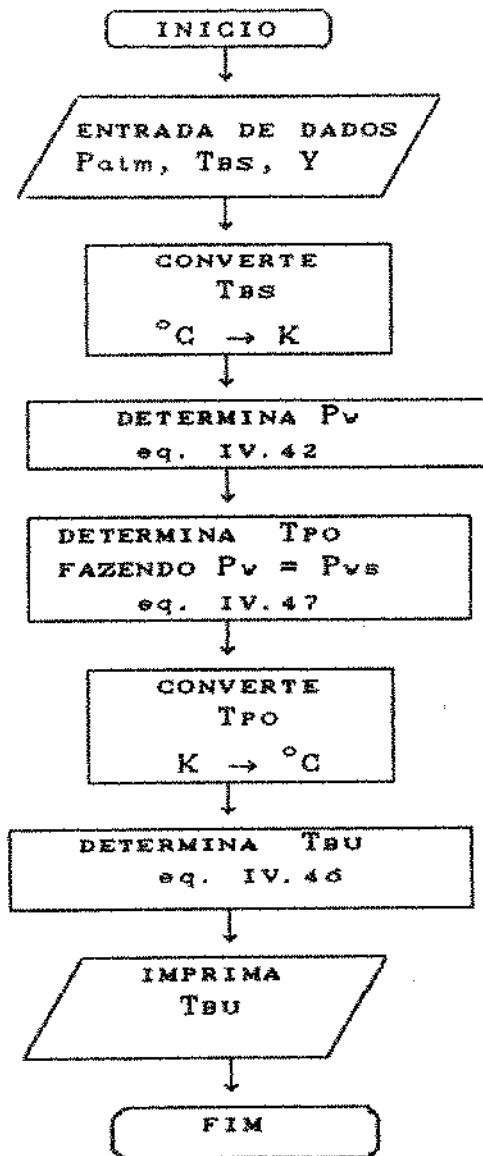


FIGURA IV.10: "Diagrama de blocos do programa para determinação da temperatura de bulbo úmido do ar de secagem"

## ENTALPIA DE VAPORIZAÇÃO DA ÁGUA - $H_v$

O cálculo da entalpia de vaporização à temperatura do sólido (igual à temperatura de bulbo úmido do ar) é feito empregando-se a correlação proposta por Watson (125), na forma:

$$H_v = 2,2567 \cdot 10^6 \left[ \frac{1 - (T_s/647,3)}{0,42853} \right]^{0,38} (0,2388) \quad (\text{IV.49})$$

onde,  $H_v$  em (kcal/kg)

## CALOR ESPECÍFICO DO BAGAÇO SÊCO - $C_s$

A parte seca do bagaço de cana foi considerada como sendo composta apenas por material celulósico (fibras), e apresentando quantidades desprezíveis de açúcares solúveis. Empregou-se, então, para o calor específico do bagaço seco o valor médio de 0,32 kcal/kg<sup>o</sup>C, de acordo com dados encontrados em Hugot (61).

## CALOR ESPECÍFICO DO AR SÊCO - $C_g$

Para esta propriedade foi proposta uma correlação obtida a partir dos dados tabelados por Silva (118), para a faixa de temperatura entre 15 e 250<sup>o</sup>C, na forma:

$$C_g = 0,2390 + 2,4 \cdot 10^{-5} T_g \quad (\text{IV.50})$$

onde,  $C_g$  em kcal/kg<sup>o</sup>C  
e,  $T_g$  em <sup>o</sup>C

## CALOR ESPECÍFICO DO VAPOR D'ÁGUA - $C_v$

O calor específico do vapor d'água foi calculado a partir de uma correlação obtida de dados tabelados por Silva (118), para a faixa de temperatura entre 0 e 250°C, na forma:

$$C_v = 0,4391 + 1,21 \cdot 10^{-4} T_g \quad (\text{IV.51})$$

onde,  $C_v$  em kcal/kg°C  
e  $T_g$  em °C

O calor específico do ar sêco e do vapor d'água foram calculados à temperatura média do ar, medida para cada seção analisada.

## CÁLCULO DAS PERDAS DE CALOR PARA O AMBIENTE - $Q_p$

O cálculo das perdas de calor do sistema foi feito com base no perfil de temperatura obtido experimentalmente para escoamento monofásico, em função da vazão de gás e da temperatura de entrada do gás no duto de secagem. A suposição de que as perdas sejam iguais nos casos do escoamento monofásico e bifásico, para as mesmas condições de vazão e temperatura do gás, parece-nos razoável. Apesar de observarmos gradientes de temperatura distintos para cada situação, espera-se uma compensação do efeito resultante do processo de secagem, ou seja, transferência de calor do gás para o sólido, com conseqüente redução na temperatura do gás, e outro, devido à presença de sólidos no sistema, que reduz em certo grau a resistência da sub-camada laminar próximo à parede do duto, induzindo maior turbulência. O aumento do coeficiente global de transferência de calor devido à adição de sólidos no sistema foi observado em outros trabalhos (126 e 130).

A partir de um balanço de entalpia para o sistema monofásico, obtém-se a expressão:



$$Q_p = - W_g C_{gu} \frac{dT_g}{dz} \quad (IV.52)$$

onde,  $Q_p$  é a perda de calor por unidade de comprimento do secador.

Esta expressão foi aplicada à seção retilínea do secador, para a estimativa das perdas de calor, a partir do ponto em que a temperatura lida no termoelemento inicia o decaimento.

#### CORREÇÃO DA TEMPERATURA DO AR DE SECAGEM NO PONTO DE ALIMENTAÇÃO DE SÓLIDOS

Em função da entrada de ar secundário no ponto de alimentação de sólidos no duto de secagem, foi feito um balanço entálpico para a mistura do ar principal (vazão mássica  $W_g$ ) proveniente do sistema de aquecimento à temperatura  $T_{ae}$ , com o ar secundário (vazão mássica  $W_{gs}$ ), proveniente do ambiente à temperatura  $T_a$ . Este balanço resulta na seguinte expressão utilizada para determinação da temperatura de mistura  $T_m$ , que será utilizada como a nova temperatura de entrada do ar de secagem  $T_{g_1}$ .

$$T_{g_1} \equiv T_m = \frac{W_g T_{ae} + W_{gs} T_a}{W_g + W_{gs}} \quad (IV.53)$$

## 2.2. RESOLUÇÃO DO SISTEMA DE EQUAÇÕES

Com os perfis experimentais de temperatura ( $dT_g/dz$ ) do gás e a equação IV.42, foram calculados os coeficientes de transferência de calor por unidade de volume do leito ( $h_a$ ) para a seção compreendida entre a alimentação de sólidos e o final da curva. Para a seção retilínea do duto de secagem, além do coeficiente de transferência de calor por unidade de volume do leito, foram calculados também os coeficientes convectivos de transferência de calor gás-partícula ( $h$ ), introduzindo-se os parâmetros de porosidade e de tamanho e forma das partículas de bagaço, empregando-se a equação IV.37. Estes valores são encontrados no quadro IV.5, juntamente com os dados relevantes dos experimentos.

Analisando-se os valores obtidos para o coeficiente convectivo volumétrico de transferência de calor ( $h_a$ ), comparando-se os valores para a seção curva com o trecho retilíneo, observa-se com clareza o efeito de aceleração e desaceleração das partículas desde a alimentação de sólidos até o final da curva, contribuindo para um aumento no coeficiente de transferência de calor, provocado pela maior velocidade relativa gás-sólido nesta seção.

Exp.	$W_g$ (kg/s) $\cdot 10^{-2}$	$W_w$ (kg/s) $\cdot 10^{-2}$	$T_a$ ( $^{\circ}$ C)	$h_a$ (curva) (kcal/s $m^2$ $^{\circ}$ C) $\cdot 10^{-2}$	$h_a$ (reta) (kcal/s $m^2$ $^{\circ}$ C) $\cdot 10^{-2}$	$h$ (reta) (kcal/s $m^2$ $^{\circ}$ C) $\cdot 10^{-2}$
01	34,85	3,780	132,3	9,158	7,653	26,810
02	23,45	4,107	146,1	1,770	9,384	15,740
03	34,85	2,129	128,9	10,034	16,652	61,152
04	34,85	4,797	129,4	11,794	3,812	9,542
05	34,85	4,797	120,7	2,949	4,510	10,422
06*	41,01	7,725	96,4	-	-	-
07	34,85	10,011	136,9	12,440	18,513	35,200
08	40,02	13,465	184,2	72,214	32,937	60,707
09	40,02	12,599	186,2	78,691	45,246	86,688
10	41,01	16,663	223,5	112,227	51,229	64,810
11	41,01	11,719	233,7	99,803	23,684	48,019
12	41,01	11,719	233,7	85,206	31,443	71,393
13	39,02	5,934	222,4	51,684	10,491	40,018
14	39,02	5,934	223,5	67,115	9,167	37,989
15	39,02	9,122	230,6	78,408	17,530	47,034
16	39,02	4,067	214,2	49,867	10,483	51,396
17	39,02	4,956	214,2	57,501	15,140	55,227
18	39,02	13,716	216,3	85,220	38,867	66,776
19	39,02	13,716	216,3	85,220	38,867	66,776
20	36,96	10,327	219,4	49,991	16,782	36,131
21	36,96	10,327	222,4	52,617	21,309	43,947
22	36,96	7,617	222,4	49,751	13,462	36,246
23	36,96	7,617	221,4	59,090	16,551	39,807
24	36,95	4,834	213,2	47,984	16,875	61,401
25	36,95	7,792	213,2	47,984	22,206	46,123
26	36,95	6,784	214,2	52,026	13,191	36,078
27	36,95	6,781	213,2	49,342	13,831	40,667

\* resultado não convergente

QUADRO IV.5: "Valores calculados para coeficiente convectivo de transferência de calor gás-partícula"

Os valores calculados para o coeficiente convectivo de transferência de calor,  $h$ , para o trecho retilíneo vertical e para a velocidade relativa gás-partícula,  $v_{rel}$ , dos quadros IV.2 e IV.5, acoplados às condições experimentais podem ser correlacionados através dos números adimensionais, Nusselt e Reynolds, para a qual proporemos uma relação do tipo:

$$Nu = A Rep^B \quad (IV.48)$$

$$\text{onde, } Nu = \frac{h \cdot \bar{D}_p}{k_g} \quad (IV.49)$$

$$\text{e } Rep = \frac{v_{rel} \rho_g \bar{D}_p}{\mu_g} \quad (IV.50)$$

As constantes A e B serão obtidas através de otimização da equação em relação aos valores calculados dos parâmetros envolvidos.

As propriedades do gás, para o cálculo dos adimensionais, foram avaliadas à temperatura média do ar de secagem no trecho em análise. A condutividade térmica do gás pode ser calculada pela seguinte expressão, obtida através de valores tabelados de Silva (118), válida para a faixa de temperatura de 80 à 200°C.

$$k_g = 0,02071 + 6,3 \cdot 10^{-5} T_g \quad (IV.51)$$

Através do método dos mínimos quadrados obteve-se os valores das constantes A e B, com coeficiente de correlação de 0,85. A expressão proposta assume a forma:

$$Nu = 2,252 \cdot 10^{-2} Rep^{1,1971} \quad (IV.52)$$

Os valores de Nusselt em função de Reynolds calculado para o diâmetro da partícula encontram-se na figura IV.11, juntamente com a correlação proposta.

