

Inpl. 9.10.92

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

Parecer

Este exemplar corresponde a redação final da tese defendida por Antonio José de Almeida Meirelles e aprovada pela Comissão Julgadora em 18.09.84.  
Campinas, 18 de setembro/84.

\_\_\_\_\_  
Presidente da Banca

SECAGEM DE BAGAÇO DE CANA

EM LEITO FLUIDIZADO

Antonio José de Almeida Meirelles  
Engenheiro de Alimentos

*Reproducible copy*

ORIENTADORA

Profa. Dra. Florencia Cecilia Menegalli

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

UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL

"Esta mulher cabe em meus olhos. Envolve-na os meus  
olhares, meus olhares que nada vêm quando a envolvem"

Neruda

Pelo carinho e apoio,  
dedicada à:

ELOISE

AGRADECIMENTOS

À professora Dra. FLORENCIA CECILIA MENEGALLI, pela Orientação e pela Dedicção com que acompanhou todo o desenvolvimento desta Tese.

Ao graduando GUILHERME CAMPOS, pelo estudo fluodinâmico do leite fluidizado de bagaço de cana e pelo auxílio na parte experimental.

Aos Engenheiros ANTONIO A. PIRES de OLIVEIRA F<sup>o</sup> e SERGIO SANTOS MÜHLEN pelo apoio na realização deste trabalho.

Aos professores: ORTEGA, ÂNGELA, ADEMIR e THEO, pelas sugestões no desenvolvimento da pesquisa e análise dos resultados.

À Associação Brasileira da Indústria da Alimentação (ABIA), pela concessão das xerocópias.

Ao CNPq, pelo apoio financeiro.

À TODOS AQUELES que contribuíram para a realização deste trabalho.

"Eu sustento que a única  
finalidade da ciência está  
em aliviar a miséria  
da existência humana"

Brecht

R E S U M O

O bagaço de cana é empregado como combustível de caldeira nas usinas e destilarias. A existência potencial de grandes excedentes do subproduto (em torno de 30%) vem incentivando sua utilização como substitutivo do óleo combustível em outros ramos industriais. Para se viabilizar como tal o bagaço precisa ser seco e compactado.

Um secador descontínuo em leito fluidizado foi construído com o objetivo de estudar a secagem do bagaço de cana. Como o bagaço apresenta um comportamento coesivo, em consequência de sua grande área específica e alta umidade superficial, foi necessário o emprego de um agitador de baixa rotação no interior do leito para permitir a fluidização.

Estudou-se a cinética de secagem, verificando a influência da temperatura e vazão do gás, das rotações do agitador e da umidade inicial do bagaço. Também foi estudada a influência das condições do ar, velocidade de agitação e distribuição de tamanho da amostra sobre a elutriação de partículas.

Foram determinadas equações cinéticas para os vários períodos de secagem. Uma correlação entre os números de Nusselt e Reynolds foi estabelecida para o período de velocidade constante, já que é neste período que ocorre a principal parte da secagem. As equações obtidas permitem a simulação da secagem em outras condições de operação e podem auxiliar no projeto de um secador contínuo em leito fluidizado para o bagaço de cana.

## SUMMARY

Although cane bagasse is generally utilized as a furnace fuel by the sugar industry, excess amounts (ca 30%) are overleft. This excess may be used to replace fuel oil in other industries, but it is necessary to dry and compact the bagasse.

A batch fluidized bed dryer was built to study the drying behaviour of cane bagasse. Since these solids are cohesive due to their great specific area and surface moisture, it was necessary to use a slowly rotating stirrer inside the bed to promote fluidization.

The influence of air flow rate, air temperature, stirrer speed, and initial moisture content of the bagasse on the drying kinetics was studied. The influence of inlet air condition, stirrer speed, and particle size distribution on solids elutriation was also investigated.

A mathematical analysis was made and equations were obtained for the various drying periods. As drying of the bagasse primarily occurs during the constant rate period, a Nusselt-Reynolds correlation was developed for this period. These equations may be used to simulate drying under different conditions and to help in designing a continuous fluidized bed dryer.

NOMENCLATURA

- $a$  = área de superfície das partículas por unidade de volume do leito ( $m^2/m^3$ )  
 $a$  = abertura da peneira (mm)  
 $A$  = área de secção transversal do leito ( $m^2$ )  
 $A_0$  = área do orifício do medidor de vazão ( $m^2$ )  
 $b$  = constante da equação III.24  
 $B_c$  = largura do duto de entrada do ciclone (cm)  
 $c$  = expoente da equação III.24, calculado pela equação III.26 ( $min^{-1}$ )  
 $C$  = coeficiente de descarga  
 $C_p$  = calor específico do gás (kcal/kg °C)  
 $d$  = densidade do bagaço ( $g/cm^3$ )  
 $d_{ar}$  = densidade do ar ( $kg/m^3$  ou  $g/cm^3$ )  
 $d_g$  = densidade do gás ( $kg/m^3$ )  
 $d_l$  = densidade do líquido manométrico ( $kg/m^3$ )  
 $d_p$  = diâmetro das partículas retidas entre duas peneiras consecutivas (mm)  
 $\bar{d}_p$  = diâmetro médio das partículas de matéria-prima (m ou mm)  
 $\bar{d}_p$  = diâmetro médio das partículas de elutriado (mm)  
 $d_s$  = densidade do sólido ( $kg/m^3$  ou  $g/cm^3$ )  
 $d_{ss}$  = densidade do sólido seco ( $kg/m^3$ )  
 $d_{50}$  = diâmetro de partícula correspondente a uma eficiência fracional de recolhimento de 50% (cm)  
 $D$  = diâmetro da tubulação de admissão do ar (m)  
 $D_0$  = diâmetro do orifício do medidor de vazão (m)  
 $g$  = aceleração da gravidade ( $m/s^2$ )

- $G$  = fluxo mássico do gás ( $\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$ )  
 $h$  = coeficiente de transferência de calor fluido-partícula ( $\text{kcal}/\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}$   
 ou  $\text{kcal}/\text{m}^2\text{s}^\circ\text{C}$ )  
 $\Delta h$  = diferença de altura da coluna de líquido manométrico (m ou mm)  
 $k$  = condutibilidade térmica do gás ( $\text{kcal}/\text{h m}^\circ\text{C}$ )  
 $K$  = constante da equação III.25  
 $K_y$  = coeficiente de transferência de massa ( $\text{kg H}_2\text{O}/\text{m}^2\text{h } \Delta Y$ )  
 $L$  = altura do leito fixo (m)  
 $L_f$  = altura do leito fluidizado (m)  
 $L_{mf}$  = altura do leito nas condições de mínima fluidização (m)  
 $m$  = vazão mássica de ar seco ( $\text{kg}/\text{min}$  ou  $\text{kg}/\text{s}$ )  
 $M_0$  = massa úmida de bagaço no início do experimento (g)  
 $M_s$  = massa seca de bagaço presente no leito em qualquer instante (kg)  
 $M_{se}$  = massa seca acumulada de elutriado (g)  
 $M_{s0}$  = massa seca de bagaço no início do experimento (kg)  
 $n$  = expoente da equação III.25  
 $N$  = número de rotações do agitador (rpm)  
 $N_A$  = fluxo mássico de água evaporada ( $\text{kg}/\text{m}^2\text{h}$ )  
 $Nu$  = número de Nusselt  
 $P'$  = peso das partículas por unidade de área transversal do leito ( $\text{N}/\text{m}^2$ )  
 $P_b$  = pressão barométrica (mm Hg)  
 $\Delta P$  = perda de pressão do gás ( $\text{N}/\text{m}^2$ )  
 $r$  = relação definida pela equação III.23  
 $Re$  = número de Reynolds  
 $t$  = tempo de operação (min ou s)  
 $t_c$  = tempo de início do período de velocidade de secagem decrescente (min)  
 $t_i$  = tempo de início do período de aumento na taxa de secagem (min)  
 $t_f$  = tempo final do período de aumento na taxa de secagem (min)

- $t_1$  = tempo de leitura da temperatura (min)  
 $t_2$  = tempo de retirada de amostras (min)  
 $t_3$  = tempo de recolhimento de elutriado (min)  
 $T$  = temperatura do gás ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_a$  = temperatura do ambiente ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_s$  = temperatura do sólido ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_u$  = temperatura de bulbo úmido do gás ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_o$  = temperatura do gás na entrada do leito ( $^{\circ}\text{C}$  ou  $^{\circ}\text{K}$ )  
 $T_1$  = temperatura do gás na saída do leito ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_2$  = temperatura medida no segundo termopar ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $u$  = velocidade superficial do fluido (m/s)  
 $u_c$  = velocidade do gás na entrada do ciclone (cm/s)  
 $u_{mf}$  = velocidade mínima de fluidização (m/s)  
 $V_L$  = volume do leito ( $\text{m}^3$ )  
 $V_s$  = volume de sólidos no leito ( $\text{m}^3$ )  
 $V_v$  = volume de vazios no leito ( $\text{m}^3$ )  
 $\dot{V}$  = vazão volumétrica do gás ( $\text{m}^3/\text{s}$ )  
 $\dot{V}_p$  = vazão volumétrica padrão ( $\text{m}^3/\text{s}$ )  
 $\dot{V}_r$  = vazão volumétrica real ( $\text{m}^3/\text{s}$ )  
 $x$  = fração de massa das partículas retida entre duas peneiras con  
secutivas  
 $X$  = umidade do bagaço (kg  $\text{H}_2\text{O}$ /kg de sólido seco)  
 $X_c$  = umidade crítica (kg  $\text{H}_2\text{O}$  /kg de sólido seco)  
 $X_e$  = umidade do elutriado (kg  $\text{H}_2\text{O}$ /kg de sólido seco)  
 $X_o$  = umidade inicial do bagaço (kg  $\text{H}_2\text{O}$ /kg de sólido seco)  
 $X^*$  = umidade de equilíbrio (kg  $\text{H}_2\text{O}$ /kg de sólido seco)  
 $y$  = expoente da equação III.25  
 $Y$  = umidade do gás (kg  $\text{H}_2\text{O}$ /kg ar seco)  
 $Y_u$  = umidade de saturação do gás (kg  $\text{H}_2\text{O}$ /kg ar seco)  
 $Y_o$  = umidade do gás na entrada do leito (kg  $\text{H}_2\text{O}$ /kg ar seco)

$\alpha$  = expoente da equação III.25

$\beta$  = razão entre o diâmetro do orifício e o da tubulação

$\epsilon$  = porosidade do leito empacotado

$\epsilon_f$  = porosidade do leito fluidizado

$\epsilon_{mf}$  = porosidade do leito nas condições de mínima fluidização

$\lambda$  = calor latente de vaporização da água (kcal/kg)

$\mu$  = viscosidade do gás (kg/m s ou poise)

$\phi$  = esfericidade do sólido

$\bar{\phi}$  = esfericidade média das partículas de matéria-prima

Í N D I C E

|  |        |
|--|--------|
| CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO .....  | 1      |
| I.1 - Importância da utilização racional do bagaço de<br>cana .....                    | 2      |
| I.2 - Secagem do bagaço de cana .....  | 5      |
| I.3 - Secagem em leito fluidizado .....  | 9      |
| <br>CAPÍTULO II - DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL .....                                   | <br>19 |
| II.1 - Descrição do equipamento utilizado .....  | 20     |
| II.2 - Operação do secador .....   | 25     |
| II.3 - Preparação da matéria-prima e caracterização<br>do bagaço de cana .....         | 27     |
| II.3.1 - Preparação da matéria-prima .....   | 27     |
| II.3.2 - Determinação de umidade das amostras e dos <u>e</u><br>elutriados .....       | 28     |
| II.3.3 - Análise da distribuição de tamanho da matê-<br>ria-prima e do elutriado ..... | 28     |
| II.3.4 - Densidade do bagaço de cana .....   | 31     |
| <br>CAPÍTULO III - PROCESSAMENTO E ANÁLISE DOS RESULTADOS .....                        | <br>33 |
| III.1 - Características físicas do material .....                                      | 34     |
| III.1.1 - Distribuição de tamanho .....  | 34     |
| III.1.2 - Densidade .....  | 37     |
| III.1.3 - Esfericidade média do bagaço de cana .....                                   | 39     |
| III.2 - Fluidização do bagaço de cana .....  | 40     |
| III.3 - Cinética de secagem do bagaço de cana em leito<br>fluidizado .....             | 45     |

|  |     |
|--|-----|
| III.3.1 - Influência da vazão do gás na secagem ....                                     | 50  |
| III.3.2 - Influência da temperatura do ar na secagem .....                               | 51  |
| III.3.3 - Influência das rotações do agitador na secagem .....                           | 52  |
| III.3.4 - Influência da umidade inicial na secagem ...                                   | 53  |
| III.4 - Equações cinéticas para a secagem do bagaço de cana em leite fluidizado .....    | 55  |
| III.4.1 - Período de velocidade de secagem constante ...                                 | 55  |
| III.4.2 - Período de aumento na velocidade de secagem .....                              | 64  |
| III.4.3 - Período de velocidade de secagem decrescente .....                             | 68  |
| III.5 - A Elutriação .....   | 74  |
| III.5.1 - Influência das condições experimentais na porcentagem de massa elutriada ..... | 75  |
| III.5.2 - Influência das condições experimentais no diâmetro médio dos elutriados .....  | 78  |
| CAPÍTULO IV - CONCLUSÕES .....   | 81  |
| CAPÍTULO V - SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS .....                                      | 86  |
| APÊNDICE 1 - Fluidização .....   | 88  |
| APÊNDICE 2 - Dimensionamento do ciclone .....  | 97  |
| APÊNDICE 3 - Determinação da vazão do ar de secagem .....                                | 100 |
| APÊNDICE 4 - Tabelas dos resultados experimentais .....                                  | 105 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....   | 136 |

CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO

### 1.1. Importância da Utilização Racional do Bagaço de Cana

O crescimento acelerado dos custos de energia, em especial a derivada de combustível fóssil, vem incrementando a necessidade de estudos profundos na área energética. Esta exigência tem incidido, com particular intensidade, no setor da agroindústria canavieira. A implantação do Programa Nacional do Alcool, a medida que vem reforçando a já histórica importância desempenhada por este setor na economia nacional, tem concorrido como um fator adicional na solicitação de estudos básicos e tecnológicos nesta área. Assim processos visando a otimização da obtenção de açúcar e álcool a partir da cana, como também a utilização racional dos subprodutos energéticos, em particular o bagaço, tornam-se essenciais.

O bagaço da cana é, na atualidade, praticamente todo utilizado como fonte primária de energia nas usinas de açúcar e destilarias de álcool, gerando vapor e energia elétrica para consumo próprio. O seu armazenamento provoca problemas, já que, tendo baixa densidade, necessita de grande espaço, além de fermentar, pois possui açúcar residual e alta umidade ao sair da extração nas moendas (em torno de 50% em base úmida). Estas dificuldades, adicionadas à sua grande disponibilidade, fizeram com que a preocupação das usinas e destilarias tenha sido, até recentemente, a de não permitir excedente deste subproduto, mesmo que isto significasse o desperdício proposital da energia gerada pela sua combustão (1, 2).

Entretanto a possibilidade de utilização do bagaço de cana como substitutivo do óleo combustível em outros ramos industriais, ou na co-geração de energia elétrica (3), ou ainda o incentivo a outras aplicações (fertilizante natural, aglomerados para construção, insumo industrial na produção de papel, furfural e outras substâncias químicas, etc.) passa a justificar a mudança desta situação, com a melhoria do balanço energético da agroindústria canavieira podendo resultar em grandes excedentes do subprodutos. De acordo com Macedo (4) a otimização do balanço energético pode resultar, nas usinas com destilarias anexas, em excedentes de 25% e, nas destilarias autônomas, de 48% da massa total de bagaço produzido.

Isto é confirmado pelo relatório divulgado pelo Conselho de Desenvolvimento Industrial-CDI - (1). Ele apresenta valores de excedentes de bagaço que poderiam ter sido atingidos nas safras de 75/76 a 80/81, estimados com base em coeficientes médios de rendimento (280-300 kg de bagaço/ton de cana moída; 5,3 - 5,6 kg de vapor/kg de açúcar nas usinas; 5,0 kg de vapor/l de álcool nas destilarias anexas e nas autônomas; 2,0 kg de vapor gerado/kg de bagaço queimado com 50% de umidade em base úmida) e na evolução da quantidade de cana moída, etanol e açúcar produzido nestas safras. Estes coeficientes podem ser alcançados pelas usinas e destilarias convencionais pela simples melhoria do balanço térmico, sendo desnecessário alterações tecnológicas de maior vulto. Um resumo dos dados apresentados encontram-se na Tabela 1. Considerando a possibilidade de melhoramentos tecnológicos e operacionais (utilização de caldeiras de alta pressão, redução da umidade do bagaço que alimenta as caldeiras, alteração do acionamento dos equipamentos mais pesados do processamento de cana para melhorar o rendimento, etc.) que resultariam numa maior produção de vapor por kg de bagaço (3,0 kg de vapor/kg de bagaço) e na melhoria dos outros coeficientes, o relatório também apresenta projeções do excedente de bagaço capaz de se obter nas próximas safras. Estes dados encontram-se na Tabela 2.

| SAFRA  | 1975/76 | 1976/77 | 1977/78 | 1978/79 | 1979/80 | 1980/81 |
|--|---------|---------|---------|---------|---------|---------|
| Bagaço Total Gerado (1000 ton)                             | 19.672  | 25.322  | 30.277  | 31.466  | 33.603  | 37.391  |
| Demanda Teórica de Bagaço para Geração de Vapor (1000 ton) | 17.100  | 21.929  | 25.561  | 23.925  | 22.835  | 26.775  |
| Excedente Teórico de Bagaço (1000 ton)                     | 2.572   | 3.393   | 4.716   | 7.541   | 10.768  | 10.616  |
| Excedente Teórico Percentual (%)                           | 13,1    | 13,4    | 15,6    | 24,0    | 32,0    | 28,4    |

Tabela 1. Excedente Teórico de bagaço, safras de 1975/76 a 1980/81.

| SAFRA   | 1983/84 | 1984/85 | 1985/86 |
|---|---------|---------|---------|
| Bagaç <u>o</u> a ser Gerado (1000 ton)  | 47.626  | 56.639  | 69.575  |
| Demanda de bagaç <u>o</u> para gerar vapor nas condições atuais (2 kg vapor/kg bagaç <u>o</u> ) (1000 ton)    | 36.450  | 42.250  | 50.479  |
| Demanda de bagaç <u>o</u> para gerar vapor em condições melhoradas (3 kg vapor/kg bagaç <u>o</u> ) (1000 ton) | 24.300  | 28.167  | 33.653  |
| Excedente de bagaç <u>o</u> nas condições atuais (%)  | 23,5    | 25,4    | 27,4    |
| Excedente de bagaç <u>o</u> nas condições melhoradas (%)  | 49,0    | 50,3    | 51,6    |

Tabela 2. Excedente de bagaço previsto para as próximas safras nas condições atuais e em condições tecnológicas melhoradas.

Os dados das Tabelas 1 e 2 evidenciam claramente que a melhoria do balanço energético das usinas e destilarias já poderia ter gerado nas safras passadas, assim como poderá gerar nas futuras, substanciais excedentes do subproduto.

Esses excedentes podem ser significativamente aumentados com o aprimoramento das condições tecnológicas das usinas e destilarias. Baseado nestes dados, pode-se estimar que a implantação de um programa de utilização energética do bagaço de cana significaria, hoje em dia, a economia de 3% do valor do petróleo importado, considerando as atuais condições das usinas e destilarias, podendo atingir, com a melhoria das condições tecnológicas, 7% das

importações de petróleo (em termos de óleo combustível, com uma relação de 5,23 ton de bagaço para substituir 1 ton de óleo). No período de 1981/1982 a 1985/1986 isto representaria para o país uma economia de US\$ 2,3 bilhões, no primeiro caso, e US\$ 4,7 bilhões, no segundo (1).

Os dados acima evidenciam que o bagaço tem na geração de vapor a sua aplicação de maior importância na atualidade, já que substituindo o óleo combustível derivado do petróleo ele auxiliará na melhoria da balança comercial brasileira.

Trabalho realizado pela Diretoria de Engenharia da Companhia Paulista de Força e Luz reforça esta opinião (3). O estudo esclarece que, sob o ponto de vista técnico, a co-geração da energia elétrica é plenamente viável, pois evita os inconvenientes da comercialização do bagaço e pode representar à rede elétrica um verdadeiro estoque energético a baixo custo de operação. No entanto, dada a situação atual de excesso de disponibilidade de energia elétrica, não parece haver viabilidade econômica para esta opção, pelo menos a curto prazo.

Assim, ainda que a possibilidade de utilização do bagaço de cana como insumo industrial na produção de furfural, papel e celulose e como insumo energético na produção de energia elétrica agreguem maior valor ao subproduto (1), os fatores conjunturais indicam para o bagaço o caminho de firmar-se como um substitutivo do óleo combustível em outros ramos industriais. Para que isto aconteça ele precisa ser beneficiado de forma que sua fermentação seja impedida e sua densidade seja aumentada, ou seja, ele precisa ser seco e compactado.

## I.2. Secagem do Bagaço de Cana

O bagaço é o resíduo fibroso da cana, após a extração do açúcar. Ele consiste de água, fibras e pequenas quantidades de sólidos solúveis. Sua composição varia de acordo com a variedade de cana, seu grau de maturação, método de colheita e o processo e a eficiência da extração. Em geral, na extração por moendas ele sai com menos umidade e 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 maior.

Para o bagaço, resultado da extração por moendas, pode-se estimar a seguinte faixa de composição média (5):

|                            |            |
|----------------------------|------------|
| Água                       | - 46 a 52% |
| Fibras                     | - 43 a 52% |
| Sólidos Solúveis           | - 2 a 6%   |
| (principalmente<br>açúcar) |            |

As fibras são componentes da cana, insolúveis em água e formadas de celulose, pentosanas e lignina. Apesar de existirem vários tipos de tecidos fibrosos constituintes da cana, os dois mais importantes resíduos fibrosos que ocorrem no bagaço são:

a. o originário das células cilíndricas, resistentes e de parede rígida, constituintes do tecido vascular e da casca, denominado fibras verdadeiras;

b. o originário das células de forma irregular, de pouca resistência e de parede fina, constituintes do parênquima, na parte interna do caule, denominado medula (5).

Os dois tipos de resíduos tem composição química semelhante, mas sua estrutura difere grandemente; ocorrem, de acordo com Paturau (5), numa razão de massa de 2,5/1 aproximadamente de fibras verdadeiras para medula.

O bagaço apresenta uma baixa densidade ("bulk density") variando entre 160 e 240 kg/m<sup>3</sup> para o bagaço amontoado e 80 a 120 kg/m<sup>3</sup> para o bagaço solto (6). Sua baixa densidade implica na exigência de sistemas de estocagem coberta de grandes dimensões, e no caso de acumulação a descoberta facilita a sua dispersão pelo vento. O armazenamento com teor de umidade alto e com açúcar residual propicia a ocorrência de fermentação. No caso de transporte em caminhão, o deslocamento a distâncias consideráveis implica em altos custos de transporte, dado sua baixa densidade. Considerando

estes fatores, para viabilizar-se como substitutivo do óleo combustível, ele deve ser submetido a dois processos; a secagem e compactação. Através da secagem, pré-requisito para compactações mais intensas, o bagaço adquire maior poder calórico por unidade de massa, tem seu peso reduzido e livra-se da possibilidade de fermentação; a compactação confere-lhe uma densidade mais alta, viabilizando o transporte e a estocagem (7). A compactação pode ser obtida por briquetagem ou por peletização.

O relatório do CDI apresenta custos estimados do bagaço briquetado e bagaço peletizado, comparativamente ao óleo combustível, segundo valores de Julho de 1981 (Tabela 3).

| Combustível            | Poder Calórico<br>(kcal/kg) | Preço por Tonelada<br>(Cr\$) | Custo de Energia<br>Equivalente (Cr\$) |
|------------------------|-----------------------------|------------------------------|--|
| Briquetes de<br>Bagaço | 4.200                       | 417,00                       | 992,86                                 |
| Pelets de<br>Bagaço    | 3.800                       | 425,00                       | 1.118,42                               |
| Óleo Combustível       | 10.000                      | 20.000,00                    | 20.000,00                              |

Tabela 3. Comparação de Custos para bagaço e óleo combustível.

Logo o beneficiamento do bagaço pode viabilizá-lo como substitutivo do óleo combustível em outros ramos industriais.