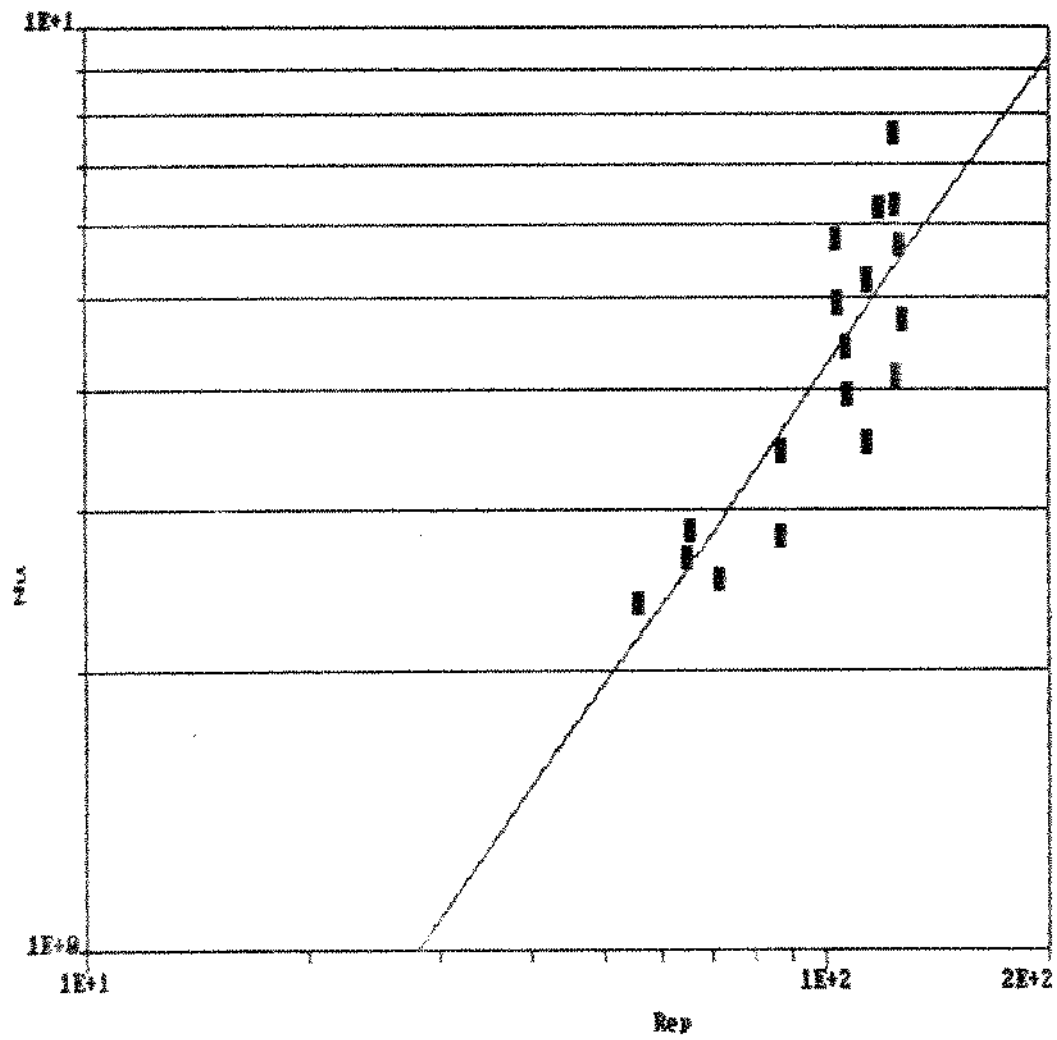


FIGURA IV.11: "Valores de Nusselt em função de Reynolds e a correlação obtida"

De maneira geral as correlações envolvendo o número de Nusselt para transferência de calor em sistemas de transporte pneumático, encontradas na literatura e citadas na revisão bibliográfica apresentada anteriormente, mostram uma menor dependência de Nusselt com relação a Reynolds, encontrando-se frequentemente valores para o expoente B pouco abaixo da unidade. Porém observa-se que aquelas correlações, na maioria das vezes, foram obtidas com experimentos empregando partículas esféricas. Neste caso, encontram-se valores para Nusselt próximo de 2 para baixos valores de Reynolds. Nestas condições, pode-se citar as correlações obtidas por Kramers, Gorbis, Brauer, Chukkanov e Santana entre outras, apresentadas no quadro I.8.

A correlação obtida neste trabalho apresenta uma dependência maior do número de Nusselt com relação à Reynolds, concordando bastante com os resultados obtidos por Debrand (39), num trabalho de secagem pneumática de tabaco, considerando a faixa de Reynolds semelhantes nos dois trabalhos.

Neste trabalho desconsiderou-se a pequena dependência de Nusselt com relação ao adimensional de Prandtl do gás, não sendo portanto incluída na correlação apresentada.

A fim de se tentar generalizar um pouco mais a correlação proposta, analisou-se o efeito da população de partículas no número de Nusselt, introduzindo se o campo de concentração volumétrica de partículas, adimensionalizado, definido a partir da porosidade:

$$\beta_v = \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \quad (\text{IV.53})$$

Assim, a partir dos valores calculados de  $\beta_v$  para cada um dos experimentos, obteve-se a seguinte correlação, determinada por otimização dos resultados calculados para os três adimensionais:

$$\text{Nu} = 4,0374 \cdot 10^{-2} \text{Rep}^{1,14988} \beta_v^{0,07221} \quad (\text{IV.54})$$

onde,  $0,000040 < \beta_v < 0,001$   
(coef. corr. 0,787)

Na equação obtida observa-se uma fraca dependência de Nusselt com relação a variações na concentração volumétrica, pelo menos na faixa empregada nos experimentos, que são considerados sistemas bastante diluídos.

### 2.3. DETERMINAÇÃO DO PERFIL TEÓRICO DE UMIDADE DOS SÓLIDOS

Visando uma melhor interpretação dos resultados experimentais obtidos de perda de umidade do sólido ao longo do duto de secagem pelo método de amostragem de material empregado, determinou-se o perfil teórico de umidade do sólido, através de simulação matemática, envolvendo as correlações propostas para os parâmetros fator de atrito, coeficiente de arraste, coeficiente convectivo de transferência de calor, além dos parâmetros geométricos de tamanho e forma das partículas do bagaço de cana.

Esta análise permitirá realizar uma comprovação das hipóteses levantadas anteriormente, na determinação dos diversos parâmetros, bem como testar a validade do equacionamento matemático proposto. Possibilitará também uma avaliação da performance do amostrador de sólidos desenvolvido neste trabalho, o qual permitiu o conhecimento da variação real da umidade do sólido ao longo do duto de secagem.

Consideramos esta análise extremamente importante, por se tratar de secagem pneumática de um material constituído por uma mistura de diferentes tamanhos e formas, que torna difícil a descrição matemática da dinâmica da suspensão e das interações entre as transferências de massa e energia que ocorrem durante o processo.

#### **ROTEIRO DA SIMULAÇÃO**

A determinação do perfil teórico de umidade do sólido será feita passo a passo ao longo do duto de secagem, coincidindo com os pontos nos quais se dispõe de dados experimentais, de acordo com o descrito no capítulo da montagem experimental (figura III.3), pontos A<sub>0</sub> a A<sub>6</sub>.

Limitaremos-nos neste roteiro à obter o perfil de umidade do sólido no duto de secagem, excluindo a umidade de saída do sistema após o ciclone separador de sólidos, em virtude deste não ter sido incluído no equacionamento matemático. Num trabalho



desenvolvido por Nebra (103) de simulação de um secador para bagaço de cana, foi incluído um equacionamento matemático para secagem no ciclone, o que surpreendentemente revelou, pelo menos teoricamente, um bom desempenho do ciclone em termos de redução da umidade do bagaço, com relação ao sistema como um todo.

O duto de secagem será dividido em 6 seções, assumindo propriedades do gás e do sólido médias para cada seção, conforme figura III.3, de acordo com as posições onde foram coletadas amostras. As condições de entrada estão fixadas, ou seja, temperatura e umidade do ar e umidade do sólido. O primeiro passo é calcular a temperatura de saída, com base na equação IV.41, obtida anteriormente e reescrita aqui, integrando-a para cada seção representativa do modelo do secador.

$$W_g C_{gu} \frac{dT_g}{dz} = - Q_p - h a S (T_g - T_s) \quad (IV.41)$$

Posteriormente, se determina a umidade do sólido que sai da seção, por meio do balanço global de energia térmica e do balanço de massa, reescritas novamente aqui:

$$W_s C_{su} \frac{dT_s}{dz} + W_g C_{gu} \frac{dT_g}{dz} + Q_p + W_g \frac{dY}{dz} \Delta H = 0 \quad (IV.38)$$

$$\frac{dY}{dz} = - \frac{W_s}{W_g} \frac{dX}{dz} \quad (IV.31)$$

Assim as condições de saída calculadas de uma seção formarão as condições de entrada da seção seguinte e o processo é repetido, até chegarmos nas condições de saída do duto de secagem.

## RESULTADOS DA SIMULAÇÃO

As figuras IV.12 e IV.13, apresentam exemplos dos perfis longitudinais de umidade do sólido obtido experimentalmente e o calculado a partir do roteiro de simulação descrito anteriormente. As curvas foram traçadas seguindo a tendência dos pontos relativos aos valores experimentais e calculados respectivamente.

Foram obtidos resultados para diferentes condições de secagem, com a finalidade de avaliar a incidência dos diferentes parâmetros do sistema. O desvio máximo apresentado entre os valores calculados e os experimentais foi de 30% em alguns casos, encontrando-se desvios em média abaixo dos 20%.

Comparando-se os resultados apresentados da simulação com os valores experimentais de umidade do sólido, observa-se que de uma maneira geral os valores experimentais estão situados abaixo da curva da simulação, o que de fato era esperado, já que neste sistema de secagem pneumática, o tempo de residência das partículas no secador, é muito pequeno, da ordem de segundos, contrastando com o funcionamento do amostrador desenvolvido neste trabalho. Sendo de operação manual, ele requer do operador rapidez e habilidade no seu manuseio, o que nem sempre pode se traduzir em um tempo menor que o tempo de residência das partículas no secador.

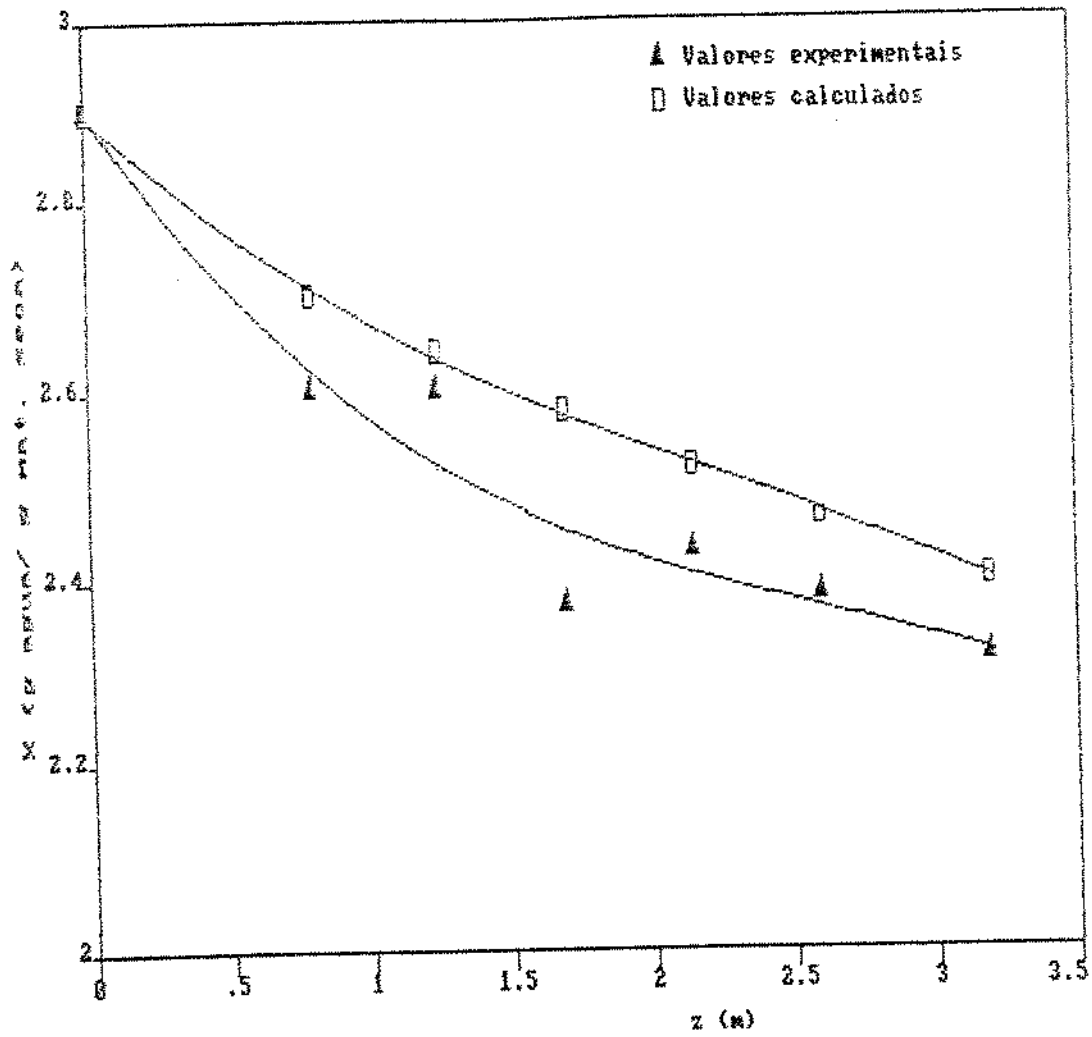


FIGURA IV.12: "Perfil teórico de unidade do sólido comparado com o perfil experimental - exp. nº 11"