Considerando a secagem do bagaço, o insumo energético mais adequado para a redução de sua umidade parece ser os gases quentes provenientes das chaminés das caldeiras. 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. Considerando que, do ponto de vista da eficácia na recuperação energética, não há diferença significativa entre a secagem e o emprego de economizadores e pré-aquecedores, e que não

existe maior dificuldade técnica na combustão do bagaço úmido (com umidade menor ou igual a 50% em base úmida), o emprego dos gases de chaminé na secagem deve ser analisada à luz do balanço energético global de cada usina, não se constituindo sempre no melhor caminho (8,9). Entretanto, tomando como base a tendência de aumento do excedente do subproduto, e a necessidade do beneficiamento para que esse excedente tenha viabilidade como substitutivo do óleo combustível, a utilização dos gases de chaminé na secagem ganha outra dimensão. Neste caso é possível o uso combinado dos economizadores e pré-aquecedores de ar com secadores de bagaço como forma de recuperação do calor sensível dos gases de chaminé, atendendo também à necessidade de beneficiamento do subproduto excedente. O efeito da secagem no poder calórico pode ser observado na Tabela 4, que deixa claro o acentuado aumento do calor liberado pela combustão com a redução da umidade.

| Umidade<br>(% b.u.) | Poder Calórico<br>(kcal/kg) |
|---------------------|-----------------------------|
| 60                  | 1329                        |
| 50                  | 1814                        |
| 40                  | 2299                        |
| 30                  | 2783                        |
| 20                  | 3268                        |
| 15                  | 3510                        |
| 10                  | 3753                        |

Tabela 4. Efeito da secagem no poder calórico do bagaço.

Existem antecedentes da secagem de bagaço de cana empregando os gases de chaminé. Os principais tipos de secadores utilizados são o de tambor rotativo e o de transporte pneumático. Uma avaliação crítica dos diferentes tipos de secadores foi realizada por Maranhão (10). Recentemente, juntamente com a instalação dos primeiros secadores de bagaço no Brasil, tem-se realizado esforços no sentido de se desenvolver uma tecnologia nacional na área (11). A alternativa mais estudada e empregada tem sido a secagem pneumática, que requer consumo elevado de energia elétrica, na ordem de 4 a 8 cvh/ton de bagaço (12), para a circulação dos gases

quentes e movimentação dos sólidos. Ainda que a secagem em transporte pneumático resulte em elevadas taxas de transferência de calor e massa, as vazões normalmente empregadas dos gases de chaminé são altas, produzindo uma recuperação nem sempre eficiente do calor sensível dos gases. Massarani e colaboradores (12,13,14), em estudos em realização, vem procurando desenvolver um secador em leito deslizante, com o bagaço deslocando-se por gravidade e o gás de secagem percolando o leito 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. Considerando estes fatores a utilização da fluidização na secagem do bagaço parece interessante, por garantir altas taxas de transferência de calor e massa com menor consumo de energia de ventilação em relação a secagem pneumática. É uma alternativa que pode melhorar a recuperação da energia térmica dos gases de chaminé e minimizar o consumo de energia elétrica.

### 1.3. Secagem em Leito Fluidizado

A secagem envolve o processo simultâneo de transferência de calor e de massa. Em geral o calor é suprido pelo gás, que também arrasta a umidade evaporada. Neste caso a taxa global de secagem é controlada pela resistência à transferência de calor e massa na fase gasosa ou pela resistência ao transporte na fase sólida.

Se no início da secagem o sólido estiver úmido, sua superfície estará coberta com uma fina película de líquido, constituída de umidade não ligada. Esse líquido absorverá calor do gás de secagem e se evaporará. Mantendo-se constante a temperatura, umidade e velocidade de entrada do gás, a evaporação de água se dará na mesma taxa da transferência de calor para a superfície do sólido, enquanto esta se mantiver saturada de líquido. A superfície do sólido e sua película de líquido atingirá e se manterá numa temperatura de equilíbrio, a temperatura de bulbo úmido do

gás, até o final deste período. Este é denominado de período de taxa de secagem constante. A seguinte relação se aplica:

$$N_A = k_y (Y_u - Y) \quad (I.1)$$

onde:  $N_A$  = fluxo mássico ( $\text{kg}/\text{m}^2\text{h}$ )

$K_y$  = coeficiente de transferência de massa ( $\text{kg H}_2\text{O}/\text{hm}^2\Delta Y$ )

$Y$  = umidade do gás ( $\text{kg H}_2\text{O}/\text{kg ar seco}$ )

$Y_u$  = umidade de saturação do gás ( $\text{kg H}_2\text{O}/\text{kg ar seco}$ )

Como todo o calor transferido é empregado na evaporação da água, o fluxo de secagem pode ser expresso por:

$$N_A = \frac{h (T - T_u)}{\lambda} \quad (I.2)$$

onde:  $h$  = coeficiente de transferência de calor ( $\text{kcal}/\text{hm}^2\text{°C}$ )

$T$  = temperatura do gás ( $\text{°C}$ )

$T_u$  = temperatura de bulbo úmido do gás ( $\text{°C}$ )

$\lambda$  = calor latente de vaporização da água a  $T_u$  ( $\frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$ )

Neste período a taxa global de secagem é controlada pela resistência na fase gasosa (15, 16).

Com o prosseguimento da secagem atinge-se o conteúdo crítico de umidade. O líquido que se encontra no interior do sólido não mais consegue atingir sua superfície tão rapidamente quanto ocorre a evaporação; a superfície, portanto, não se encontra mais saturada. A temperatura da superfície do sólido eleva-se e a taxa de secagem começa a decrescer. Este é o período de taxa de secagem decrescente. O controle é realizado pela resistência ao transporte na fase sólida. A umidade crítica depende da natureza do sólido e das condições de secagem. A secagem pode prosseguir até que se atinja a umidade de equilíbrio (15, 16).

Uma típica curva de secagem, mostrando os períodos existentes, encontra-se na Figura 1.

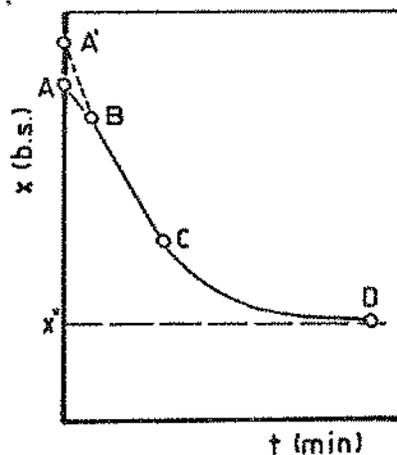


Figura 1. Curva típica de secagem.

O período inicial é o de ajuste do sistema, com o sólido aquecendo-se (AB) ou resfriando-se (A'B) até atingir a temperatura de bulbo úmido. BC é o período de taxa de secagem constante e CD o período de taxa de secagem decrescente.  $X^*$  é a umidade de equilíbrio (15).

Em leito fluidizado, o mecanismo de secagem é semelhante ao anteriormente apresentado. A aplicação de fluidização na secagem de sólidos tem sido muito estudada nos anos recentes, dando origem a um conjunto de publicações que merecem destaque. Yamada (17) estudou a secagem, com posterior torrefação e salga, de sementes de sésamo num leito que possuía um agitador com várias pás. Observou aumento na taxa de secagem quando utilizou valores altos de rotação (591 e 980 rpm) em comparação com a taxa de secagem em leito sem agitação. Brunello (18) estudou a secagem de sorgo, com ênfase na transferência de calor. A correlação obtida entre o número de Nusselt e o número de Reynolds apresenta constante de valor menor que o citado por Kunii (19).

Na secagem de sólidos de grande diâmetro, tem-se estudado

a aplicação de leito fluidizado centrífugo, consistindo basicamente de um cilindro perfurado, com rotação perto de 1000rpm e que permite trabalhar com velocidades de gás muito maiores. Este equipamento foi utilizado por Farkas e colaboradores (20 - 22) para a secagem de arroz pré-cozido e por Cannon (23) para a secagem de cebola, repolho, cenoura e cogumelos picados. Uma outra opção para produtos de grande diâmetro é o leito vibro-fluidizado (24), no qual se produz movimentação das partículas por vibração, podendo-se utilizar velocidades menores do gás. Finzer (25) fez estudo comparativo da secagem de fatias de cebola em leito estático e em leito vibro-fluidizado, e analisou a influência da intensidade e da amplitude da vibração na velocidade de secagem. Fito e Sanz (26-28) estudaram a secagem de farelo de arroz em leito vibro-fluidizado, determinando a perda de carga, velocidade mínima de fluidização, temperatura e umidade, e correlacionando a velocidade de secagem em função destas variáveis.

A aplicação do leito fluidizado na secagem dos sólidos apresenta, em alguns casos, particularidades que merecem destaque dentro da teoria geral de fluidização (Apêndice 1). A secagem provoca mudanças de densidade e/ou volume das partículas. Estas incidem diretamente nas condições de fluidização, pois tendem a reduzir a velocidade mínima necessária para manter o leito fluidizado e também a velocidade de arraste das partículas. Ocorre, assim, modificação contínua da faixa de velocidades de fluidização (faixa situada entre a mínima de fluidização e a de arraste), implicando, se é desejado evitar a elutriação de partículas, na necessidade de controle da velocidade do fluido (29). Se a velocidade é mantida constante ocorre maior formação de bolhas e canais, a agitação torna-se mais violenta, os sólidos movem-se mais vigorosamente e uma quantidade cada vez maior de finos é elutriada a medida que a secagem prossegue, num efeito semelhante a um leito fluidizado, com partículas de propriedades constantes, que tenha a velocidade do gás continuamente aumentada.

Laul e Giradkar (30) estudaram a influência da umidade na velocidade mínima de fluidização de pimentas inteiras e picadas. Obtiveram como resultado que a velocidade mínima de fluidização se mantinha praticamente constante até umidades em torno de 1,35 em base seca, a partir da qual ela aumentava com a umidade.

Arai e colaboradores (31) também estudaram esta interrelação, observando, tanto em materiais porosos como em não porosos, tendência de aumento da velocidade mínima de fluidização com a umidade; no entanto obtiveram, que no caso de materiais porosos, a dependência era pequena até que a umidade das partículas atingisse um valor consideravelmente alto, a partir do qual a velocidade mínima de fluidização crescia rapidamente com a umidade. Segundo Arai isto vem indicar que a baixa qualidade da fluidização dos produtos porosos é provocada principalmente pela umidade aderente a superfície das partículas. Quando, além disso, estas partículas apresentam grande área específica, a umidade superficial atua como um forte agente coesivo, dificultando e chegando mesmo a impedir a fluidização. É o caso do bagaço de cana. Comportamento semelhante já foi observado na fluidização de farinha de trigo, que pode ser considerado um material representativo de um grupo de pós finos que se apresentam muito coesivos, não podendo ser fluidizados pela técnica usual. A solução encontrada neste caso, por Brekken e colaboradores (32), foi o emprego de um agitador de baixa rotação logo acima do distribuidor de gás, originando uma nova versão do leito fluidizado: o leito agito-fluidizado. A agitação tornou possível a fluidização. Sem ela, a farinha se aglomerava, formavam-se canais de escoamento preferencial do gás, e este passava sem fluidizar as partículas. Com o agitador os canais de gás formados eram quebrados, as partículas eram distribuídas no escoamento do gás, ocorrendo a fluidização.

Brekken obteve um estado de fluidização coesiva com rotações do agitador tão baixas quanto 13 rpm. Um pequeno aumento das rotações, atingindo-se 25 rpm, melhorava a fluidização, a partir do que as características do leito tornavam-se praticamente independentes de novos aumentos. Assim, a partir de 25 rpm, a velocidade necessária para a mínima fluidização e a perda de carga no leito eram independentes das rotações, enquanto a expansão do leito era muito pequena com o aumento de seu valor. Estudando a interrelação entre o torque aplicado pelo agitador e a velocidade do gás, encontrou que, em leito fixo, o torque diminuía rapidamente com o aumento da velocidade do gás, e que, com o início da fluidização, o torque tendia a um valor mínimo, sendo praticamente independente de novos aumentos na velocidade. Brekken utilizou um gráfico do torque em função de velocidade do gás para determinar a

velocidade mínima de fluidização, sugerindo-o como um método alternativo nos casos em que o processo convencional (gráfico perda de carga no leito em função da velocidade do gás) se mostre inadequado, em sistemas agito-fluidizados. Outra característica importante obtida por Brekken foi a baixa potência requerida para a agitação do leito fluidizado.

Um conhecimento adicional sobre a natureza deste tipo de leito fluidizado é dado pelo exame dos resultados de Brekken quanto à queda de pressão adimensional (que é a razão da perda de carga no leito para o peso das partículas por unidade de área de seção transversal). Para leitos idealmente fluidizados a perda de carga adimensional é igual a 1; no leito da farinha foram obtidos valores consideravelmente menores que a unidade (de 0,77 a 0,85). Isto indica que o leito não estava completamente suportado pelo gás, estando apoiado, em parte, nas paredes ou no distribuidor; o leito possuía certa estrutura, tendo uma fluidez menor que um leito fluidizado normal. A perda de carga adimensional aumentava com a altura do leito, indicando melhor fluidização e maior circulação de sólidos em leitos mais fundos.