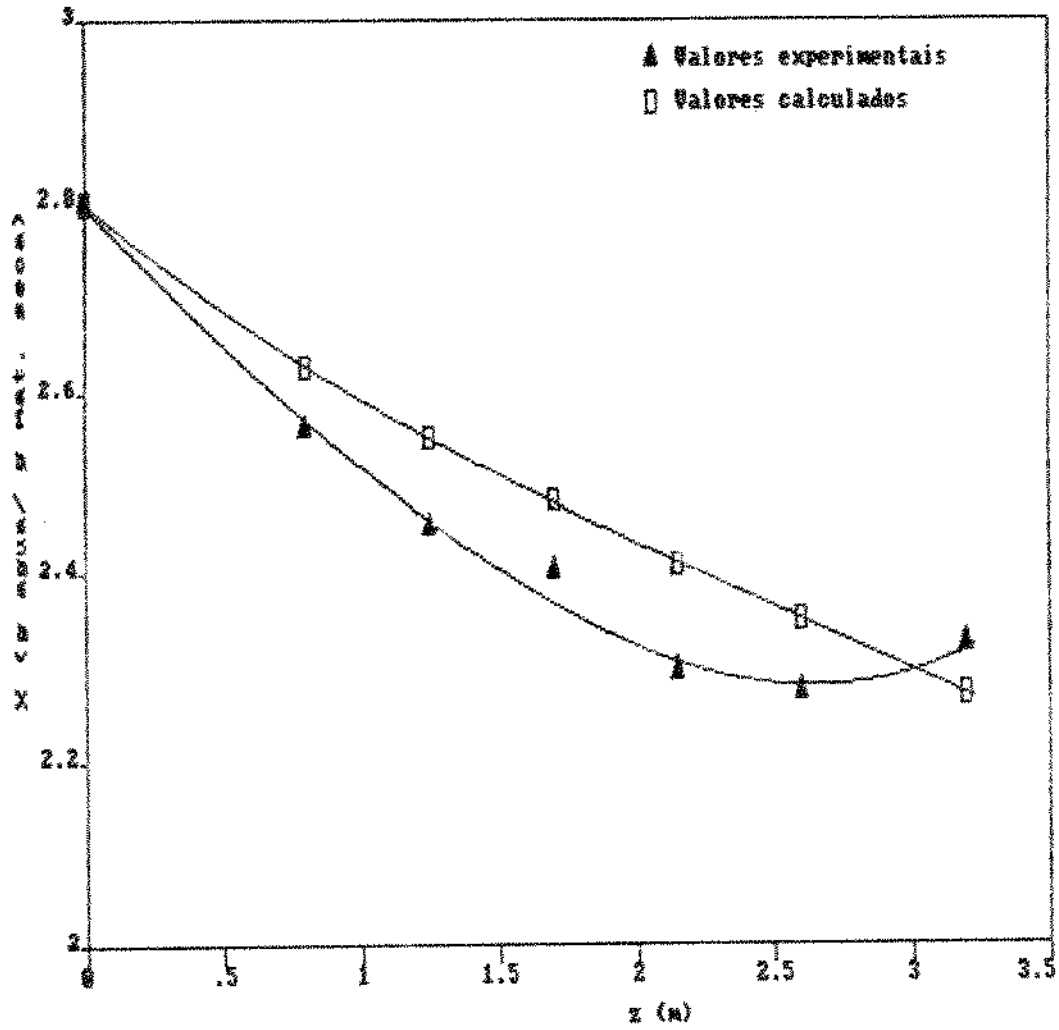


FIGURA IV.13: "Perfil teórico de umidade do sólido em comparação com o experimental - exp. nº 12"

**CAPÍTULO V**

**CONCLUSÕES E SUGESTÕES**

Com base nos resultados experimentais obtidos e pelo tratamento matemático desenvolvido, na operação realizada com a instalação piloto de secagem pneumática para bagaço de cana, conclui-se que:

1- A análise efetuada para determinação dos parâmetros geométricos de tamanho e forma das partículas de bagaço de cana, com base na medida direta de suas dimensões e por associação com formas geométricas regulares, se mostrou satisfatória para a caracterização granulométrica do material em função das diferentes frações de tamanhos e formas, apesar da grande dificuldade observada nesta caracterização tendo em vista a diversidade de tamanhos e formas das partículas do bagaço. Os parâmetros geométricos determinados puderam ser empregados posteriormente na análise e cálculo das variáveis fluidodinâmicas e no estudo da transferência de calor e massa do sistema de secagem pneumática. Apesar da análise ter sido desenvolvida por fração de tamanho, os valores foram utilizados de forma a expressar o conjunto de todas as partículas com o intuito de facilitar o seu emprego prático.

2- O dispositivo empregado para determinação da velocidade terminal das partículas de bagaço com a utilização de coluna de ar foi adequado e ao mesmo tempo bastante prático. Com este pôde-se obter valores para o coeficiente de arraste através de um simples balanço de forças atuando na partícula isolada em suspensão num fluido, em um campo gravitacional. A observação de qual a orientação do movimento das partículas na suspensão gasosa e conseqüentemente com o cálculo "preciso" da área projetada (área que oferece resistência ao escoamento) na direção do movimento, foram fundamentais para a obtenção de valores bastante confiáveis para o coeficiente de arraste, muito embora a região denominada de transição não tenha oferecido boa uniformização dos resultados pela impossibilidade de se definir com exatidão qual a área projetada da partícula, dada a imprevisibilidade da orientação do

seu movimento. As equações II.7, II.8 e II.9 correlacionam o coeficiente de arraste e o número de Reynolds da partícula para faixa de Reynolds variando entre 3 e 1.000. Os resultados são bastante consistentes com a teoria sobre o assunto no que tange à região de escoamento laminar ( $Re < 20$ ) e naquela nitidamente turbulenta ( $400 < Re < 1.000$ ). Na laminar, tendendo à forma da lei de Stokes ( $C_D = 24/Re$ ) e na turbulenta fornecendo valores praticamente constantes para o coeficiente de arraste, ou seja, apresentando comportamento independente de Reynolds. Na região de transição é que a comparação se torna difícil com informações da literatura, exceto por termos obtido valores numéricos para o coeficiente de arraste na mesma ordem de grandeza daqueles obtidos por Nebra (103) com base em dados de velocidade terminal da partícula em queda livre, como pode ser observado na figura II.6.

3- O sistema experimental montado neste trabalho, corresponde a um secador pneumático de 3" de diâmetro e aproximadamente 3 m de comprimento na posição vertical (4,5 m de comprimento total se incluído seção de alimentação e curva), com instrumentação adequada para a realização de ensaios em escala piloto, operando-se com sólidos granulados. A unidade se mostrou de tamanho conveniente e de projeto apropriado para efetuar as medidas das variáveis operacionais, permitindo desse modo a avaliação e o acompanhamento do processo de secagem, particularmente na parte retilínea do duto de secagem. A avaliação do processo de secagem na parte curva do duto carece de um maior refinamento na instrumentação de medida, para obtenção de dados mais confiáveis, por dois motivos; um devido a forte segregação das partículas lançadas contra as paredes da tubulação em função da mudança de direção, que provoca forte desaceleração das mesmas e prejudica as tomadas de pressão estática; outro em função da entrada de ar secundário juntamente com a alimentação de sólidos, fato que levou a leituras imprecisas da temperatura do gás de secagem devido ao processo de mistura dos gases quentes com o ar ambiente mais frio. Sugerimos nestes casos a multiplicação dos

sensores para cada ponto de medida. Neste contexto destacamos ainda o desempenho do dispositivo de amostragem de sólidos ao longo do duto de secagem, que apesar de grandes erros das medidas (20% em média) relativos aos valores teóricos esperados, calculados com base nas equações de conservação, demonstraram sua viabilidade e com a implementação de um sistema mecanizado (acionamento a ar comprimido por exemplo) conseguiríamos diminuir o tempo requerido para a amostragem, obtendo assim resultados mais confiáveis.

4- O comportamento fluidodinâmico da suspensão gás-sólido na secagem pneumática do bagaço de cana, foi estudado baseando-se nos dados experimentais de queda de pressão ao longo do sistema e na formulação proposta atribuindo queda de pressão em ambas as fases sólida e gasosa nas equações do movimento para a mistura e empregando as equações de conservação da massa. O estudo foi desenvolvido apenas para o trecho retilíneo vertical do secador, na região onde não há variação da velocidade das partículas sólidas, com a hipótese restritiva de ausência de colisões entre as partículas, consideração esta razoável dado o fato da operação ser realizada com elevada porosidade ( $0,061 < W_s/W_g < 0,406$ ). Valores da velocidade do sólido e do gás, porosidade do leito e fator de atrito dos sólidos com as paredes foram calculados para diversas condições operacionais (quadro IV.2), pela solução do sistema de equações segundo modelo proposto no capítulo IV. O fator de atrito ( $f_s$ ) dos sólidos com as paredes do duto pode ser descrito pela equação IV.24 em função da velocidade do sólido, ou na forma adimensionalizada pela equação IV.25. A previsão do coeficiente de atrito entre o fluido e as paredes do duto ( $f_g$ ) para uso nas equações empregadas é obtida facilmente através dos resultados no escoamento monofásico do fluido. Com estes resultados torna-se possível, por exemplo, a previsão da queda de pressão neste tipo de sistema de escoamento, parâmetro este fundamental para o dimensionamento do sistema de ventilação ou no cálculo da velocidade das partículas com maior precisão, em vez de



se levar em conta apenas o efeito do arraste, como muitas vezes se observa no caso de transporte pneumático. Para um maior refinamento desses resultados poder-se-ia incluir na análise a região de aceleração do gás e das partículas próximo a alimentação de sólidos e após a desaceleração na seção curva, tal como sugerido em outros trabalhos (64, 67, 71, 77, 78, 106, 114, 117 e 119). Contudo em muitos sistemas práticos, como é conclusão em diversos destes trabalhos, o comprimento desta região de aceleração é consideravelmente menor que o comprimento real de todo o sistema.

5- Os processos de transferência de calor e massa envolvidos na secagem pneumática do bagaço de cana, foram estudados baseando-se nos dados experimentais dos perfis de temperatura do gás e de umidade do sólido ao longo do sistema e nos balanços de energia térmica. Com base nos valores calculados de porosidade obtidos da análise do escoamento para a seção retilínea vertical do duto, pode-se determinar os valores dos coeficientes convectivos de transferência de calor para diversas condições operacionais, assumindo secagem no período de velocidade constante, conforme resultados da cinética de secagem do bagaço de cana obtidos por Meirelles (97), permanecendo o sólido na temperatura de bulbo úmido. A equação IV.52 correlaciona os números adimensionais de Nusselt e Reynolds para a secagem pneumática do bagaço de cana em duto vertical e permite o cálculo do coeficiente convectivo de transferência de calor gás-partícula, na faixa de Reynolds da partícula de 50 a 230. Comparando-se os valores obtidos deste coeficiente com os encontrados por Meirelles (97) em leito fluidizado de bagaço de cana e por Massarani (91) em leito deslizante para o mesmo material, os valores para o sistema pneumático são consideravelmente maiores, fato explicado pela maior turbulência neste sistema e pelo movimento rotacional das partículas, promovendo maiores perturbações na sub-camada laminar próximo à superfície das mesmas. No entanto o emprego de maiores vazões do gás deve ser levado em conta no balanço energético do

sistema como um todo. A introdução do campo de concentração volumétrica das partículas ( $\beta v$ ) na equação IV.54, visa uma maior generalização de correlação proposta, contudo a dependência de Nusselt em relação à concentração é muito pequena, pelo menos na faixa de concentrações empregadas neste trabalho. Os valores elevados obtidos para o coeficiente volumétrico de transferência de calor no primeiro trecho do secador, que inclui a seção de alimentação de sólidos e a curva, confirmam as conclusões de outros trabalhos (39 106, 113), demonstrando a boa performance desta região do ponto de vista do transporte de calor e massa, devido à maior velocidade relativa entre o gás e as partículas sólidas. O coeficiente de transferência de massa pode ser facilmente obtido utilizando-se de analogia entre transferência de calor e massa, ou mesmo empregando-se os valores de umidade do sólido obtidos experimentalmente desde que mais confiáveis.

6- Os métodos empregados para a determinação das propriedades físicas do bagaço de cana ( $\rho_s$ ,  $C_{su}$ ) e do gás de secagem ( $\rho_g$ ,  $C_{gu}$ ,  $\mu_g$  e  $T_{bu}$ ) e posteriormente a sua inclusão na formulação proposta, mostraram-se adequados, pois muitas dessas propriedades experimentam mudanças apreciáveis no decorrer do processo de secagem como resultado das progressivas variações na velocidade relativa, temperatura e umidade do ar e do sólido.

7- Finalmente e resumidamente, concluímos que foram obtidos resultados importantes relativos à secagem pneumática de bagaço de cana, com a proposição de correlações que podem ser incorporadas diretamente ao projeto e dimensionamento deste tipo de secador, além de ter sido desenvolvido uma montagem de um secador pneumático com instrumentação adequada para a realização de ensaios em escala piloto, operando-se com sólidos granulados. Sugerimos neste contexto a realização de uma modelagem matemática para a secagem pneumática do bagaço de cana com a introdução dos parâmetros obtidos neste trabalho, com vistas a otimização do

processo, procurando se estabelecer as melhores condições operacionais do sistema, com relação à temperatura dos gases, relação vazão de sólidos/vazão de gás, diâmetro do duto e umidade final do bagaço de cana.

**APENDICE I**

## CALIBRAÇÃO DO MEDIDOR DE BOCAL

Para a determinação da vazão de ar foi utilizado um medidor de bocal instalado na sucção do ventilador. A variação da energia cinética e a perda de carga, provocadas pelo bocal, resulta em perda de pressão no fluido, que pode ser medida num manômetro.

Através da equação da continuidade do fluido pode-se obter a relação entre a perda de pressão no bocal e a vazão do fluido, dada pela seguinte equação:

$$V_g = C_b A_b \sqrt{\frac{2 \Delta P}{\rho_s}} = C_b A_b \sqrt{\frac{2 \rho_m g \Delta h_b}{\rho_s}} \quad (A1.1)$$

onde,  $V_g$  = vazão volumétrica

$C_b$  = coeficiente de descarga do bocal

$A_b$  = área do bocal (diâmetro interno = 74,86 mm)

$\Delta P$  = perda de pressão

$\Delta h_b$  = diferença de altura da coluna de líquido manométrico

$\rho_m$  = densidade do líquido manométrico

( $\rho_{\text{querosene}} = 789,8 \text{ kg/m}^3$ )

A perda de pressão no bocal é medida em relação à pressão atmosférica, através de um manômetro inclinado, com querosene como líquido manométrico, cuja densidade foi determinada com picnômetro.