Para obter uma base de comparação destes resultados Brekken realizou experimentos com amido de milho, com uma mistura de farinha de trigo e um antiaglomerante (Hi-Sil 233) e com um material não coesivo (resina de polietileno em pó - microtene MN701). Para o amido de milho obteve uma perda de carga adimensional de 0,51 e notou uma resistência maior à agitação, indicando ser este um leito com coesividade maior que a farinha. A mistura conseguiu fluidizar bem sem agitação na maioria das condições, ainda que a baixas velocidades do gás e leito de pouca altura ocorresse tendência à formação de canais; neste último caso a agitação melhorava a fluidização. Isto vem indicar que o antiaglomerante funcionou, reduzindo a coesividade das partículas e permitindo a fluidização. No caso do material não coesivo a perda de carga adimensional obtida foi de 0,94, indicando que o peso do leito estava praticamente todo sustentado pelo escoamento do gás. Para este último material as características da fluidização mostraram-se independentes da agitação. O valor mínimo de torque necessário para agitar o leito fluidizado de material não coesivo foi bem menor do que o valor para a farinha e o amido, indicando uma resistência muito menor

oferecida pelo material; isto também ocorreu com a mistura farinha-antiaglomerante. Estudando as taxas de elutriação (porcentagem de massa arrastada pelo escoamento do gás por unidade de tempo) das partículas de farinha e de mistura, Brekken observou que são independentes do número de rotações, desde que o leito esteja fluidizado adequadamente. Encontrou ainda que a taxa de elutriação é bem menor para a farinha do que para a mistura, assim como seu valor aumenta com o crescimento da velocidade do gás mais vagarosamente no primeiro caso do que no segundo; é mais uma indicação de diferença de coesividade dos materiais.

Em uma segunda etapa de seu estudo, Brekken analisou a mistura e circulação de sólidos num leito agito-fluidizado de farinha (33). Após colocar traçadores (sais de cobalto, manganês e cobre) no topo do leito, retirava amostras do fundo, próximo ao distribuidor, para analisar a variação da concentração de traçadores em função do tempo. Observou que a concentração de traçadores no fundo do leito era zero inicialmente e que após um pequeno intervalo de fluidização ela aumentava rapidamente, tendendo a um valor limite. Entretanto, mesmo após longo tempo de fluidização, as concentrações de traçadores variaram de amostra a amostra, circun dando este valor médio; isto indica que o leito analisado não se comportava como uma mistura perfeita. Baseando-se nos dados obtidos, Brekken desenvolveu um modelo para mistura em leito fluidizado de substâncias coesivas, onde considera que a subida de sólidos através do leito é praticamente instantânea, enquanto a descida exige certo intervalo de tempo. Estas considerações são confirmadas por Kunii (19), que diz existir um movimento definido de subida e descida dos sólidos no leito, sendo o primeiro rápido e o segundo relativamente lento. Segundo Brekken a elevação da velocidade do gás e das rotações do agitador provoca uma redução do tempo mínimo necessário para se atingir uma mistura relativamente homogênea, assim como um aumento da homogeneidade da mistura final. A adição de antiaglomerante (Hi-Sil 233) também eleva a capacidade de mistura do sistema.

Mais recentemente Nielsen (34), utilizando um sistema semelhante ao de Brekken, mas com melhoramentos nas técnicas de determinação experimental, estudou a mistura e circulação de sólidos

em leito de farinha. A maioria de seus resultados são análogos aos de Brekken, conflitando-se num ponto: Nielsen observou que, se as rotações do agitador são suficientes para evitar a canalização e permitir a fluidização, o aumento de seu valor não afeta a capacidade de mistura de leito. O fato de Brekken ter utilizado leitos com pouca altura torna-os mais sensíveis à variação do número de rotações do agitador. Tomando amostras a várias alturas do leito Nielsen constatou que a relativa homogeneidade que se observa nas amostras retiradas do fundo do leito se reproduzem em todo seu comprimento, indicando que todo o leito atinge aquele grau de mistura, sem nenhuma segregação significativa dos traçadores quanto à posição vertical. Verificou ainda que os leitos de farinha empregados não tinham uma transição direta do leito fixo para o leito fluidizado, ocorrendo um estado intermediário, onde existiam partes do leito que estavam fluidizadas e partes que não. À velocidades maiores que duas vezes a de mínima fluidização este estado era ultrapassado, atingindo-se uma mistura adequada do leito. Quanto à circulação dos sólidos observou que as partículas próximas à parede e ao centro do leito moviam-se para baixo lentamente, enquanto pequenas quantidades de farinha eram levadas a superfície, rapidamente, por bolhas de gás. A adição de antiaglomerante (Cab-o-Sil) reduzia a velocidade mínima de fluidização e aumentava significativamente a velocidade de circulação dos sólidos, além de torná-la mais dependente da velocidade do gás.

Nota-se que a coesividade do material, além de dificultar a fluidização, exigindo o emprego de um agitador, interfere nas características fluodinâmicas do leito, aumentando a velocidade mínima de fluidização, provocando uma perda de carga adimensional bem menor que a unidade, e, principalmente, prejudicando a circulação e movimentação dos sólidos. Estes fatores vão interferir nas taxas de transferência de calor e massa.

Com relação a transferência de calor entre as partículas e as paredes do leito, Baerns (em Nazemi(35)) procurou estudá-la para sólidos finos e grossos, todos de materiais que não necessitam de agitação para fluidizar. Observou que a medida que o tamanho das partículas era reduzido o coeficiente de transferência de calor aumentava, atingia um valor máximo e então diminuía. O decréscimo nas taxas de transferência de calor ocorria na região onde as forças

de adesão entre as partículas (forças de Van der Waals) afetavam a qualidade da fluidização; isto acontecia para tamanhos menores que  $50\mu$ , provocando aglomeração e canalização na fluidização. Mais recentemente, Williams (em Nazemi(35)) achou que o efeito das forças interparticulares na transferência de calor pode ser, aparentemente, evitado pela agitação mecânica do centro do leito. Quando o centro do leito era agitado, o coeficiente de transferência de calor nas condições de mínima fluidização aumentava enquanto o diâmetro das bolinhas de vidro era reduzido de  $120$  a  $30\mu$ . No entanto, sem agitação, o coeficiente de transferência de calor era menor para as partículas de  $30\mu$  que para as de  $80\mu$ , mostrando o efeito da coesividade.

Considerando estes resultados obtidos por Baerns e Williams, Nazemi (35) trabalhou com um sistema similar ao de Brekken, procurando estudar a transferência de calor partícula-parede em leitos fluidizados de farinha e amido de milho. Quanto as características da fluidização, obteve resultados semelhantes aos de Brekken (33) e Nielsen (34): a queda de pressão adimensional tinha valor consideravelmente menor que 1 ( $0,77$  a  $0,85$  para a farinha e  $0,62$  a  $0,82$  para o amido), e atingia um valor máximo constante para velocidades um pouco maiores que a de mínima fluidização; os parâmetros de fluidização não eram afetados de forma visível pela velocidade de agitação na faixa de  $25$  a  $100$  rpm; em baixas velocidades do gás o movimento relativo entre as partículas era muito pequeno, com os sólidos aparentemente descendo o leito próximo a parede como uma massa coesa, enquanto a velocidades maiores o movimento relativo entre as partículas aumentava; a adição de antiaglomerante permitia a fluidização sem agitação, melhorava a movimentação das partículas e a fluidização em geral, reduzindo significativamente a velocidade mínima de fluidização. Quanto à transferência de calor ele determinou os coeficientes de película entre o leito e as paredes da coluna. Os valores dos coeficientes para produtos coesivos (farinha,  $\bar{d}_p=5\mu$ , e amido,  $\bar{d}_p=6\mu$ ) foram menores que os para sólidos não coesivos com maior tamanho (bolinhas de vidro,  $\bar{d}_p=100\mu$ ). Isto ocorreu devido a menor mobilidade dos materiais finamente divididos, em consequência das forças de atração entre as partículas; a incorporação de antiaglomerante reduziu estas forças, melhorando a fluidez da farinha, o que resultou em grande aumento do coeficiente de película, obtendo-se a maior taxa de transferência de calor. Embora fosse necessário a agitação dos materiais

coesivos para iniciar e manter a fluidização, a taxa de troca de calor não foi afetada pelas rotações numa faixa de 25 a 100 rpm. Isto parece indicar que o principal efeito da agitação empregada era prevenir a canalização do gás. Os coeficientes de película obtidos aumentaram com a elevação da velocidade do gás quando os materiais empregados foram farinha e amido; no caso da mistura farinha-antiaglomerante (1% em massa de Cab-o-Sil) o coeficiente de película era pouco afetado por mudanças na velocidade do gás. Estes resultados parecem indicar que o fator limitante à troca de calor são as forças coesivas entre as partículas, e que estas são reduzidas com o aumento da velocidade do gás, melhorando a mistura e portanto o coeficiente de transferência de calor de materiais como a farinha e o amido.

## CAPÍTULO II - DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL

## II.1 - Descrição do Equipamento utilizado

Para o desenvolvimento da pesquisa foi construído um seca dor de leito fluidizado, constituído das seguintes partes (Figura 2):

A) Leito: uma coluna de 1,14m de altura e secção circular com diâmetro de 14,2 cm. Ela pode ser dividida em duas partes: a superior, com 1,0 m de comprimento, é de vidro pirex e a base, com 14,3 cm de altura, é metálica. A parte metálica permitiu a incorpo ração de um dispositivo (Figura 3) para colher as amostras de baga ço ao longo de cada experimento. Ele é similar a uma seringa, com o êmbolo fixo à base metálica da coluna e o pistão com movimento livre. O pistão é bem ajustado ao êmbolo, de forma a evitar saída do gás de secagem, quando fechado. O pistão possui uma pequena ab ertura próxima à sua extremidade; ao ser introduzido na coluna, cana liza-se um pouco do gás que arrasta a amostra para o exterior, onde é coletada.

As dimensões escolhidas para a coluna são adequadas para o estudo em questão, considerando que ele está restrito a operações em escala de laboratório e considerando as características do material a ser seco. O bagaço apresenta grande dispersão de tamanhos, com grande quantidade de partículas finas presentes, as quais são facilmente arrastadas pela vazão de ar necessária para fluidizar a amostra. Uma coluna longa reduz a taxa de elutriação, aumentando o tempo de residência dos finos no secador.

B) Distribuidor: ligado à parte inferior da coluna, por meio de flanges metálicas, encontra-se o distribuidor de ar. Sua função é permitir a maior homogeneidade possível do escoamento de gás na secção do leito. Para que isso ocorra é necessário que a queda de pressão através do distribuidor seja suficientemente grande de forma a vencer a resistência própria do gás ao rearranjo do seu escoamento. A distribuição do ar, sendo boa, auxilia a evitar formação de canais e "slugging", e com isso melhora o contato gás-sólido e as taxas de transferência.

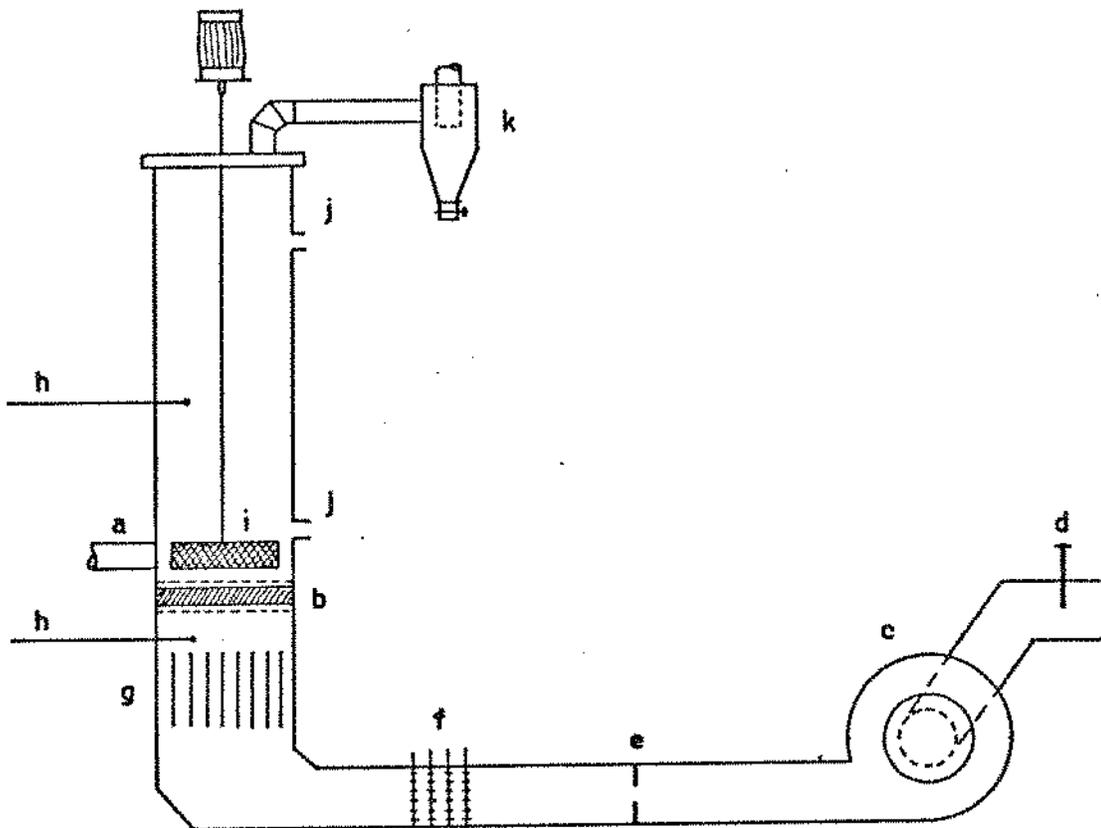


Figura 2. Esquema do equipamento utilizado.

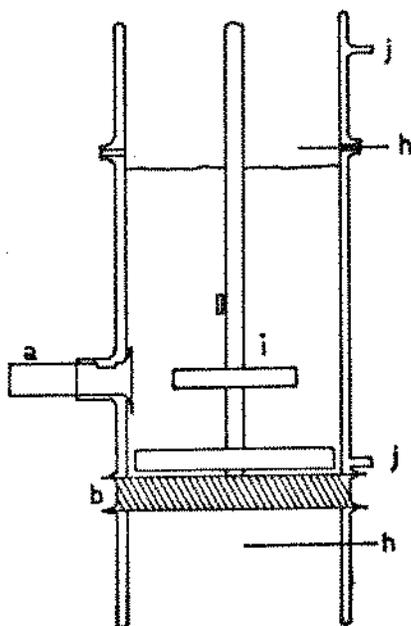


Figura 3. Esquema detalhado da parte inferior do leito.

Notação das Figuras 2 e 3

a. tomador de amostras; b. distribuidor; c. ventilador; d. válvula reguladora da vazão; e. medidor de orifício; f. aquecedor elétrico do gás; g. colmeia; h. termopares de entrada e saída do leito; i. agitador; j. tomadas de pressão; k. ciclone.

Com esse objetivo foi montado um distribuidor consistindo de duas placas metálicas perfuradas (com cerca de 330 furos de 2,1 mm de diâmetro, arranjo quadrado e 7,0 mm entre os centros dos furos) situadas a uma distância de 4,5 cm entre si e unidas por flanges. As duas placas foram recobertas, em sua parte interna, com uma malha de bronze de 100 mesh; com isso se possibilitaria a inclusão, entre as placas, de materiais sólidos de diferentes granulometrias (areia), produzindo distribuidores de variadas porosidades. Isto não foi necessário, já que o distribuidor, sem nenhum material sólido no seu interior, garantia uma distribuição satisfatória do escoamento de ar. Foi instalada uma colmeia logo abaixo do distribuidor com o objetivo de diminuir o efeito da curva de 90°, que o ar fazia antes de atingir o leito.

C) Ciclone: à parte superior da coluna foi ligado um ciclone, construído em PVC, para recolher as partículas menores do bagaço, arrastadas pelo escoamento de gás. Em sua parte inferior o ciclone possui uma válvula borboleta para regular ou bloquear a saída dos finos. Com o recolhimento das partículas determinava-se a massa do elutriado em função do tempo. O ciclone foi adequadamente dimensionado para permitir o recolhimento de todo o elutriado (Apêndice 2).

D) Ventilador e medidor de vazão: a movimentação do gás através do secador era produzida por um ventilador centrífugo com motor de 7,5 hp e 1700 rpm. Uma tubulação de 6 m de comprimento e 15 cm de diâmetro liga o ventilador ao leito. Na saída do ventilador foi instalada uma válvula gaveta para a regulação de vazão do gás. A determinação da vazão do ar foi feita por um medidor de orifício (36,37), instalado entre o ventilador e o sistema de aquecimento (Apêndice 3).

E) Sistema de aquecimento: o ar ambiente, succionado pelo ventilador, era aquecido eletricamente por um sistema composto de três resistências independentes, instaladas no interior da tubulação um pouco antes da curva de 90° que antecede a entrada do leito. As resistências são de fio de níquel-cromo de resistividade 2,122  $\Omega/m$  de 30 m de comprimento cada uma. Alcançava-se a temperatura desejada aproximando-se de seu valor (ajuste grosso) pela ligação de

nenhuma, uma ou duas resistências, conforme a temperatura requerida, diretamente à corrente elétrica (110 ou 220V) e pela ligação de outra resistência à corrente por intermédio de um regulador de voltagem (Variac), que dava o ajuste fino.

F) Sistema agitador-raspador: nos primeiros testes experimentais realizados não se conseguiu a fluidização do bagaço, pois este se aglomerava nos cantos do leito e formavam-se canais por onde o gás fluía preferencialmente. Comportamento semelhante já foi observado no estudo da fluidização de farinha e amido (32, 33, 34, 35). No caso do bagaço este comportamento é agravado pela alta umidade, devido ao efeito coesivo da umidade superficial (31). Para a resolução deste problema optou-se por empregar a solução encontrada para a adequada fluidização da farinha e do amido, ou seja, a inclusão de um agitador de baixa rotação junto ao distribuidor.

Foram testados vários tipos de agitador. Agitador com uma só pá, com duas e com três pás situadas a pequena distância entre si e no mesmo plano. No entanto, o agitador que permitiu a melhor fluidização e maior desagregação do bagaço era constituído de 3 pás soldadas ao seu eixo, com 2,7 cm de distância entre si e formando ângulo de 45° sequencialmente. A pá mais próxima do fundo do leito foi colocada a 0,5 cm do distribuidor. A opção por este agitador foi realizada após a comparação visual da qualidade da fluidização e mistura conseguida com cada um.

Resolvido o problema da fluidização, explicitou-se outra dificuldade. O bagaço fluidizado, quando era arrastado para a fase diluída pelos jatos de ar, adería às paredes da coluna de pirex, confirmando sua coesividade. Num equipamento de laboratório, com pequenas dimensões, há uma relação de grande área por unidade de volume, conseqüentemente, a quantidade de bagaço retida torna-se importante. Isto poderia comprometer os resultados experimentais. Resolveu-se adaptar um raspador ao sistema de agitação. Foi construído com uma barra de metal fina e longa, soldada no eixo do agitador, e com uma tira de borracha flexível colada em toda a sua extensão, a qual fazia o contato com a superfície interna da coluna. Assim na mesma rotação do agitador, o raspador limpava as paredes internas do secador, impedindo o acúmulo de bagaço na superfície da coluna; este bagaço retornava à fase densa do leito. O sistema

agitador-raspador era movimentado por um motor de velocidade regulável com 98 W de potência e mínimo de 40 rpm.

Para a determinação das temperaturas do gás instalaram-se termopares de cobre-constantan; um logo abaixo do distribuidor de gás, destinado à determinação da temperatura de entrada do ar no leito, e outro logo acima da fase densa para a leitura da temperatura de saída. Num leito fluidizado com transferência de calor entre as partículas e o gás, as temperaturas dos sólidos e do fluido normalmente não são as mesmas; como o segundo sensor foi instalado logo acima da fase densa, ele acabava entrando em contato com o sólido e com o fluido. Deve, então, registrar uma temperatura de compromisso entre o ar e as partículas, dependendo, entre outros fatores, da frequência e intensidade das colisões com os sólidos (38). Isto será verificado posteriormente, na análise dos resultados obtidos. A parte metálica da coluna, situada entre o sensor da temperatura de entrada e o de saída, foi isolada com uma camada de 2 cm de lã de vidro, para aproximá-la o mais possível de um leito adiabático. Era nesta região que ficava situada a fase densa do leito, onde ocorria o principal da transferência de calor e massa. Para a leitura de temperatura foi empregado um potenciômetro da Croydon Precision Instrument Company, tipo P. 4/E, com faixa de medida de 0 a 21 mV e leitura mínima de 0,01 mV.

Na coluna foram instaladas tomadas de pressão, uma logo acima do distribuidor, outra no início da coluna de vidro e ainda outra no meio da coluna de vidro; foram empregadas para a determinação da perda de carga no leito. No medidor de orifício também foram instaladas tomadas de pressão, uma antes e outra após o medidor. Cada tomada de pressão do medidor de orifício era na verdade constituída de três tomadas distanciadas de  $120^\circ$ , situadas numa mesma secção transversal da tubulação e unidas entre si, originando um único terminal; com isso procurou-se homogeneizar o valor da pressão numa mesma secção, evitando-se os erros na determinação da perda de pressão, que poderiam ser provocados por distúrbios no fluxo antes e após o medidor. Para a medida das perdas de pressão utilizaram-se dois manômetros inclinados, um com faixa de 0 a 30mm  $H_2O$  e leitura mínima de 0,5mm  $H_2O$  e outro com faixa de 0 a 100mm  $H_2O$  e leitura mínima de 1,0mm  $H_2O$ , e um terceiro de tubo em U, com faixa de 0 a 300mm  $H_2O$  e leitura mínima de 1mm  $H_2O$ ; estes eram empregados

de acordo com a escala requerida de leitura de cada experimento.

A leitura das rotações do agitador - raspador, dado a faixa baixa de rotações empregadas (40-130 rpm), foi feita diretamente, valendo-se para isso de um cronômetro. O tempo de cada experimento também foi medido por um cronômetro.

## II.2 - Operação do secador

A realização de cada experimento obedecia o seguinte procedimento:

A) Preparação do secador: cerca de 30 minutos antes do início da secagem o secador era colocado em funcionamento nas mesmas condições, vazão e temperatura de entrada do ar, em que seria realizada a experiência. Este tempo de funcionamento inicial aquecia os componentes do secador, em particular a região situada entre o sistema de aquecimento e o início da coluna. Assim, o tempo necessário para que o equipamento entrasse em regime, ao iniciar-se a secagem, era diminuído.

B) Alimentação: desligava-se o equipamento e fazia-se a alimentação do bagaço úmido manualmente pela parte superior da coluna; para isso desconectava-se a tubulação de saída do gás do secador. O tempo necessário para a alimentação era suficientemente pequeno (máximo de 1 minuto), evitando que o secador tivesse sua temperatura muito diminuída. A massa de bagaço úmido alimentado foi de 700,00g nos experimentos de alta umidade inicial (5 a 10 em b. s.) e de 300,00g nos experimentos de umidade próxima a 2,5 em b. s..

C) Início da operação: ligava-se o sistema de aquecimento, o ventilador, o agitador-raspador e cronometrava-se o tempo. Era necessário um cuidado especial com a regulagem da vazão para evitar a ocorrência de "slugging": iniciava-se a operação do secador com a menor vazão possível e esta era suave, mas rapidamente, aumentada até o valor requerido. Com os cuidados tomados o secador entrava em regime no máximo após 2 minutos de funcionamento.

D) Regulagem da vazão: ao longo da secagem ocorriam alterações nas características de fluidização e também elutriação dos finos, provocando variações na perda de carga no leito e, em decorrência, flutuações na vazão. Por isso, o valor da vazão era constantemente acompanhado, lendo-se a perda de pressão no medidor de orifício. Quando necessário seu valor era regulado pela movimentação da tampa da válvula. As flutuações no valor da vazão foram mantidas numa faixa de variação de no máximo 1 a 2% para os experimentos de maior vazão e de no máximo 2,5% para os de menor vazão.

E) Regulagem da temperatura: a temperatura de entrada do ar sofria a influência de possíveis variações na corrente elétrica e flutuações na vazão. Quando necessário seu valor era regulado, alterando-se a voltagem no Variac e acompanhando o resultado no potenciômetro. As flutuações na temperatura de entrada foram, em geral, menores que  $0,5^{\circ}\text{C}$  em torno do valor desejado. Tanto o valor da temperatura de entrada como o da temperatura de saída era lido e tabelado em função do tempo. Como referência para as leituras de temperatura no potenciômetro foi utilizado um banho de gelo a  $0^{\circ}\text{C}$ , conservado, adiabaticamente, em garrafa térmica.

F) Regulagem das rotações do agitador-raspador: as rotações do sistema de agitação eram controladas ao longo de todos os experimentos, contando-se o seu valor em um pequeno intervalo de tempo, devidamente cronometrado. Variações no estado de fluidização alteravam a resistência encontrada pelas pás do agitador, provocando flutuações no número de rotações. Isto ocorreu com mais intensidade nos experimentos com baixo número de rotações (em torno de 40 rpm). O controle das rotações do agitador-raspador foi realizado mantendo-se seu valor dentro de uma faixa em torno do número desejado.

G) Tomada das amostras: durante a secagem eram recolhidas amostras do bagaço, as quais eram colocadas em pesa-filtros previamente limpos, secos e tarados. Estes pesa-filtros possuíam tampa esmerilhada, dando vedação completa, o que permitia a determinação da massa de amostra úmida após a realização do experimento. Eram tomadas amostras de tempo em tempo, com intervalos variando,

normalmente, na faixa de 2 a 5 minutos.