A calibração do bocal foi feita com um medidor de fluxo laminar previamente calibrado, marca "Merian Laminar Flow" (modelo 50 MC-6). O medidor foi instalado na descarga do ventilador obedecendo as normas, para evitar perturbações no fluxo, à distância de no mínimo 9 diâmetros do tubo, da descarga do ventilador. Para cada vazão era feita a leitura da perda de pressão no Merian e no bocal. Devido a uma pequena variação na temperatura do fluxo de ar, devido ao aquecimento do motor, foi instalado um termopar na descarga do ventilador para se medir a

temperatura do ar. A calibração foi realizada a pressão atmosférica de 711 mmHg. A vazão volumétrica lida no Merian sofria duas correções devido as condições diferentes de calibração do medidor (21,1°C e 760 mmHg), de temperatura e pressão locais.

A relação entre a vazão de ar no medidor calibrado e a perda de pressão no bocal é a curva característica desejada, da qual podemos obter uma relação entre o coeficiente de descarga do bocal e a vazão de ar que passa pelo mesmo.

A calibração foi realizada para toda faixa de vazões do ventilador e os resultados da perda de pressão no bocal com os valores de vazão encontram-se no quadro AI.1.

A curva característica do medidor de vazão empregado encontra-se na figura AI.1, e a relação obtida para o coeficiente de descarga do medidor de bocal em função do número de Reynolds é a seguinte, com coeficiente de correlação de 0,988:

$$C_b = 1,88 \cdot 10^{-4} Re^{0,726} \quad (AI.2)$$

A vazão real de cada experimento é obtida através da relação, que corrige para as diferentes temperaturas e pressões atmosféricas:

$$V_r = V_g \frac{273,15 + T_a}{273,15 + 21,1} \frac{760}{P_{atm}} \quad (AI.3)$$

onde,  $T_a$  = temperatura ambiente (°C)  
 $P_{atm}$  = pressão atmosférica (mmHg)  
 $V_r$  = vazão do ar à  $T_a$  e  $P_{atm}$

$\Delta h_{\text{bocal}}$ (mm H <sub>2</sub> O)	$V \cdot 10^3$ (m <sup>3</sup> /s)	$Re$ $\cdot 10^{-2}$	$C_b$
55,0	90,67	100,5	0,663
53,3	90,15	100,0	0,669
50,9	87,37	96,9	0,664
47,8	83,21	92,3	0,653
45,4	80,10	88,8	0,645
42,2	72,07	79,9	0,601
37,9	69,10	76,6	0,609
34,7	65,51	72,6	0,603
32,0	61,17	67,8	0,586
29,2	56,55	62,7	0,567
25,7	50,74	56,3	0,543
22,1	44,23	49,0	0,510
19,3	38,75	43,0	0,478
15,8	31,06	34,4	0,424
13,8	26,81	29,7	0,391
11,8	22,56	25,1	0,356
9,9	18,42	20,1	0,312
8,3	13,26	14,7	0,249
6,7	8,45	9,4	0,177
5,9	7,17	7,9	0,160
5,5	5,47	6,1	0,126
5,1	2,74	3,0	0,066
4,7	2,12	2,3	0,053
4,3	0,85	0,9	0,022
3,9	0,42	0,5	0,011

QUADRO A1.1: "Resultados da calibração do medidor de bocal"

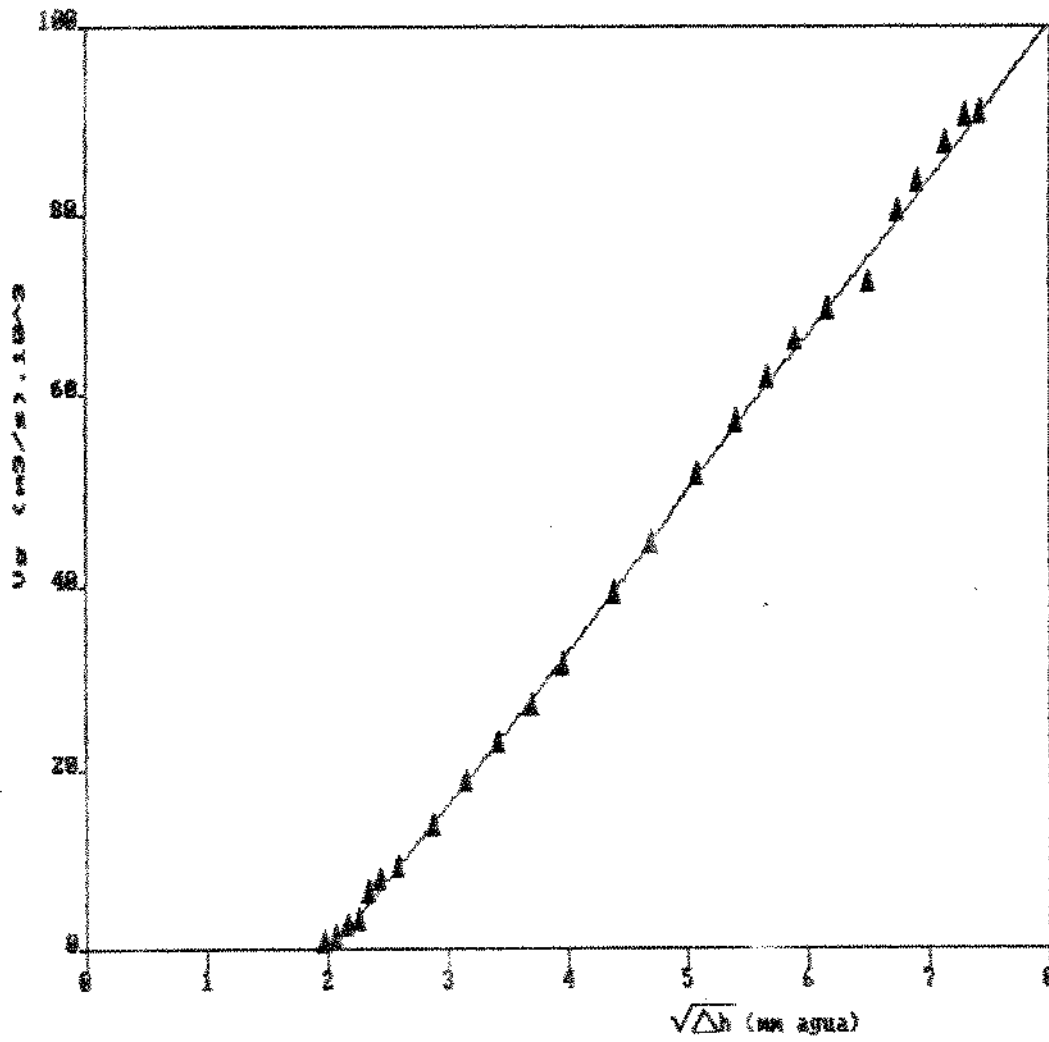


FIGURA A1.1: "Curva característica do medidor de vazão empregado"



## CORREÇÃO NA VAZÃO DO GÁS

Como o sistema de alimentação de sólidos era operado em aberto, sendo observada uma certa entrada de ar secundário no sistema, foi necessário se fazer uma correção na vazão de gás obtida pelo medidor de bocal, instalado na sucção do ventilador.

Em função das incertezas nas medidas das temperaturas lidas pelos termopares colocados na região próximo à alimentação de sólidos, o que prejudicaria o tratamento matemático baseado num balanço de energia térmica para a mistura para esta região, optou-se por empregar-se um fator médio de 1,7% de aumento nas vazões mássicas de gás em todos os experimentos, com relação aos valores obtidos pelo medidor de bocal

Este fator médio foi obtido pela medida direta da vazão de gás na entrada de sólidos, porém com o sistema funcionando sem alimentação de sólidos, utilizando-se para tanto de um anemômetro de fio quente, indicado para medida de pequenas velocidades de gás, para diversas vazões de gás. Assim sendo, prevê-se que este valor estaria um pouco superestimado, pelo fato de que a entrada da material sólido durante os experimentos de secagem, diminui a entrada de ar secundário.

**APENDICE II**

## CALIBRAÇÃO DOS TERMOPARES

O resultado da calibração do sistema de medição de temperatura, composto pelo termoelemento, fio termopar, fio de extensão, chave seletora e indicador digital (milivoltímetro), feita com banho agitado de óleo térmico, utilizando termômetros padrões de mercúrio com leitura de décimo de grau para diversas faixas de temperatura, são apresentados no quadro AII.1 para os vinte termopares utilizados nos experimentos, sob a forma de uma equação linear obtida a partir do ajuste dos pontos experimentais.

Termopar	Equação de calibração $\left[ \begin{array}{l} T_r = \text{temperatura real } (^{\circ}\text{C}) \\ T_m = \text{temperatura medida } (^{\circ}\text{C}) \end{array} \right]$
01	$T_r = 1,0243 T_m - 0,8657$
02	$T_r = 1,0375 T_m - 0,5467$
03	$T_r = 1,0386 T_m - 1,0891$
04	$T_r = 1,0361 T_m - 0,7403$
05	$T_r = 1,0237 T_m - 0,8749$
06	$T_r = 1,0365 T_m - 0,5109$
07	$T_r = 1,0323 T_m - 0,2216$
08	$T_r = 1,0311 T_m - 0,9994$
09	$T_r = 1,0333 T_m - 0,8496$
10	$T_r = 1,0248 T_m - 0,8129$
11	$T_r = 1,0320 T_m - 0,7146$
12	$T_r = 1,0408 T_m - 1,2643$
13	$T_r = 1,0323 T_m - 0,7656$
14	$T_r = 1,0244 T_m - 0,8365$
15	$T_r = 1,0228 T_m + 0,3775$
16	$T_r = 1,0230 T_m - 0,2866$
17	$T_r = 1,0240 T_m + 0,3247$
18	$T_r = 1,0244 T_m - 0,3998$
19	$T_r = 1,0340 T_m - 2,4529$
20	$T_r = 1,0247 T_m - 0,9547$

QUADRO AII.1: "Resultados obtidos da calibração dos termoelementos"

**APÉNDICE III**

RESULTADOS EXPERIMENTAIS - OPERAÇÃO DESCRITA NO CAPÍTULO III.3

Experimento nº 01		$P_{atm} = 708,7 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 144,19		Temp. ar entrada (°C): 132,3	
Vazão sólidos (kg/h): 13,62		Umidade inicial sólido (% BU): 77,36	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	132,2	-	3,42
0,15	118,4	94,535	
0,25	118,8	94,565	
0,35	119,1	94,570	
0,45	122,8	94,567	
0,55	123,0	94,558	
0,65	123,8	94,560	
0,75	122,7	94,565	3,08
0,80	-	-	
0,87	121,3	94,579	
1,07	119,9	94,572	
1,25	-	-	2,96
1,27	119,4	94,570	
1,47	116,8	94,562	
1,67	112,4	94,560	
1,70	-	-	2,93
1,87	114,9	94,548	
2,15	-	-	0,74
2,17	111,5	94,545	
2,47	106,0	94,543	
2,60	-	-	2,25
2,77	109,4	94,535	
3,07	111,1	94,530	
3,20	-	-	1,34
3,37	106,9	94,508	
3,87	95,4	94,484	
saída	-	-	2,03

Análise Granulométrica									
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48	
Xi (%)	3,02	7,15	15,40	8,57	12,35	30,05	12,48	5,98	

Experimento nº 02		P <sub>atm</sub> = 704,7 mmHg	
Vazão ar (kg/h): 100,01		Temp. ar entrada (°C): 146,1	
Vazão sólidos (kg/h): 14,71		Umidade inicial sólido (% BU): 79,61	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	146,1	-	3,90
0,15	142,4	94,032	
0,25	144,6	94,051	
0,35	143,0	94,049	
0,45	138,8	94,042	
0,55	136,7	94,017	
0,65	134,3	94,024	
0,75	132,6	94,032	3,84
0,80	-	-	
0,87	131,3	94,027	
1,07	130,4	94,014	
1,25	-	-	2,98
1,27	134,1	94,013	
1,47	126,3	94,009	
1,67	124,9	94,007	
1,70	-	-	2,91
1,87	123,7	94,004	
2,15	-	-	2,51
2,17	126,5	93,995	
2,47	121,1	93,990	
2,60	-	-	2,30
2,77	112,2	93,982	
3,07	101,8	93,980	
3,20	-	-	2,13
3,37	106,9	93,965	
3,87	95,4	93,968	
saída	-	-	1,83

Análise Granulométrica								
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	3,02	7,15	15,40	8,57	12,35	30,05	12,48	5,98