H) Recolhimento do elutriado: após certo tempo de secagem iniciava a elutriação dos finos, que, arrastados pelo escoamento do gás, eram separados do mesmo no ciclone. Eles eram recolhidos em um saco plástico preso à saída do ciclone. A intervalos, normalmente, de 1 a 5 minutos o saco plástico era substituído; assim, podia-se determinar a massa de elutriado e suas características em função do tempo de secagem.

Para cada amostra diferente de bagaço processada no equipamento, separava-se de 600 a 800 g da matéria-prima empregada; ela seria utilizada para determinar a distribuição de tamanho e o diâmetro médio das partículas.

### II.3 - Preparação da matéria-prima e caracterização do bagaço de cana

#### II.3.1 - Preparação da matéria-prima

Neste estudo empregou-se como matéria-prima o subproduto da extração do açúcar de cana por difusão. Para a extração do açúcar por difusão a cana deve ser picada. Utilizou-se um cortador Nogueira, que desenvolvia as funções de picador, desfibrador e desintegrador, modelo DPM-1, com 4000 rpm e motor de 7,5 hp. A cana picada era colocada no difusor tipo Kennedy, onde, mergulhando em várias tinas com água fluindo em contra-corrente, tinha a grande maioria de seu açúcar extraído (39). A cana picada, após a extração do açúcar, era o bagaço. Quando o difusor não estava em funcionamento, a cana era picada e simulava-se o difusor, lavando-a várias vezes em tinas com água. O bagaço ao sair da difusão tinha grande quantidade de umidade superficial e de água retida entre as partículas; com o seu próprio peso agindo como meio de prensagem, uma parte desta umidade se acumulava no fundo do recipiente onde ele estava. Foi este bagaço, levemente prensado, que se utilizou na maioria das experiências. Sua umidade inicial variava na faixa de 7 a 10 em base seca. Alguns experimentos foram realizados com bagaço de menor umidade inicial, na faixa de 5 a 6 em base seca,

obtida por prensagem manual. E por fim, três experimentos foram realizados com bagaço de umidade inicial bem mais baixa, próximo de 2,5 em b.s., obtida por prensagem numa prensa hidráulica Schwing Siwa.

### II.3.2 - Determinação de umidade das amostras e dos elutriados

Para a determinação da umidade empregou-se pesa-filtros de vidro pirex de 50 ml. Eram limpos, secos e tarados antes de cada experimento. As amostras recolhidas eram colocadas nos pesa-filtros e pesadas. Como parte das amostras tinha alta umidade, elas sofriam uma pré-secagem em estufa a pressão atmosférica e a temperatura de 70°C. Realizava-se, então, a secagem final em estufa a vácuo, com pressão de 50 mmHg, e a temperatura de 70°C, por no mínimo 5 horas e até peso constante. Com a massa final da amostra seca determinava-se a umidade. Todas as pesagens foram realizadas em balança analítica. A norma empregada na determinação de umidade é a recomendada para produtos com presença de açúcar (40).

### II.3.3 - Análise da distribuição de tamanho da matéria-prima e do elutriado

Optou-se pela análise de tamanho por peneiragem, por ser a mais adequada aos objetivos do estudo. O resultado da análise por peneiras é influenciado pelo tamanho relativo da amostra, pelo tempo de duração da classificação e pela máquina vibratória utilizada; por isso deve-se estabelecer condições padrões de trabalho.

As normas gerais encontradas na literatura (41, 42) são as seguintes:

A) Em relação à série de peneiras empregadas é recomendado um mínimo de 5, com o tamanho médio das partículas situando-se na peneira central. A bateria de peneiras deve formar a série  $a_n = a_{n-1} \sqrt{2}$  onde "a" é a abertura.

B) O tamanho da amostra é função da granulometria e da área da peneira. Dependendo da densidade das partículas, a amostra convencional é de 20 a 60 g para amostras com partículas

finamente granuladas e de 60 a 150g para amostras com partículas grossamente granuladas; isto com peneiras de 20 cm de diâmetro.

C) A quantidade de partículas que passa através de uma peneira aproxima-se de um limite com o tempo. O ótimo é atingido quando a peneira que normalmente recebe a maior fração, tenha atingido o peso máximo.

Baseado nestes critérios e na experiência com algumas amostras, que passaram por uma distribuição de tamanho prévia, foi fixado o seguinte método para a análise da matéria-prima:

A) A amostra era seca em estufa a pressão ambiente, a temperatura de 70° C e por no mínimo 24 horas.

B) A série escolhida consistia de 12 peneiras, divididas em 2 baterias de 6 cada uma. Sua relação encontra-se na Tabela 5. Optou-se por uma série de muitas peneiras devido à grande dispersão de tamanho das partículas e com o objetivo de ter um resultado melhor de distribuição de tamanho e de diâmetro médio. Mesmo assim para contemplar a gama de tamanhos presentes, seguir o máximo possível a norma de formar uma série  $a_n = a_{n-1} \sqrt{2}$  e escolher um número de peneiras viável de serem usadas, foi necessário dispensar algumas da série completa existente entre Tyler 3,5 e 250. Considerando que é a área de superfície das partículas a quantidade relevante em termos de fluidização, sendo o diâmetro médio das partículas determinado em função da área específica média, optou-se por preservar todas as peneiras de menor abertura, dispensando as situadas entre 3,5 e 10, já que as menores partículas possuem uma área específica maior, interferindo com maior peso no cálculo do diâmetro.

C) A massa de amostra devia se encontrar próxima a 60g, pois a matéria prima empregada é finamente granulada e de baixa densidade. Como, ao ser peneirada, a amostra se dividiria em 12 partes, era interessante usar a maior massa possível para minimizar os erros nas pesagens das frações.

D) o tempo de peneiragem adotado foi de 20 minutos para

cada bateria. Ao contrário do bagaço secado no equipamento, que era todo desagregado pelo agitador, o bagaço seco na estufa encontrava-se agregado. Além disso, a grande variedade de tamanhos e formas de partículas dificultava a peneiragem. Por estes dois motivos adotou-se um tempo tão dilatado.

| 1ª bateria      |                  | 2ª bateria      |                  |
|-----------------|------------------|-----------------|------------------|
| Tyler<br>(mesh) | Abertura<br>(mm) | Tyler<br>(mesh) | Abertura<br>(mm) |
| 3,5             | 5,66             | 48              | 0,297            |
| 10              | 1,68             | 65              | 0,210            |
| 14              | 1,19             | 100             | 0,149            |
| 20              | 0,84             | 150             | 0,105            |
| 28              | 0,59             | 200             | 0,074            |
| 35              | 0,42             | 250             | 0,063            |

Tabela 5 - Série de peneiras empregadas na análise da distribuição de tamanho da matéria-prima.

Para determinar a distribuição de tamanho dos elutriados adotou-se procedimento semelhante, mas com outra bateria. Como a maioria dos elutriados apresentava uma massa seca pequena, variando de 2 a 20g, a utilização de peneiras de área grande como as anteriores (diâmetro de 20 cm) resultaria em erros consideráveis, com parte significativa de amostra ficando retida nas peneiras. Para evitar este problema, utilizou-se uma série de peneiras com 10 cm de diâmetro, as quais, sendo peneiras de padrão húngaro (41), possuem outros valores de abertura, dados na Tabela 6.

A massa de elutriado empregada na peneiragem foi sempre toda a massa recolhida de cada elutriado. Utilizar sempre um mesmo valor implicaria em nivelar pelos elutriados de menor massa (2g); para isso seria necessário retirar uma pequena amostra que fosse representativa de cada elutriado. Considerando que isso poderia aumentar significativamente os erros do próprio método e que o tempo de

peneiragem longo (20 min.) reduzia a influência das diferenças nas massas das amostras analisadas, optou-se por usar sempre toda a massa de elutriado.

| Abertura<br>(mm) |
|------------------|
| 1,40             |
| 1,00             |
| 0,63             |
| 0,32             |
| 0,20             |
| 0,10             |
| 0,06             |

Tabela 6 - Série de peneiras empregadas na análise da distribuição de tamanho dos elutriados.

#### II.3.4 - Densidade do bagaço de cana

O bagaço de cana é um sólido poroso. Possui, em consequência, o que se pode denominar densidade real ou da fibra, considerando o volume realmente ocupado pelo sólido, e densidade aparente, considerando o volume aparente, ou seja, o sólido e os poros. Em termos de fluidização o dado relevante é a densidade aparente. Na tentativa de determiná-la, utilizou-se a técnica de deslocamento de volume, empregando o mercúrio, por ser um líquido de alta tensão superficial que não penetraria nos poros. No entanto os resultados não foram satisfatórios, pois o mercúrio não penetrava nem entre as partículas do material.

Optou-se por considerar a densidade do bagaço como sendo a densidade da própria cana, inteira, após extração do açúcar. Para esta determinação de densidade cortaram-se 6 cilindros pequenos de cana; foram colocados em água destilada por uma semana para extração do açúcar. Adicionou-se gotas de tolueno à água para evitar crescimento microbiológico e fermentação durante a extração. Com

um papel absorvente retirou-se a água em excesso na superfície dos sólidos. Mediu-se o volume pela medida direta das dimensões dos cilindros com um paquímetro e a massa foi determinada em balança analítica. Após cada medida de volume e de massa os cilindros eram colocados numa estufa a pressão atmosférica e temperatura de 70°C, onde ficavam por 1 ou 2 horas, sendo novamente medidos e tarados. Esse procedimento foi repetido até que a massa dos cilindros não mais se reduzisse com o aquecimento na estufa. Todos foram, então, colocados em estufa a vácuo, com pressão de 50mm Hg e temperatura de 70°C, por 24 horas, após o que novamente pesados e tarados. Este procedimento permitiu o estabelecimento de uma relação entre a densidade do bagaço e sua umidade.

### CAPÍTULO III - PROCESSAMENTO E ANÁLISE DOS RESULTADOS

### III.1 - Características físicas do material:

#### III.1.1 - Distribuição de tamanho

A redução de tamanho no cortador originava um bagaço com grande dispersão de tamanho, tendo desde partículas com diâmetro médio de 3,67 mm a partículas com diâmetro médio de 0,69 mm (Tabela 7). As maiores ( $d_p = 3,67$  mm) eram constituídas de fibras longas, em grande parte derivadas da casca da cana; representavam, na maioria das amostras, de 10 a 15% da massa total. Nos diâmetros intermediários encontravam-se, em quantidades significativas, tanto fibras quanto partículas originadas da medula da cana. A medida que a abertura das peneiras diminuía, as fibras, de formato alongado, apresentavam menor comprimento e eram encontradas em menor quantidade. Já as partículas de medula possuíam formato irregular, próximo ao cilíndrico para os maiores diâmetros e ao esférico para os menores; sua presença aumentava com a redução da abertura das peneiras. As partículas de menor diâmetro ( $d_p = 0,069$  mm) apresentavam-se como um pó bem fino junto com reduzida quantidade de pequenas fibras.

Na Tabela 7 encontra-se a distribuição de tamanho e o diâmetro médio para todas as amostras empregadas nos experimentos. Na Figura 4 apresenta-se a curva de distribuição de tamanho para uma das amostras utilizadas (Amostra 1).

Nota-se, pela Figura 4, que a maioria das partículas concentra-se entre a abertura 1,19 mm e a abertura 0,42 mm, ou seja entre o diâmetro 1,02 e 0,51 mm. Uma parte significativa possui diâmetro 3,67 mm (retida entre a peneira 3,5 com abertura 5,66 mm e a peneira 10 com abertura 1,68 mm); isto porque empregou-se peneiras com maior diferença de abertura em comparação com as subsequentes.

O fator relevante para o cálculo do diâmetro médio da amostra, quando se utiliza leito fluidizado, é a área de superfície das partículas (Apêndice 1). Seu valor é obtido pela equação:

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum_i \frac{x_i}{d_{pi}}} \quad (\text{III.1})$$

| Amostra | 1                   | 2     | 3     | 4     | 5     | 6     | 7     | 8     | 9     | 10    | 11    |
|---------|---------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| FAIXA   | $\bar{d}_p$<br>(mm) | 0,56  | 0,52  | 0,57  | 0,59  | 0,61  | 0,85  | 0,63  | 0,98  | 0,50  | 0,48  |
| DE      | $d_p$<br>(mm)       | x     | x     | x     | x     | x     | x     | x     | x     | x     | x     |
| MESH    |                     |       |       |       |       |       |       |       |       |       |       |
| 3,5-10  | 3,67                | 0,116 | 0,087 | 0,148 | 0,112 | 0,146 | 0,293 | 0,144 | 0,335 | 0,066 | 0,058 |
| 10-14   | 1,44                | 0,055 | 0,056 | 0,061 | 0,072 | 0,068 | 0,085 | 0,057 | 0,108 | 0,031 | 0,102 |
| 14-20   | 1,02                | 0,204 | 0,212 | 0,226 | 0,240 | 0,234 | 0,236 | 0,234 | 0,250 | 0,156 | 0,232 |
| 20-28   | 0,72                | 0,229 | 0,227 | 0,213 | 0,227 | 0,206 | 0,185 | 0,282 | 0,175 | 0,316 | 0,257 |
| 28-35   | 0,51                | 0,193 | 0,193 | 0,147 | 0,155 | 0,164 | 0,105 | 0,118 | 0,063 | 0,138 | 0,093 |
| 35-48   | 0,36                | 0,110 | 0,110 | 0,106 | 0,105 | 0,094 | 0,059 | 0,089 | 0,044 | 0,177 | 0,110 |
| 48-65   | 0,254               | 0,057 | 0,066 | 0,054 | 0,057 | 0,059 | 0,025 | 0,045 | 0,016 | 0,073 | 0,065 |
| 65-100  | 0,180               | 0,020 | 0,026 | 0,021 | 0,017 | 0,017 | 0,006 | 0,017 | 0,005 | 0,025 | 0,043 |
| 100-150 | 0,127               | 0,008 | 0,007 | 0,010 | 0,008 | 0,007 | 0,003 | 0,007 | 0,002 | 0,010 | 0,017 |
| 150-200 | 0,090               | 0,005 | 0,010 | 0,007 | 0,004 | 0,003 | 0,001 | 0,004 | 0,001 | 0,005 | 0,010 |
| 200-250 | 0,069               | 0,003 | 0,005 | 0,007 | 0,002 | 0,002 | 0,001 | 0,002 | 0,000 | 0,002 | 0,012 |

Tabela 7. Distribuição de tamanho e diâmetro médio das amostras empregadas.

onde:  $\bar{d}_p$  = diâmetro médio da amostra (mm)

$d_{pi}$  = diâmetro médio das partículas retidas entre uma peneira e sua subsequente (mm).

$x_i$  = fração de massa das partículas com diâmetro médio igual a  $d_{pi}$ .

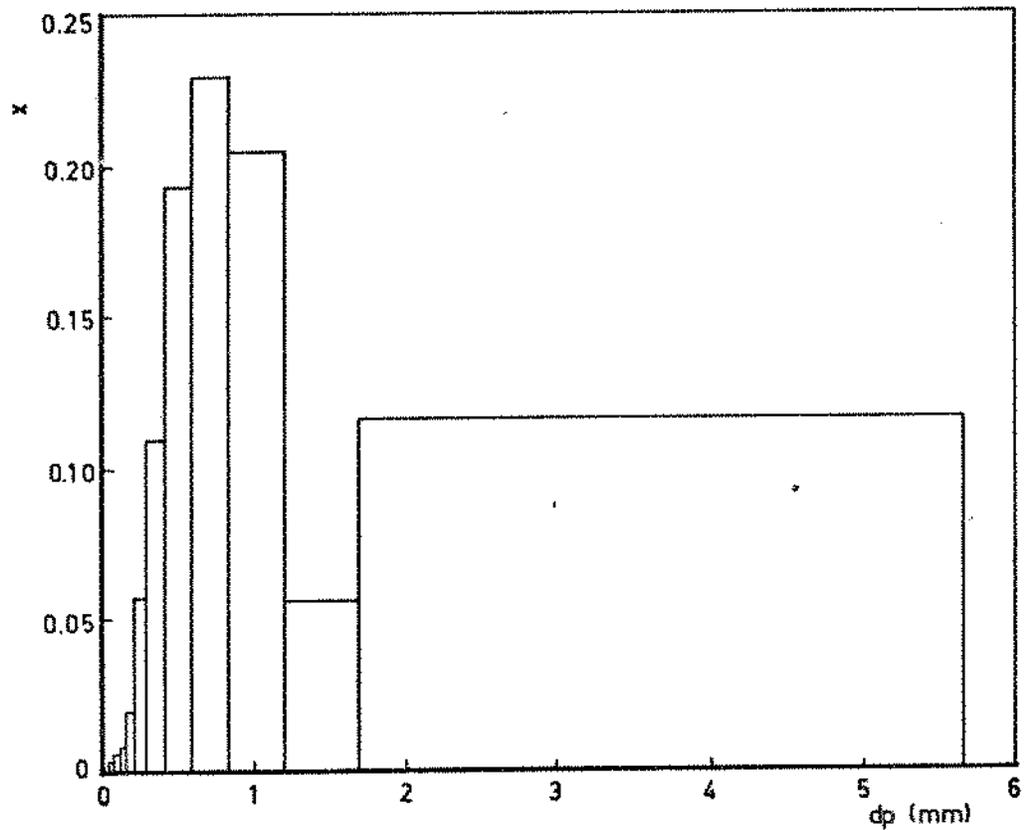


Figura 4. Curva da distribuição de tamanho da amostra 1.

A amostra 1 (Figura 4) tem diâmetro médio igual a 0,56 mm. Como as partículas com menor diâmetro têm maior área específica, elas exercem maior influência no resultado; neste caso obteve-se um diâmetro médio de amostra próximo ao limite inferior da região de maior concentração em massa de partículas (1,02 a 0,51 mm). Este fato contribuiu para diminuir o erro devido a utilização de duas peneiras com valores de abertura distantes na faixa de maior diâmetro (peneira 3,5 e 10).

A maioria das amostras empregadas apresentou distribuição de tamanho semelhante à descrita acima. Já a amostra 10 possui menor fração de massa para os maiores diâmetros; isso não representou problema, já que a metodologia empregada analisava com cuidado as faixas de menor diâmetro. Outras, como a número 9, apresentaram fração de massa na ordem de 30% para a faixa de maior diâmetro; mesmo nestes casos a metodologia empregada mostrou-se razoável, como poderá ser verificado pela boa correlação obtida quanto a transferência de calor.

### III.1.2. Densidade

Os dados obtidos com a metodologia descrita em II.3.4 estão graficados na Figura 5, e seus valores encontram-se na Tabela 4.34 do Apêndice 4. Estes pontos podem ser satisfatoriamente correlacionados pela equação III.2:

$$d = 0,137X + 0,176 \quad (\text{III.2})$$

onde:  $d$  = densidade do bagaço ( $\text{g/cm}^3$ )

$X$  = umidade do bagaço (b.s.)

O coeficiente de correlação ao quadrado da equação é  $R^2 = 99,7\%$ .

Pode-se observar que os pontos descrevem uma curva muito suave. Este comportamento é o resultado da pequena contração de volume que os cilindros sofriam ao longo da determinação experimental. A contração total de volume esteve na ordem de 13% para todos os cilindros.

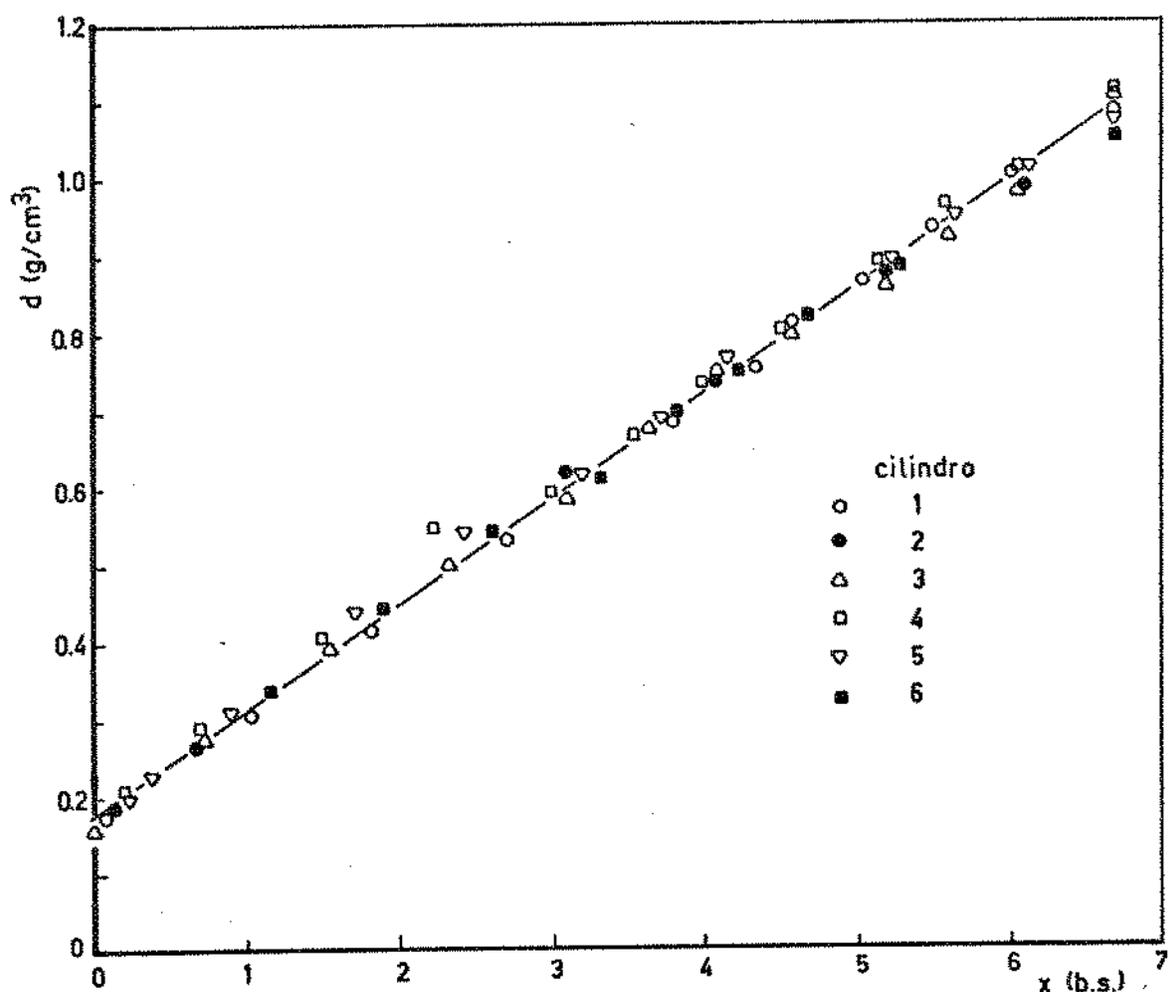


Figura 5. Curva de densidade em função da umidade para o bagaço de cana.

Foi feita análise dos resíduos para se verificar a validade do modelo proposto. Os resíduos apresentaram comportamento aleatório, com somente uma pequena parcela desviando-se deste comportamento. Isto confirma a validade da equação. Sendo pequena a contração de volume é natural que a relação densidade-umidade possa ser bem aproximada por uma reta (29).

Dado a inadequação de outros métodos às características do material, e o fato da redução de tamanho não alterar a essência da estrutura da cana, os dados obtidos para os pequenos cilindros de cana, após a extração do açúcar, podem ser considerados uma boa estimativa para a relação densidade-umidade do bagaço.

A máxima umidade obtida com o emprego dos cilindros foi de 6,66, resultando em uma densidade de 1,09 g/cm<sup>3</sup>. No entanto as amostras de bagaço empregadas apresentavam, em sua maioria, umidades superiores a esta. As características de formação de grumos, com associação de grande número de partículas, e de fácil liberação de água por leve prensagem, indicavam que esta umidade adicional era umidade superficial retida nos aglomerados de bagaço. Em decorrência, pode-se considerar que a densidade do material não se alterava sensivelmente a partir de umidade 6,66.

### III.1.3. Esfericidade média do bagaço de cana

A tentativa de determinação da esfericidade média do bagaço pela equação de Ergun (Apêndice 1- equação 1.7) aplicada a um leito fixo do material não foi bem sucedida. A literatura (19) já alertava para as dificuldades de utilização desta equação em sistemas com material fibroso. Além disso, para o bagaço de cana a coesividade e a formação de aglomerados falseava os resultados. Com este método obteve-se, para o produto  $\phi \cdot d_p$ , um valor de 1,1mm, que, considerando-se os diâmetros médios das amostras, resultaria em  $\phi > 1$ ; o que é de todo impossível, pela própria definição de esfericidade (Apêndice 1).