Experimento nº 03		$P_{atm} = 710,4 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 144,19		Temp. ar entrada (°C): 128,9	
Vazão sólidos (kg/h): 12,40		Umidade inicial sólido (% BU): 52,34	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	128,9	-	1,10
0,15	116,3	94,764	
0,25	127,2	94,788	
0,35	124,5	94,813	
0,45	119,0	94,803	
0,55	119,4	94,783	
0,65	118,3	94,798	
0,75	115,5	94,791	
0,80	-	-	0,95
0,87	114,2	94,786	
1,07	111,6	94,779	
1,25	-	-	0,88
1,27	111,3	94,772	
1,47	109,8	94,760	
1,67	108,7	94,762	
1,70	-	-	0,86
1,87	106,9	94,757	
2,15	-	-	0,83
2,17	103,1	94,745	
2,47	97,9	94,740	
2,60	-	-	0,81
2,77	97,6	94,725	
3,07	95,9	94,725	
3,20	-	-	0,78
3,37	91,3	94,728	
3,87	85,7	94,737	
saída	-	-	0,72

Análise Granulométrica								
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	3,02	7,15	15,40	8,57	12,35	30,05	12,48	5,98

Experimento nº 04		$P_{atm} = 710,4 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 144,19		Temp. ar entrada (°C): 129,4	
Vazão sólidos (kg/h): 12,40		Umidade inicial sólido (% BU): 42,06	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	129,4	-	0,73
0,15	116,7	94,725	
0,25	120,3	94,769	
0,35	119,0	94,783	
0,45	116,7	94,781	
0,55	113,5	94,779	
0,65	117,6	94,779	
0,75	114,6	94,776	0,70
0,80	-	-	
0,87	115,9	94,772	
1,07	114,7	94,757	
1,25	-	-	0,53
1,27	115,9	94,757	
1,47	114,0	94,747	
1,67	112,8	94,747	
1,70	-	-	0,53
1,87	112,5	94,740	
2,15	-	-	0,52
2,17	108,2	94,733	
2,47	107,0	94,730	
2,60	-	-	0,49
2,77	103,0	94,718	
3,07	99,8	94,715	
3,20	-	-	0,48
3,37	96,5	94,720	
3,87	95,4	94,732	
saída	-	-	0,47

Análise Granulométrica								
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	3,02	7,15	15,40	8,57	12,35	30,05	12,48	5,98



Experimento nº 05		$P_{atm} = 710,4 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 144,19		Temp. ar entrada (°C): 120,7	
Vazão sólidos (kg/h): 12,40		Umidade inicial sólido (% BU): 36,15	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	120,7	-	0,57
0,15	113,6	94,727	
0,25	119,2	94,769	
0,35	118,7	94,779	
0,45	114,7	94,779	
0,55	116,5	94,757	
0,65	117,7	94,786	
0,75	114,6	94,769	
0,80	-	-	0,41
0,87	114,5	94,769	
1,07	111,7	94,757	
1,25	-	-	0,37
1,27	112,0	94,755	
1,47	113,2	94,747	
1,67	112,7	94,745	
1,70	-	-	0,35
1,87	114,3	94,737	
2,15	-	-	0,30
2,17	110,9	94,730	
2,47	108,9	94,728	
2,60	-	-	0,31
2,77	108,3	94,718	
3,07	104,9	94,715	
3,20	-	-	0,29
3,37	101,7	94,715	
3,87	98,7	94,730	
saída	-	-	0,27

Análise Granulométrica								
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	3,02	7,15	15,40	8,57	12,35	30,05	12,48	5,98

Experimento nº 06		$P_{atm} = 707,5 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 172,10		Temp. ar entrada (°C): 172,1	
Vazão sólidos (kg/h): 27,81		Umidade inicial sólido (% BU): 82,80	
Posição L (m)	T <sub>g</sub> (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m. seca)
0,00	96,4	-	4,81
0,15	67,1	94,378	
0,25	72,5	94,420	
0,35	79,4	94,432	
0,45	94,1	94,432	
0,55	113,8	94,415	
0,65	104,5	94,434	
0,75	91,6	94,437	
0,80	-	-	4,72
0,87	58,4	94,422	
1,07	58,9	94,415	
1,25	-	-	4,20
1,27	66,4	94,410	
1,47	59,1	94,407	
1,67	62,2	94,397	
1,70	-	-	4,16
1,87	58,7	94,383	
2,15	-	-	4,02
2,17	55,6	94,378	
2,47	52,1	94,375	
2,60	-	-	3,90
2,77	52,4	94,358	
3,07	50,9	94,356	
3,20	-	-	3,91
3,37	48,0	94,343	
3,87	43,8	94,368	
saída	-	-	3,73

Análise Granulométrica								
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	3,02	7,15	15,40	8,57	12,35	30,05	12,48	5,98

Experimento nº 07		$P_{atm} = 707,4 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 144,19		Temp. ar entrada (°C): 136,9	
Vazão sólidos (kg/h): 35,87		Umidade inicial sólido (% BU): 80,09	
Posição L (m)	$T_g$ (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	136,9	-	4,02
0,15	107,8	94,360	
0,25	114,1	94,394	
0,35	114,8	94,409	
0,45	121,6	94,407	
0,55	126,5	94,392	
0,65	124,9	94,409	
0,75	121,3	94,399	3,66
0,80	-	-	
0,87	112,4	94,394	
1,07	102,0	94,379	
1,25	-	-	3,56
1,27	112,4	94,382	
1,47	111,4	94,374	
1,67	112,0	94,372	
1,70	-	-	3,47
1,87	111,1	94,360	
2,15	-	-	3,42
2,17	107,4	94,352	
2,47	101,2	94,350	
2,60	-	-	3,30
2,77	100,4	94,330	
3,07	96,9	94,328	
3,20	-	-	3,05
3,37	95,8	94,330	
3,87	97,2	94,326	
saída	-	-	2,85

Análise Granulométrica								
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
$X_i$ (%)	3,12	5,57	14,33	5,76	10,72	50,32	7,77	2,37

Experimento nº 08		$P_{atm} = 707,5 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 167,45		Temp. ar entrada (°C): 184,2	
Vazão sólidos (kg/h): 48,79		Umidade inicial sólido (% BU): 79,31	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	184,2	-	3,83
0,15	106,8	94,390	
0,25	105,5	94,454	
0,35	116,1	94,458	
0,45	139,4	94,463	
0,55	152,4	94,449	
0,65	142,9	94,456	
0,75	138,8	94,458	3,47
0,80	-	-	
0,87	119,0	94,455	
1,07	110,5	94,431	
1,25	-	-	3,42
1,27	127,9	94,424	
1,47	129,3	94,562	
1,67	138,4	94,424	
1,70	-	-	3,08
1,87	124,5	94,419	
2,15	-	-	2,99
2,17	114,0	94,409	
2,47	110,6	94,404	
2,60	-	-	2,70
2,77	107,0	94,402	
3,07	106,3	94,394	
3,20	-	-	2,92
3,37	105,0	94,380	
3,87	108,9	94,370	
saída	-	-	2,75

Análise Granulométrica								
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	3,80	4,02	7,20	15,45	4,63	50,04	8,12	6,74

Experimento nº 09		$P_{atm} = 707,5 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 167,45		Temp. ar entrada (°C): 186,2	
Vazão sólidos (kg/h): 45,74		Umidade inicial sólido (% BU): 78,39	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	186,2	-	3,63
0,15	93,0	94,419	
0,25	109,9	94,444	
0,35	119,6	94,451	
0,45	120,7	94,444	
0,55	152,0	94,441	
0,65	142,4	94,454	
0,75	138,7	94,454	3,20
0,80	-	-	
0,87	131,0	94,453	
1,07	129,6	94,429	
1,25	-	-	3,24
1,27	131,6	94,426	
1,47	130,1	94,416	
1,67	123,3	94,414	
1,70	-	-	3,01
1,87	124,2	94,409	
2,15	-	-	2,93
2,17	114,7	94,402	
2,47	113,2	94,397	
2,60	-	-	2,71
2,77	103,5	94,382	
3,07	94,5	94,377	
3,20	-	-	2,64
3,37	111,8	94,362	
3,87	95,4	94,365	
saída	-	-	2,49

Análise Granulométrica								
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	3,80	4,02	7,20	15,45	14,63	50,04	18,12	6,74

Experimento nº 10		$P_{atm} = 704,5 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 172,10		Temp. ar entrada (°C): 223,5	
Vazão sólidos (kg/h): 60,69		Umidade inicial sólido (% BU): 75,25	
Posição L (m)	$T_g$ (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	223,5	-	3,04
0,15	125,5	93,995	
0,25	128,1	94,046	
0,35	133,2	94,058	
0,45	162,1	94,063	
0,55	169,9	94,054	
0,65	161,8	94,058	
0,75	160,1	94,063	2,92
0,80	-	-	
0,87	154,0	94,058	
1,07	142,9	94,029	
1,25	-	-	2,61
1,27	142,8	94,021	
1,47	136,7	94,009	
1,67	132,1	94,007	
1,70	-	-	2,49
1,87	130,5	93,992	
2,15	-	-	2,46
2,17	117,7	93,984	
2,47	116,4	93,980	
2,60	-	-	2,45
2,77	114,1	93,960	
3,07	108,6	93,955	
3,20	-	-	2,47
3,37	100,1	93,953	
3,87	104,6	93,963	
saída	-	-	2,33

Análise Granulométrica								
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
$X_i$ (%)	4,12	12,15	14,62	4,98	5,64	39,42	12,95	6,10

Experimento nº 11		P <sub>atm</sub> = 704,5 mmHg	
Vazão ar (kg/h): 172,10		Temp. ar entrada (°C): 233,7	
Vazão sólidos (kg/h): 42,63		Umidade inicial sólido (% BU): 74,37	
Posição L (m)	T <sub>g</sub> (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	233,7	-	2,90
0,15	158,4	93,953	
0,25	159,9	94,017	
0,35	160,9	94,027	
0,45	173,4	94,039	
0,55	182,0	94,009	
0,65	176,9	94,029	
0,75	171,1	94,031	2,60
0,80	-	-	
0,87	166,5	94,019	
1,07	165,7	93,994	
1,25	-	-	2,60
1,27	162,5	93,992	
1,47	173,6	93,980	
1,67	161,3	93,975	
1,70	-	-	2,37
1,87	164,7	93,970	
2,15	-	-	2,43
2,17	150,3	93,960	
2,47	137,4	93,958	
2,60	-	-	2,38
2,77	148,2	93,935	
3,07	142,9	93,933	
3,20	-	-	2,31
3,37	135,8	93,940	
3,87	134,3	93,965	
saída	-	-	2,09

Análise Granulométrica								
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
X <sub>i</sub> (%)	4,12	12,15	14,62	4,98	5,64	39,42	12,95	6,10

Experimento nº 12		$P_{atm} = 704,3 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 172,10		Temp. ar entrada (°C): 233,7	
Vazão sólidos (kg/h): 42,63		Umidade inicial sólido (% BU): 73,69	
Posição L (m)	$T_g$ (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	233,7	-	2,80
0,15	168,7	93,955	
0,25	167,3	94,014	
0,35	178,9	94,029	
0,45	182,3	94,039	
0,55	187,6	94,014	
0,65	184,9	94,034	
0,75	182,1	94,029	2,56
0,80	-	-	
0,87	182,9	94,024	
1,07	177,6	93,994	
1,25	-	-	2,45
1,27	176,9	93,992	
1,47	167,9	93,982	
1,67	162,6	93,972	
1,70	-	-	2,40
1,87	162,8	93,967	
2,15	-	-	2,29
2,17	149,8	93,960	
2,47	143,1	93,955	
2,60	-	-	2,27
2,77	137,0	93,938	
3,07	135,3	93,933	
3,20	-	-	2,32
3,37	129,8	93,940	
3,87	127,4	93,958	
saída	-	-	2,09

Análise Granulométrica									
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48	
$X_i$ (%)	4,12	12,15	14,62	4,98	5,64	39,42	12,95	6,10	



Experimento nº 13		P <sub>atm</sub> = 702,8 mmHg	
Vazão ar (kg/h): 162,80		Temp. ar entrada (°C): 222,4	
Vazão sólidos (kg/h): 21,36		Umidade inicial sólido (% BU): 71,88	
Posição L (m)	T <sub>g</sub> (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	222,4	-	2,56
0,15	175,0	93,704	
0,25	185,5	93,775	
0,35	186,6	93,783	
0,45	189,9	93,793	
0,55	187,7	93,776	
0,65	183,3	93,788	
0,75	182,8	93,785	2,11
0,80	-	-	
0,87	181,6	93,781	
1,07	180,6	93,756	
1,25	-	-	2,09
1,27	178,5	93,746	
1,47	178,0	93,741	
1,67	174,6	93,734	
1,70	-	-	2,03
1,87	170,0	93,727	
2,15	-	-	1,88
2,17	166,1	93,717	
2,47	164,8	93,717	
2,60	-	-	1,88
2,77	161,6	93,714	
3,07	159,3	93,702	
3,20	-	-	1,88
3,37	157,4	93,700	
3,87	95,4	93,697	
saída	-	-	1,86

Análise Granulométrica									
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48	
Xi (%)	8,60	6,90	10,02	7,55	4,94	41,09	22,48	4,66	

Experimento nº 14		$P_{atm} = 702,8 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 162,89		Temp. ar entrada (°C): 223,5	
Vazão sólidos (kg/h): 21,36		Umidade inicial sólido (% BU): 70,99	
Posição L (m)	$T_g$ (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	223,5	-	2,45
0,15	163,8	93,712	
0,25	173,7	93,773	
0,35	179,1	93,783	
0,45	181,5	93,785	
0,55	184,5	93,761	
0,65	184,5	93,785	
0,75	180,4	93,785	
0,80	-	-	1,99
0,87	176,9	93,781	
1,07	174,0	93,756	
1,25	-	-	1,97
1,27	174,2	93,746	
1,47	172,7	93,739	
1,67	170,1	93,736	
1,70	-	-	1,98
1,87	159,9	93,727	
2,15	-	-	1,84
2,17	162,7	93,719	
2,47	159,9	93,717	
2,60	-	-	1,79
2,77	159,6	93,714	
3,07	157,2	93,712	
3,20	-	-	1,87
3,37	157,0	93,705	
3,87	150,5	93,726	
saída	-	-	1,56

Análise Granulométrica								
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
$X_i$ (%)	8,60	6,90	10,02	7,55	4,94	41,09	22,48	4,66

Experimento nº 15		$P_{atm} = 702,8 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 162,80		Temp. ar entrada (°C): 230,6	
Vazão sólidos (kg/h): 31,58		Umidade inicial sólido (% BU): 68,82	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	230,6	-	2,21
0,15	163,2	93,712	
0,25	178,2	93,775	
0,35	182,1	93,785	
0,45	176,8	93,795	
0,55	185,7	93,770	
0,65	182,3	93,785	
0,75	178,9	93,783	1,96
0,80	-	-	
0,87	176,9	93,783	
1,07	167,7	93,756	
1,25	-	-	1,89
1,27	167,0	93,746	
1,47	165,3	93,741	
1,67	169,9	93,741	
1,70	-	-	1,72
1,87	161,5	93,732	
2,15	-	-	1,73
2,17	158,4	93,724	
2,47	150,0	93,722	
2,60	-	-	1,17
2,77	150,0	93,717	
3,07	148,4	93,707	
3,20	-	-	1,68
3,37	144,6	93,702	
3,87	138,8	93,721	
saída	-	-	1,44

Análise Granulométrica								
Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	8,60	6,90	10,02	7,55	4,94	41,09	22,48	4,66

Experimento nº 16		$P_{atm} = 705,1 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 162,89		Temp. ar entrada (°C): 214,2	
Vazão sólidos (kg/h): 14,64		Umidade inicial sólido (% BU): 60,52	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	214,2	-	1,53
0,15	172,8	94,014	
0,25	185,8	94,077	
0,35	185,2	94,090	
0,45	183,3	94,095	
0,55	185,6	94,092	
0,65	184,9	94,092	
0,75	182,9	94,090	1,39
0,80	-	-	
0,87	182,4	94,087	
1,07	173,3	94,060	
1,25	-	-	1,28
1,27	180,5	94,046	
1,47	178,8	94,046	
1,67	179,3	94,043	
1,70	-	-	1,23
1,87	176,6	94,033	
2,15	-	-	1,23
2,17	169,9	94,026	
2,47	165,7	94,023	
2,60	-	-	1,22
2,77	164,2	94,023	
3,07	162,1	94,009	
3,20	-	-	1,19
3,37	159,6	94,009	
3,87	158,0	94,031	
saída	-	-	1,18

#### Análise Granulométrica

Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	5,89	6,24	15,51	17,41	4,14	38,84	5,48	6,49

Experimento nº 17		$P_{atm} = 705,1 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 162,80		Temp. ar entrada (°C): 214,2	
Vazão sólidos (kg/h): 16,59		Umidade inicial sólido (% BU): 60,44	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	214,2	-	1,53
0,15	166,4	94,014	
0,25	179,7	94,075	
0,35	181,4	94,087	
0,45	181,8	94,092	
0,55	182,5	94,073	
0,65	181,3	94,070	
0,75	176,7	94,090	
0,80	-	-	1,36
0,87	174,5	94,085	
1,07	170,3	94,063	
1,25	-	-	1,26
1,27	169,8	94,053	
1,47	169,6	94,048	
1,67	166,0	94,046	
1,70	-	-	1,23
1,87	165,5	94,033	
2,15	-	-	1,23
2,17	160,4	94,026	
2,47	158,6	94,023	
2,60	-	-	1,22
2,77	159,0	94,019	
3,07	156,5	94,009	
3,20	-	-	1,19
3,37	149,3	94,006	
3,87	149,9	94,028	
saída	-	-	1,08

#### Análise Granulométrica

Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	5,89	6,24	15,51	17,41	4,14	38,84	5,48	6,49

Experimento nº 18		$P_{atm} = 704,2 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 162,80		Temp. ar entrada (°C): 216,3	
Vazão sólidos (kg/h): 49,38		Umidade inicial sólido (% BU): 70,08	
Posição L (m)	$T_g$ (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	216,3	-	2,34
0,15	161,2	93,916	
0,25	165,6	93,982	
0,35	168,8	93,992	
0,45	171,7	93,999	
0,55	174,8	93,982	
0,65	170,8	93,987	
0,75	164,9	93,984	
0,80	-	-	2,23
0,87	160,8	93,989	
1,07	154,6	93,965	
1,25	-	-	1,94
1,27	154,1	93,950	
1,47	151,4	93,953	
1,67	153,0	93,948	
1,70	-	-	1,88
1,87	142,7	93,940	
2,15	-	-	1,94
2,17	135,4	93,933	
2,47	133,7	93,930	
2,60	-	-	1,96
2,77	128,7	93,913	
3,07	124,0	93,899	
3,20	-	-	1,90
3,37	115,9	93,906	
3,87	117,9	93,926	
saída	-	-	1,79

#### Análise Granulométrica

Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
$X_i$ (%)	4,37	8,54	13,50	18,82	4,53	40,89	4,89	4,46

Experimento nº 19		$P_{atm} = 704.2 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 162,80		Temp. ar entrada (°C): 216,3	
Vazão sólidos (kg/h): 49,38		Umidade inicial sólido (% BU): 69,34	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	216,3	-	2,26
0,15	161,2	93,916	
0,25	165,6	93,982	
0,35	168,8	93,992	
0,45	171,7	93,999	
0,55	174,8	93,982	
0,65	170,8	93,987	
0,75	164,9	93,984	2,05
0,80	-	-	
0,87	160,8	93,989	
1,07	154,6	93,965	
1,25	-	-	1,94
1,27	154,1	93,950	
1,47	151,4	93,953	
1,67	153,0	93,948	
1,70	-	-	1,79
1,87	142,7	93,940	
2,15	-	-	1,80
2,17	135,4	93,933	
2,47	133,7	93,930	
2,60	-	-	1,85
2,77	128,7	93,913	
3,07	124,0	93,899	
3,20	-	-	1,82
3,37	115,9	93,906	
3,87	117,9	93,926	
saída	-	-	1,76

**Análise Granulométrica**

Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	10,45	18,30	18,57	2,12	7,20	34,26	5,36	3,74

Experimento nº 20		P <sub>atm</sub> = 705,5 mmHg	
Vazão ar (kg/h): 154,43		Temp. ar entrada (°C): 219,4	
Vazão sólidos (kg/h): 37,68		Umidade inicial sólido (% BU): 72,37	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	219,4	-	2,62
0,15	179,8	94,099	
0,25	183,1	94,148	
0,35	184,6	94,165	
0,45	182,6	94,164	
0,55	184,7	94,145	
0,65	184,5	94,165	
0,75	180,9	94,160	2,47
0,80	-	-	
0,87	174,4	94,158	
1,07	170,1	94,136	
1,25	-	-	2,26
1,27	168,3	94,121	
1,47	166,4	94,121	
1,67	161,6	94,118	
1,70	-	-	2,25
1,87	161,4	94,114	
2,15	-	-	1,97
2,17	157,1	94,104	
2,47	149,7	94,101	
2,60	-	-	1,93
2,77	144,3	94,077	
3,07	146,0	94,077	
3,20	-	-	1,99
3,37	139,2	94,074	
3,87	133,8	94,099	
saída	-	-	1,59

Análise Granulométrica

Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
X <sub>i</sub> (%)	10,45	19,30	18,57	2,12	7,20	34,26	5,36	3,74



Experimento nº 21		$P_{atm} = 705,5 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 154,43		Temp. ar entrada (°C): 222,4	
Vazão sólidos (kg/h): 37,65		Umidade inicial sólido (% BU): 72,24	
Posição L (m)	$T_g$ (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	222,4	-	2,60
0,15	170,8	94,101	
0,25	180,6	94,143	
0,35	183,2	94,165	
0,45	184,5	94,170	
0,55	186,1	94,150	
0,65	183,9	94,167	
0,75	180,7	94,162	2,36
0,80	-	-	
0,87	174,2	94,163	
1,07	166,0	94,141	
1,25	-	-	2,06
1,27	165,4	94,123	
1,47	165,0	94,123	
1,67	161,5	94,118	
1,70	-	-	1,92
1,87	157,2	94,114	
2,15	-	-	1,80
2,17	149,0	94,106	
2,47	151,1	94,104	
2,60	-	-	1,80
2,77	150,3	94,084	
3,07	142,4	94,077	
3,20	-	-	1,86
3,37	133,5	94,077	
3,87	126,3	94,091	
saída	-	-	1,56

#### Análise Granulométrica

Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
$X_i$ (%)	10,45	18,30	18,57	2,12	7,20	34,26	5,36	3,74

Experimento nº 22		P <sub>atm</sub> = 710,0 mmHg	
Vazão ar (kg/h): 154,43		Temp. ar entrada (°C): 222,4	
Vazão sólidos (kg/h): 27,68		Umidade inicial sólido (% BU): 62,55	
Posição L (m)	T <sub>g</sub> (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	222,4	-	1,67
0,15	183,8	94,681	
0,25	195,0	94,745	
0,35	195,9	94,743	
0,45	191,5	94,727	
0,55	191,6	94,728	
0,65	189,7	94,748	
0,75	185,4	94,738	1,49
0,80	-	-	
0,87	184,2	94,743	
1,07	181,4	94,718	
1,25	-	-	1,40
1,27	181,8	94,704	
1,47	180,3	94,696	
1,67	177,6	94,701	
1,70	-	-	1,36
1,87	175,0	94,689	
2,15	-	-	1,33
2,17	169,7	94,679	
2,47	164,0	94,678	
2,60	-	-	1,32
2,77	163,9	94,677	
3,07	159,7	94,674	
3,20	-	-	1,19
3,37	158,1	94,662	
3,87	154,8	94,681	
saída	-	-	1,13

#### Análise Granulométrica

Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	7,54	18,42	19,54	1,77	5,99	31,89	8,86	5,98

Experimento nº 23		$P_{atm} = 710,0 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 154,43		Temp. ar entrada (°C): 221,4	
Vazão sólidos (kg/h): 27,68		Umidade inicial sólido (% BU): 61,08	
Posição L (m)	$T_g$ (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	221,4	-	1,57
0,15	178,5	94,677	
0,25	187,6	94,740	
0,35	186,8	94,740	
0,45	188,4	94,735	
0,55	186,6	94,728	
0,65	183,9	94,789	
0,75	184,2	94,784	1,49
0,80	-	-	
0,87	183,9	94,748	
1,07	177,4	94,716	
1,25	-	-	1,39
1,27	175,4	94,706	
1,47	174,3	94,696	
1,67	173,6	94,696	
1,70	-	-	1,32
1,87	171,6	94,687	
2,15	-	-	1,30
2,17	162,1	94,682	
2,47	159,1	94,677	
2,60	-	-	1,19
2,77	158,0	94,672	
3,07	154,2	94,664	
3,20	-	-	1,35
3,37	148,8	94,662	
3,87	140,2	94,681	
saída	-	-	1,04

#### Análise Granulométrica

Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
$X_i$ (%)	7,54	18,42	19,54	1,77	5,99	31,89	8,86	5,98

Experimento nº 24		$P_{atm} = 709,7 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 154,43		Temp. ar entrada (°C): 213,2	
Vazão sólidos (kg/h): 17,40		Umidade inicial sólido (% BU): 66,43	
Posição L (m)	$T_g$ (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	213,2	-	1,98
0,15	168,4	94,631	
0,25	176,7	94,697	
0,35	175,8	94,725	
0,45	181,4	94,700	
0,55	184,3	94,686	
0,65	182,6	94,708	
0,75	178,3	94,701	1,77
0,80	-	-	
0,87	174,3	94,579	
1,07	173,6	94,572	
1,25	-	-	1,68
1,27	172,0	94,570	
1,47	171,4	94,562	
1,67	168,5	94,560	
1,70	-	-	1,61
1,87	166,7	94,548	
2,15	-	-	1,64
2,17	160,3	94,545	
2,47	157,3	94,543	
2,60	-	-	1,50
2,77	153,8	94,535	
3,07	150,8	94,530	
3,20	-	-	1,47
3,37	146,1	94,508	
3,87	142,5	94,641	
saída	-	-	1,26

#### Análise Granulométrica

Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
$X_i$ (%)	9,74	18,62	16,56	3,39	6,14	32,30	8,41	4,83

Experimento nº 25		$P_{atm} = 709,7 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 154,43		Temp. ar entrada (°C): 213,2	
Vazão sólidos (kg/h): 27,64		Umidade inicial sólido (% BU): 65,26	
Posição L (m)	$T_g$ (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	213,2	-	1,88
0,15	168,3	94,641	
0,25	177,7	94,710	
0,35	178,0	94,735	
0,45	181,4	94,705	
0,55	183,7	94,693	
0,65	181,3	94,715	
0,75	177,6	94,708	
0,80	-	-	1,45
0,87	174,5	94,713	
1,07	169,0	94,686	
1,25	-	-	1,45
1,27	167,7	94,674	
1,47	166,3	94,661	
1,67	162,1	94,666	
1,70	-	-	1,38
1,87	166,1	94,656	
2,15	-	-	1,39
2,17	146,8	94,642	
2,47	146,2	94,644	
2,60	-	-	1,34
2,77	147,8	94,637	
3,07	147,1	94,625	
3,20	-	-	1,30
3,37	137,3	94,622	
3,87	132,3	94,641	
saída	-	-	1,30

#### Análise Granulométrica

Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
$X_i$ (%)	9,74	18,62	16,56	3,39	6,14	32,30	8,41	4,83

Experimento nº 26		$P_{atm} = 710,0 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 154,43		Temp. ar entrada (°C): 214,2	
Vazão sólidos (kg/h): 24,41		Umidade inicial sólido (% BU): 64,26	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	214,2	-	1,80
0,15	172,1	94,669	
0,25	184,5	94,733	
0,35	183,6	94,762	
0,45	181,7	94,743	
0,55	184,1	94,721	
0,65	183,0	94,745	
0,75	181,0	94,738	1,67
0,80	-	-	
0,87	180,0	94,740	
1,07	175,6	94,714	
1,25	-	-	1,50
1,27	175,0	94,704	
1,47	173,6	94,694	
1,67	170,7	94,696	
1,70	-	-	1,39
1,87	172,1	94,687	
2,15	-	-	1,37
2,17	162,9	94,677	
2,47	160,1	94,675	
2,60	-	-	1,27
2,77	159,7	94,667	
3,07	155,9	94,664	
3,20	-	-	1,22
3,37	153,8	94,660	
3,87	149,4	94,681	
saída	-	-	1,14

#### Análise Granulométrica

Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	9,57	17,76	19,45	2,09	4,44	32,72	9,04	4,92

Experimento nº 27		$P_{atm} = 710,0 \text{ mmHg}$	
Vazão ar (kg/h): 154,43		Temp. ar entrada (°C): 213,2	
Vazão sólidos (kg/h): 24,41		Umidade inicial sólido (% BU): 63,75	
Posição L (m)	Tg (°C)	P (kPa)	X (g H <sub>2</sub> O/g m.sêca)
0,00	213,2	-	1,76
0,15	173,8	94,672	
0,25	185,7	94,730	
0,35	183,9	94,762	
0,45	183,3	94,735	
0,55	184,4	94,716	
0,65	183,8	94,745	
0,75	182,5	94,738	
0,80	-	-	1,69
0,87	181,1	94,738	
1,07	177,7	94,711	
1,25	-	-	1,46
1,27	176,0	94,704	
1,47	175,3	94,691	
1,67	172,5	94,696	
1,70	-	-	1,38
1,87	171,9	94,687	
2,15	-	-	1,38
2,17	164,3	94,677	
2,47	160,3	94,674	
2,60	-	-	1,38
2,77	160,5	94,672	
3,07	156,7	94,664	
3,20	-	-	1,35
3,37	152,9	94,660	
3,87	145,3	94,684	
saída	-	-	1,26

#### Análise Granulométrica

Faixa Tyler	>4	>6 <4	>8 <6	>14 <8	>20 <14	>28 <20	>48 <28	<48
Xi (%)	9,57	17,76	19,45	2,09	4,44	32,72	9,04	4,92

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ADEWUMI, M.A.; ARASTOPOUR, H. - "Two-dimensional steady state hydrodynamic analysis of gas-solids flow in vertical pneumatic conveying systems". Powder Technology. 48: 67-74, 1986.
2. ANDRIEU, J. & BRESSAT, R. - "Experimental and theoretical study of a pneumatic dryer". Proceedings of the INTERNATIONAL DRYING SYMPOSIUM, 3; Birmingham, U.K., p10, 1982.
3. ANÔNIMO - "Bagasse solar drying system". Sugar Journal, 47 (12): 6-10, 1985.
4. AOAC - Official Methods of Analysis of the Association of Official Analytical Chemists. 14 ed., Virginia, p.573, 1984.
5. ARRASCAETA, A.; ABREU, D.C. & ORTEGA, T.L. - "Perspectiva del secado de bagaço como sistema...". CubaAzúcar, (3): 42-48, 1982.
6. \_\_\_\_\_ & FRIEDMAN, P. - "Bagasse drying: past, present and future". International Sugar Journal. 86 (1021): 3-6, 1984.
7. \_\_\_\_\_ & FRIEDMAN, P. - "Bagasse drying". International Sugar Journal. 89 (1060): 68-71, 1987.
8. ASAE DATA - "Psychrometric data" - In: \_\_\_\_\_ Agricultural Engineers Yearbook. p. 365-369, 1978.
9. ASHRAE - Psychrometrics. In: \_\_\_\_\_ Ashrae Handbook: Fundamentals. cap. 5. New York, 1977.
10. A.TCHISON, J.E. - "Making bagasse available for pulp, paper, paper board, fibre board, particle board, and other industrial products at what price ...". Proceedings of the



Congress of International Society of Sugar Cane Technologists, 16; São Paulo, set/1977. São Paulo, 1978.

11. BAILLIET, V.J. - "Bagasse drying versus air pre-heating". The Sugar Journal. março: 52-53, 1976.
12. BANDROWSKI, J. & KACZMARZYK, G. - "Gas-to-particle heat transfer in vertical pneumatic conveying of granular materials". Chemical Engineering Science. 33 (10A): 1303-1310, 1978.
13. BARR, D.J. - "Developments in flash drying". Drying's 80. Ed. A.S. Mujundar. Hem. Publ. Corp., New York, 1: 170-173, 1980.
14. BECKER, H.A. - "The effects of shape and Reynolds number on drag in the motion of freely oriented body in an infinite fluid". The Canadian Journal of Chemical Engineering. 37 (4): 85-91, 1959.
15. BIRD, R.B.; STEWART, W.E. & LIGHTFOOT, E.N. - Fenómenos de Transporte. Tradução F.M. Vásquez. Reverté, Barcelona, 1975.
16. BOHNET, M. - "Advances in the design of pneumatic conveyors". International Chemical Engineering. 25 (3): 387-405, 1985.
17. BOOTHROYD, R.G. - "Pressure drop in duct flow of gaseous suspensions of fine particles". Transactions Institute of Chemical Engineers. 44 : 306-313, 1966.
18. \_\_\_\_\_ - Flowing Gas-Solid Suspensions. Chapman and Hall, London, 1971.
19. BOULET, W. - "Waste fuel drying and the energy crisis". The Sugar Journal. nov, 1975.

20. BRASIL. Ministério da Minas e Energia. Eletrobrás. - Aproveitamento energético dos resíduos da agroindústria da cana-de-açúcar. Livros Técnicos e Científicos, Rio de Janeiro, 1983.
21. \_\_\_\_\_Ministério da Indústria e Comércio - Secretaria de Tecnologia Industrial. - Conservação de Energia em Destilarias e Usinas de Açúcar e Utilização do Bagaco, Brasília, 1982.
22. \_\_\_\_\_ Conselho de Desenvolvimento Industrial - Utilização Racional do Bagaco de Cana. Brasília, 1981.
23. \_\_\_\_\_ - CPFL - Análise global da situação atual e das perspectivas energéticas do bagaco de cana-de-açúcar. São Paulo, 1985.
24. BROWN, G.G. - Operaciones Basicas de La Ingenieria Quimica. Ed. Marin, Barcelona, 1965.
25. CAMPANARI, J. - "Resultados experimentais com um secador de bagaco". Boletim Técnico Copersucar. 27, 1984.
26. CAMPANHA, J.R. - Modelagem e Simulação de Secadores Pneumáticos Verticais. Tese de Mestrado, DEQ/FEC/UNICAMP, 1987.
27. CAPES, C.E. & NAKAMURA, K. - "Vertical pneumatic conveying: An experimental study with particles in the intermediate and turbulent flow regimes". The Canadian Journal of Chemical Engineering. 51: 31-38, 1973.
28. CHAND, P. & GHOSH, D.P. - "Critical analysis of pressure drop under pneumatic conveyance of solids". Journal of Agricultural Engineering Research. 13 (1): 36-43, 1968.

29. CHAU, K.V. - "Some new empirical equations for properties of moist air". Transactions of ASAE. p. 1266-1271, 1980.
30. CHONG, Y.O. & LEUNG, L.S. - "Comparison of choking velocity correlations in vertical pneumatic conveying". Powder Technology. 47: 43-50, 1986.
31. CHUKHANOV, Z.F. - "Heat and mass transfer between gas and granular material - Part II". International Journal of Heat and Mass Transfer. 13: 1805-1817, 1970.
32. \_\_\_\_\_ - "Heat and mass transfer between gas and granular material - Part III". International Journal of Heat and Mass Transfer. 14 :337-351, 1971.
33. CONSIDINE, D.M. - Process Instruments and Controls - Handbook. McGraw Hill Book Co., California, 1957.
34. COPERSUCAR - "Secador de bagaço" - ANAIS do Seminário de Tecnologia Industrial, 1., Centro de Tecnologia Copersucar, Piracicaba, 1983.
35. CORONADO, J. - "Bagaço aquece a indústria". Química e Derivados. 16 (190): 44-56, 1982.
36. CORREA, J. L.; RIVACOBÁ, R.S. & PENICHET, L.G. - "Almacenamiento de bagaço húmedo y pre-secado en Cuba análisis comparativo". CubaAzúcar. jan/mar: 27-35, 1981.
37. COSTA, G.M.M. - "Melhoria de balanços térmicos visando sobre de bagaço". STAB. 5 (2): 44-49, 1984.
38. DĂSCĂLESCU, A. - Le Séchage et ses Applications Industrielles. Ed. Dunot, Paris, 1969.
39. DEBRAND, S. - "Heat Transfer during a flash drying process".

Ind. Eng. Chem. Process Development and Development.  
13 (4): 396-404, 1974.

40. EBELING, C. - "Otimização energética de destilaria visando a sobra de bagaço". ANAIS do Seminário de Avaliação do bagaço de cana-de-açúcar, 1. São Paulo, SOPRAL: p. 49-67, 1983.
41. EDWARDS, B.P. - "Bagasse drying". PROCEEDINGS of Australian Society of Sugar Cane Technologists". p. 203-207, 1981.
42. EZEKIEL, M. & FOX, K.A. - Methods of Correlation and Analysis - Linear and Curvilinear. John Wiley & Sons, New York, 1959.
43. FARBAR, L. - "Flow characteristics of solid-gas mixtures". Industrial and Eng. Chemistry. 41 (6): 1184-1191, 1949.
44. FARIA, L.J.G. - Estudo Experimental do Secador Pneumático Vertical. Tese de Mestrado, DEQ/FEC/UNICAMP, 1986.
45. FOUST, A.S.; WENZEL, L.A.; CLUMP, C.W.; MAUS, L. & ANDERSEN, L.B. - Princípios das Operações Unitárias. Tradução H. Macedo. Guanabara Dois, Rio de Janeiro, 1982.
46. FRASER, G. "Bagasse drying at Waialua Sugar Company". Hawaiian Sugar Technology Reports. p. 133-136, 1979.
47. FRIEDMAN, P. & ARRASCAETA, A. - "Por que secar el bagazo?". CubaAzúcar. 3: 27-36, 1984.
48. \_\_\_\_\_; LEAL, D. & FERIA, J. - "Surplus bagasse". International Sugar Journal. 89 (1067): 205-208, 1987.
49. FURINES, J.H. - "Drying bagasse using flue gases". The Sugar Journal. Agosto, p. 39-40, 1976.
50. GALVÃO, C.B. & BARILLARI, S.N. - "Utilização do bagaço de cana

na geração de energia elétrica". Saccharum APC. 22: 35-48, 1982.

51. GHOSH, S.K. - "Bagasse drying - A comparison with other methods of waste heat utilization". Proceedings of the Congress of the International Society of Sugar cane Technologists, 16. p. 2363-2373, 1978.
52. GIDASPOW, D. - One Dimensional Steady Gas-Solid Flow - cap. II  
In:\_\_\_\_\_.
53. GORDON, C.W. - "Flash drying". Chemical Engineering Progress. 45 (8): 477-481, 1949.
54. GOVIER, G.W. & AZIZ, K. - The Flow of Complex Mixtures in Pipes. Van Nostrand Reinhold Co., New York, 1972.
55. GUILHON, C.V. - "Secagem de bagaço de cana". Alcool & Açúcar. 3 (12): 34-39, 1983.
56. \_\_\_\_\_ - "Secagem de bagaço de cana - 2ª parte". Alcool & Açúcar. 3 (13): 26-30, 1983.
57. \_\_\_\_\_ - "Secagem de bagaço de cana - 3ª parte". Alcool & Açúcar. 13 (15): 32-41, 1984.
58. HARIU, O.H. & MOLSTAD, M.C. - "Pressure drop in vertical tubes in transport of solids by gases". Industrial and Engineering Chemistry. 41 (6): 1148-1160, 1949.
59. HENDERSON, S.M. & PERRY, R.C. - Agricultural Process Engineering. John Wiley & Sons, New York, 1955.
60. HEYWOOD, H. - Symp. Interaction between Fluids and Particles. Institute of Chemical Engineers, 1962.

61. HUGOT, E. - Manual de Engenharia Açucareira. Mestre Jou, São Paulo, 1977.
62. JESUS, J.M. - Transferência de Calor Gás-Sólido no Transporte Pneumático. Tese de Mestrado, PPGEQ/UFSCar.
63. JEWELL, J.N.; HARPER, D.O. & PLANK, C.A. - "Pneumatic conveying drying of cut tobacco". Drying'80. Ed. A.S. Mujundar, Hemisphere Pub. Corp., p.174-179, 1980.
64. JINESCU, G. & IACOBINI, M.I. - "Mathematical model for optimal pneumatic dryer design". Proceedings of International Drying Symposium, 7, Praga, agosto, 1990.
65. KACZMARZYK, G. & BANDROWSKI, J. - "Gas-solid heat transfer coefficient in vertical pneumatic transport". International Chemical Engineering. 20 (1): 98-110, 1980.
66. KEEY, R.B. - Drying - Principles and Practice. Pergamon Press, England, 1972.
67. KEMP, I.C.; BAHU, R.E. & OAKLEY, D.E. - "Modelling vertical pneumatic conveying dryers". Proceedings of International Drying Symposium, Praga, 1990.
68. KHAN, J.I. & PEI, D.C. - "Pressure drop in vertical solid-gas suspension flow". Industrial Eng. Chem. Process Des. Development. 12 (4): 428-431, 1973.
69. KMIEC, A.; MIELCZARSKI, S. & PAJAKOWSKA, J. - "An experimental study on hydrodynamics of a system in a pneumatic flash dryer". Powder technology. 20: 67-74, 1978.
70. \_\_\_\_\_ & \_\_\_\_\_ - "Hydrodynamics characteristic of pneumatic flash dryers". Drying's 81. Ed. A.S. Mujundar, Hemisphere Pub. Corp.. p. 213-218.

71. \_\_\_\_\_ - "Study on hydrodynamics of flow in a pneumatic flash dryer".
72. KNOWLTON, T.M. & BACHOVCHIN, D.M. - "The determination of gas-solids pressure drop and choking velocity as a function of gas density in a vertical pneumatic conveying line". In: \_\_\_\_\_ Fluidization Technology - vol II. Ed. D. L. Keaihm, 1976.
73. KLINZING, G.E. - "Vertical transport of solids in the minimum pressure drop region". Industrial Eng. Chem. Process Des. Development. 18 (3): 404-408, 1979.
74. \_\_\_\_\_ & MATHUR, M.P. - "Evaluation os gas-solid flow behavior using voidage meter". Powder Technology. 34: 109-111, 1983.
75. \_\_\_\_\_ & \_\_\_\_\_ - "The behavior of the slip velocity and its relationship in pneumatic conveying". AIChE Symposium Series. 80 (236): 24-31,1984.
76. \_\_\_\_\_ & \_\_\_\_\_ - "Gas-solid transport flow regimes - design & measurement". Canadian J. Chem. Eng. 59: 590, 1981.
77. \_\_\_\_\_ & ROHATGI, N.D.; ZALTASH, A. & MYLER, C.A. - "Pneumatic transport - a review". Powder technology. 51: 135- 149, 1987.
78. KOLPAKOV, V.M. & DONAT, E.V. - "An investigation of the pressure drop in the acceleration zone of a vertical pipeline for conveying solid particles". International Chemical Engineering. 10 (3): 394-398, 1970.
79. KUNNI, D. & LEVENSPIEL, O. - Fluidization Engineering. John Wiley & Sons, New York, 1969.

80. LAPPLE & SHEPHERD - "Fluid particle mechanics". Industrial and Engineering Chemistry. 32, p. 605, 1940.
81. LEDUY, A. & ZAJIC, J.E. - "A geometric approach for differentiation an experimental function at a point". Biotechnology and Bioengineering .XV: 805-810, 1973.
82. LEE, S.L. - "Particle drag in a dilute turbulent two-phase suspension flow". International Journal of Multiphase Flow. 13a(2):1247-256,c1987.ia. 11 (1): 45-80, 1980.
83. LEITH, D. - "Drag on nonspherical objects". Aerosol Science and Technology. 6: 153-161, 1987.
84. LEUNG, L.S. & WILES, R.J. - "A quantitative design procedure for vertical pneumatic conveying systems". Industrial Eng. Chem. Process Des. Development. 15 (4): 552-557, 1976.
85. MACEDO, I.C. - "Economia de energia em usinas de açúcar e álcool". ANAIS do Congresso Brasileiro de Energia, 2, Rio de Janeiro, 1981.
86. MARANHÃO, L.E.C. - "Secador Individual para bagaço de cana". Proceedings of Congress of International Society of Sugar Cane Technologists, 17, Filipinas, 1980.
87. \_\_\_\_\_ - "Secagem de bagaço de cana". ANAIS do Seminário sobre racionalização da produção e consumo de energia na agroindústria canavieira no NE, 1, Maceió, 1979.
88. MASSARANI, G. & D'ÁVILA, J.S. - "Transporte vertical de partículas sólidas". ANAIS do Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos, 2, vol 1, p. 35-47, Rio Claro, 1974.
89. \_\_\_\_\_ & SANTANA, G.C. - "Força resistiva sólido-fluido em sistemas particulados de porosidade elevada". Revista



Brasileira de Tecnologia. 11 (1): 45-80, 1980.

90. \_\_\_\_\_ & VALENÇA, G.C. - "Secagem de bagaço de cana". ANAIS do Encontro Nacional de Secagem, 3, p. 355, Viçosa, 1981.
91. \_\_\_\_\_ & \_\_\_\_\_ - "Secagem de bagaço de cana II". ANAIS do Congresso Latino Americano de Transferência de Calor e Massa, 1, La Plata, 1982.
92. \_\_\_\_\_ & \_\_\_\_\_ - "Secagem de bagaço de cana III". ANAIS do Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos, 10, vol 1, p. 222-241, São Carlos, 1982.
93. MARTIN, H. & SALEH, A.H. - "The drying of fine granular material in a pneumatic drier". International Chemical Engineering. 24 (1): 13-22. 1984.
94. MATSUMOTO, S. & PEI, D.C.T. - "A mathematical analysis of pneumatic drying of grains - I - Constant drying rate". International Journal of Heat and Mass Transfer. 27 (6): 843-849, 1984.
95. McCARTHY, H.E. & OLSON, J.H. - "Turbulent flow of gas-solid suspensions" I. & E. C. Fundamentals. 7 (3): 471-483, 1968.
96. MEHTA, N.C.; SMITH, J.M. & COMINGS, E.W. - "Pressure drop in air-solid flow systems". Industrial and Engineering Chemistry. 49 (6): 986-992, 1957.
97. MEIRELLES, A.J. - Secagem de Bagaço de Cana em Leito Fluidizado. Tese de Mestrado, FEA/UNICAMP, 1984.
98. MENDES, M.J. - "Modelamento de secadores pneumáticos". ANAIS do Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 1, São Paulo, 1976.

99. MOHSEIN, N. N.- Physical properties of plant and animal materials - part II, vol I - Texture of foods, Mechanical damage, Aero and hydrodynamic characteristics and Frictional Properties., 1968.
100. MUJUNDAR, A.S. - Drying of Granular Materials. Notas de conjunto de Palestras oferecidas ao DEM/FEC/UNICAMP.
101. MULLEN, J.F. - "Thermal principles of drying bagasse and trash". Hawaiian Sugar Technology, p. 21-23, 1977.
102. NAKAMURA, K. & CAPES, C.E. - "Vertical pneumatic conveying: A theoretical study of uniform and annular particle flow models".The Canadian Journal of Chemical Engineering. 51: 39-46, 1973.
103. NEBRA, S.A. - Secagem Pneumática de Bagaco de Cana. Tese de Doutorado, FEC/UNICAMP, 1985.
104. NONHEBEL, G. & MOSS, A.A.H. - Drying of Solids in the Chemical Industry. Butterworths Co., London, 1971.
105. PAUL, B. - "Predrying of bagasse in sugar factory and its impact on fuel and steam consumption". Proceedings of Joint Conv. Indian Sugar Technologists Assoc., 5, vol 1, p. 33-37, 1975.
106. PÉCORA, A.A.B.- Estudo Experimental do Escoamento Gás-Sólido em Fase Diluída com Transferência de Calor e Massa.Tese de Mestrado, FEA/UNICAMP, 1985.
107. PERRY, R.H. & CHILTON, C.H. - Manual de Engenharia Química. Guanabara Dois, Rio de Janeiro, 1980.
108. PETTYJOHN, E.S. & CHRISTIANSEN, E.B. - "Effect of particle shape on free-settling rates of isometric particles".

- Chemical Engineering Progress. 44 (2): 157-172, 1948.
109. PLUMB, O.A.; MALTE, P.C.; COX, R.W. & ROBERTUS, R.J. - "Convective drying of small wood particles". Drying's 80. Ed. A.S. Mujundar, Hemisphere Pub. Corp., 1980.
110. PONCE, N.; FRIEDMAN, P. & LEAL, D.- "Geometric properties and density of bagasse particles". Int. Sugar Journal. 85 (1018): 291-295, 1983.
111. REAY, D. & BAHU, R.E. - "Particle velocities in pneumatic conveying dryers". Drying's 85. Ed. A.S. Mujundar, Hemisphere Publ. Corp., 1985.
112. RICHARDSON, J.F. & ZAKI, W.N. - "Sedimentation and Fluidization - part I". Transaction Institute of Chemical Engineers. 32: 35-53 1954.
113. ROCHA, S.C.S. - Contribuição ao Estudo da Secagem Pneumática Vertical: Simulação e Influência do Coeficiente de Transferência de Calor Gás-Partícula. Tese de Doutorado, Escola Politécnica, USP, 1988.
114. ROSE, H.E. & DUCKWORTH, R.A. - "The transport of particles in liquids and gases". The Engineer. mar: p.392-396, 430-483, 1969.
115. SANTANA, C.C. & MASSARANI, G. - "Força resistiva no escoamento em meios porosos de alta porosidade - aplicação no transporte vertical". ANAIS do Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos, 1, Rio de Janeiro, 1973.
116. SCHAEER, R. - "Extração de caldo de cana pelo método de difusão BMA e suas aplicações". Sociedade de Técnicos Açucareiros do Brasil, jan/fev, 1983.

117. SILVA, M.G.C. - Dinâmica do Transporte Pneumático Vertical de Partículas. Tese de Mestrado, DEQ/FEC/UNICAMP, 1984.
118. SILVA, R.B. - Manual de Termodinâmica e Transmissão de Calor. Grêmio Politécnico, USP, 1976.
119. SHIMIZU, A.; ECHIGO, R.; HASEGAWA, S. & HISHIDA, M. - "Experimental study on the pressure drop and the entry length of the gas-solid suspension flow in a circular tube". International Journal of Multiphase Flow. 4: 53-64, 1978.
120. SHISHIDO, C. - "Dryer operation at Waialua Sugar Company". Hawaiian Sugar Technology Reports, p. 130-132, 1979.
121. STEMERDING, S. - "The pneumatic transport of cracking catalyst in vertical risers". Chemical Engineering Science. 17: 599-608, 1962.
122. THORPE, G.R.; WINT, A. & COGGAN, G.C. - "The mathematical modelling of industrial pneumatic driers". Transactions of Institute of Chemical Engineers. 51: 339-348, 1973.
123. TORREZAN, L.M.B.; SARTORI, D.J.M. & SANTANA, C.C. - "Coeficiente global de transferência de calor gás-sólidos no transporte pneumático". ANAIS do Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos, 11, p. 94-106, 1983.
124. VILLANUEVA, J.V. - "Super-aquecedores de vapor, pré-aquecedores de ar e secadores de bagaço para caldeiras a vapor em usinas de açúcar". ANAIS do Congresso Nacional da STAB, 2, vol 4, Rio de Janeiro, 1981.
125. WATSON, K.M. - Industrial and Engineering Chemistry. 35: 398, 1943.

126. WEN, C.Y. & MILLEER, E.N. - "Heat transfer in solids-gas transport lines". Industrial and Engineering Chemistry. 53 (1): 51-53, 1961.
127. XU, G. - "Analytical and experimental study for accelerating and decelerating movement of particles in pneumatic conveyer dryer". Drying's 86. Ed. A.S. Mujundar, Hemisphere Pub. Corp., 1986.
128. YANG, W.C. - "Estimating the solid particle velocity in vertical pneumatic conveying lines". Ind. Eng. Chem. Fundamentals. 12 (3): 349-352, 1973.
129. \_\_\_\_\_ - "A correlation for solid friction factor in vertical pneumatic conveying lines". AIChE Journal. 24 (3): 548-552, 1978.
130. ZENZ, F.A. & OTHMER, D.F. - Fluidization and Fluid-Particle Systems. Reinhold Chemical Engineering Series, Reinhold Pub. Corp., New York, 1960.