Para a determinação da esfericidade média optou-se pela utilização do gráfico da Figura 6, indicado por Kunii (19), que a relaciona com a porosidade de um leito empacotado de partículas. Utilizou-se o seguinte procedimento: o bagaço de cana seco foi colocado em um recipiente cilíndrico de acrílico com altura de 20,0 cm e diâmetro de 13,9 cm e mediu-se a altura do leito, massa de bagaço e sua umidade de acordo com o procedimento descrito em II.3.2. A partir da umidade e massa do bagaço determinou-se seu volume e com o volume obteve-se a porosidade, já que:

$$\varepsilon = \frac{\text{Volume de Vazios}}{\text{Volume do leito}} = 1 - \frac{\text{Volume de sólidos}}{\text{Volume do leito}} \quad (\text{III.3})$$

onde:  $\varepsilon$  = porosidade do leito empacotado

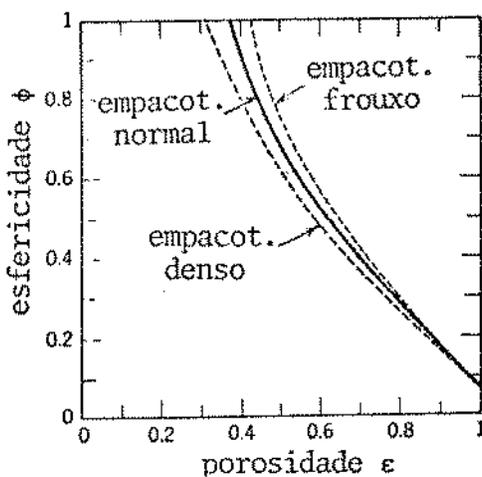


Figura 6. Esfericidade em função da porosidade para um leito empacotado de partículas.

Com esse procedimento realizaram-se quatro experimentos, procurando verificar a influência do empacotamento do leito e de diferentes valores de  $\bar{d}_p$  na esfericidade média. Para a amostra 11, com  $\bar{d}_p = 0,48\text{mm}$ , foram realizados três experimentos, obtendo-se os seguintes resultados:  $\epsilon_1 = 0,700$ ;  $\epsilon_2 = 0,714$ ;  $\epsilon_3 = 0,699$ . O empacotamento do leito não sofreu alteração significativa. Para empacotamento frouxo a esfericidade média obtida é de 0,42. A amostra número 7, com  $\bar{d}_p = 0,85\text{mm}$ , apresentou porosidade de 0,648, resultando em uma esfericidade média de 0,48.

Dada a pouca influência exercida pela alteração do diâmetro, pode-se considerar 0,45 como esfericidade média para o conjunto das amostras. Este resultado tem coerência com as características da matéria-prima, já que as fibras, presentes em grande quantidade no bagaço, apresentam um valor de esfericidade bem baixo. No entanto este resultado deve ser entendido como uma estimativa, a medida que o gráfico empregado (Figura 6) foi determinado para partículas de tamanho uniforme.

### III.2. Fluidização do bagaço de cana

As propriedades do bagaço de cana, em particular seu alto valor de área específica (diâmetro de partícula pequeno) e sua alta umidade superficial, dão-lhe características de grande coesividade. Suas partículas se aglomeram, formando grumos, e diante do escoamento de gás se rearranjam, originando canais de escoamento preferencial. Na ausência de agitação formam-se grandes canais por onde o gás escoava, sem praticamente fluidizar o material.

Este comportamento foi inicialmente observado na tentativa de fluidizar o bagaço de cana. A incorporação de um agitador de baixa rotação ao leito permitiu a fluidização, pois ele impedia a canalização contínua do escoamento de gás, destruindo os canais à medida que se formavam.

As características do leito fluidizado de bagaço se alteravam ao longo de toda a secagem, tanto em função da redução da umidade superficial como do decréscimo da densidade. Com isto ocorria diminuição da coesividade entre as partículas e do peso do material, facilitando a agitação e arraste dos sólidos.

No início da secagem, dado a grande coesão entre as partículas, formavam-se uma série de pequenos canais, prontamente destruídos pelo agitador e que novamente se formavam. O leito se expandia com o início da passagem do gás, mas a movimentação relativa entre as partículas era pequena, ocorrendo a ascensão de camadas mais ou menos compactas do sólido, que eram destruídas na superfície do leito. Este comportamento foi observado nos experimentos com bagaço de alta umidade inicial (7 a 10 em b.s.). Com o prosseguimento da secagem e conseqüente redução da umidade superficial, as camadas começavam a se desagregar e a movimentação das partículas aumentava, melhorando a fluidização. Este comportamento foi observado desde o começo da secagem nos experimentos com bagaço de menor umidade inicial, seja o prensado hidráulicamente ( $X_0 = 2,48$ ), seja o prensado manualmente ( $X_0$  variando de 5 a 6).

As partículas ou pequenos aglomerados delas, mais livres com a redução da umidade superficial, subiam o leito em sua parte central e desciam próximo às paredes. A secagem prosseguia, aumentando tanto a agitação e mistura dos sólidos. Alguns canais, que se

formavam, lançavam sólidos a grande velocidade na parte superior do leito, iniciando a formação de uma fase diluída. A redução da densidade das partículas permitia a elutriação dos finos e maior concentração de sólidos na fase diluída. Pouco após o início da elutriação o leito se expandia novamente, ocorrendo intensa agitação na fase densa e melhoria na qualidade de fluidização. A taxa de elutriação era pequena no início, depois crescia rapidamente e então se aproximava de zero com o término da secagem. As primeiras partículas a serem elutriadas eram os finos, oriundos, principalmente, da medula da cana, e depois quantidades cada vez maiores de fibras eram encontradas no elutriado. Grande parte da massa inicial (de 35 a quase 90% da massa seca inicial, dependendo das características da amostra e da vazão empregadas) era elutriada (Tabelas 4.1 a 4.25 - Apêndice 4). No experimento número 21 ( $G = 2,13 \text{ kg/m}^2\text{s}$ ) e nos experimentos 23, 24 e 25 ( $X_0 = 2,48$ ) a elutriação ocorreu desde o início da secagem. No final dos experimentos o leito continha uma concentração de partículas pequena, constituída de grandes fibras com alta agitação e baixa umidade, que não eram arrastadas pelo gás.

As rotações do agitador sofriam variações ao longo do experimento, tendendo a aumentar com o prosseguimento da secagem e tornando necessário a regulagem periódica. Isto ocorria em função de mudanças na qualidade da fluidização. No início, com o leito mais compacto e pouca mistura das partículas, as pás do agitador encontravam maior resistência à sua movimentação. Com a redução da umidade superficial, diminuição da coesão entre as partículas e aumento da movimentação dos sólidos, a resistência à agitação diminuía e o número de rotações crescia. Neste estado o agitador permanecia, com o número de revoluções praticamente constante, até o início da elutriação. O leito então se expandia, parte dos sólidos era arrastada e a concentração de partículas na fase densa diminuía; a redução da resistência ao movimento das pás era acompanhado pelo aumento no número de rotações.

Os dados indicam que o bagaço de cana apresenta comportamento semelhante ao encontrado por vários pesquisadores (32, 33, 34, 35) em leito fluidizado de farinha. A umidade superficial e alta área específica das partículas prejudicam sua fluidização, exigindo a inclusão de um agitador para realizá-la.

A determinação das características fluodinâmicas principais do leito fluidizado de bagaço foi realizado por Campos (43). Obteve a perda de carga adimensional em função da velocidade do ar para várias umidades. Um resultado típico encontrado está na Figura 7, para bagaço com umidade 7,48 em base seca.

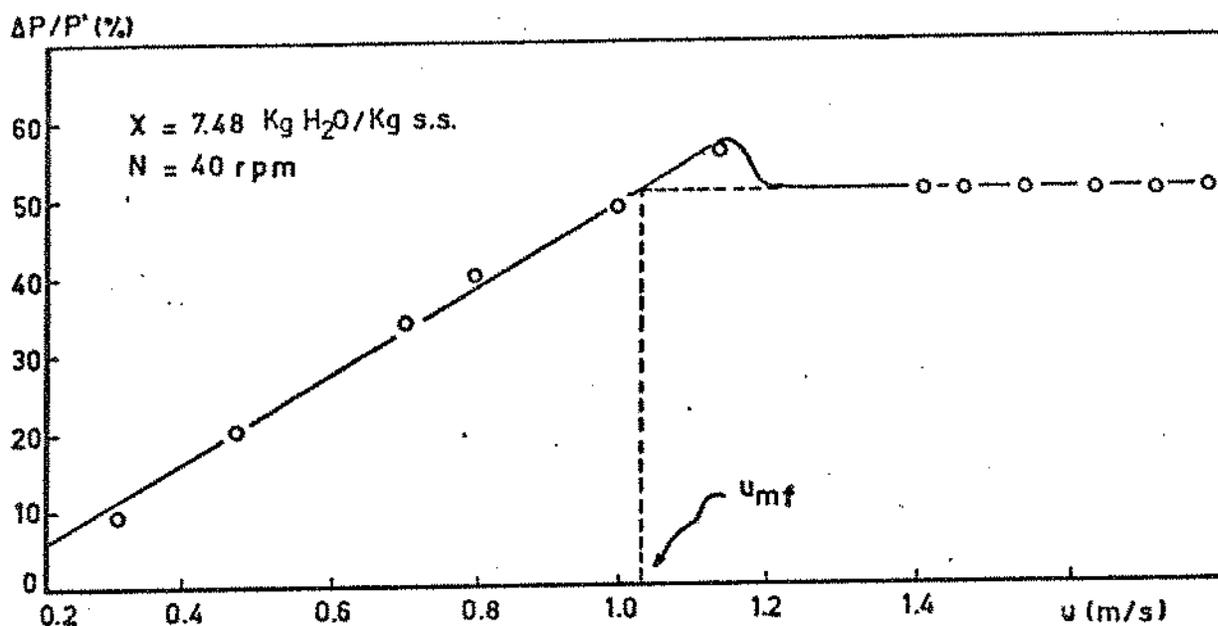


Figura 7. Perda de carga adimensional em função da velocidade do gás para um leito de bagaço com umidade 7,48 em base seca.

Este gráfico é um dado indicativo da qualidade da fluidização; seu resultado pode ser considerado como a proporção de massa fluidizada. Como este valor não atinge 100%, o leito de partículas não é completamente suportado pelo escoamento de gás, com parte dele escoando por canais preferenciais. O leito age como se tivesse certa estrutura. É um comportamento característico de materiais coesivos como o bagaço de cana. Como a coesividade está relacionada em parte com a umidade superficial do sólido, sua redução melhora a fluidização e aumenta a perda de carga adimensional. É o que se observa na Figura 8 com um gráfico de perda de carga adimensional para bagaço com menor umidade.

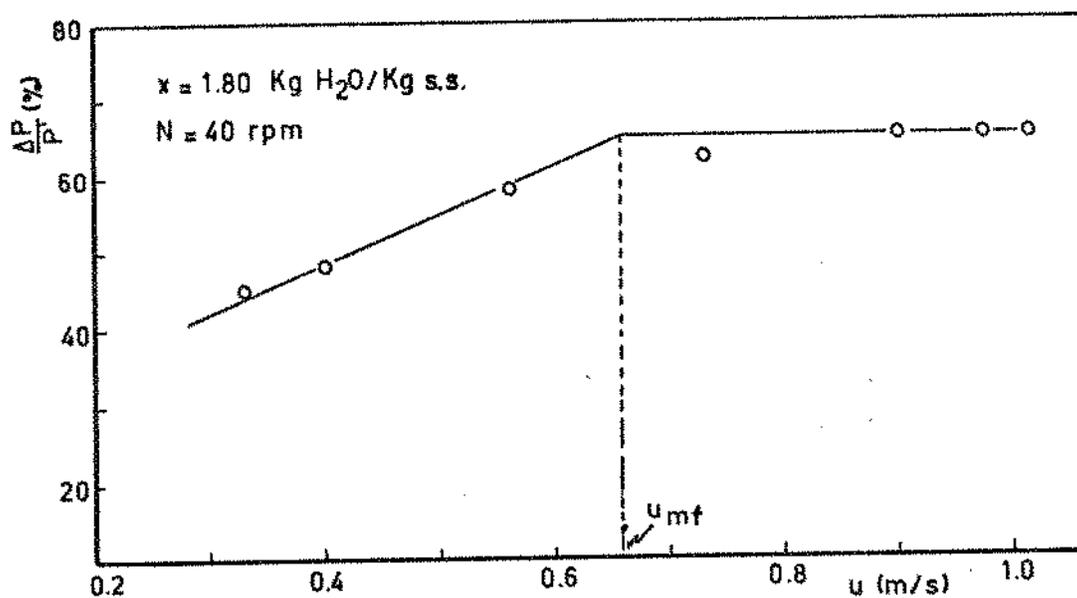


Figura 8. Perda de carga adimensional em função da velocidade do gás para um leito de bagaço com umidade 1,80 em base seca.

Determinando a perda de carga adimensional em função da velocidade do ar, Campos (43) obteve uma relação entre a velocidade mínima de fluidização e a umidade do bagaço (Figura 9).

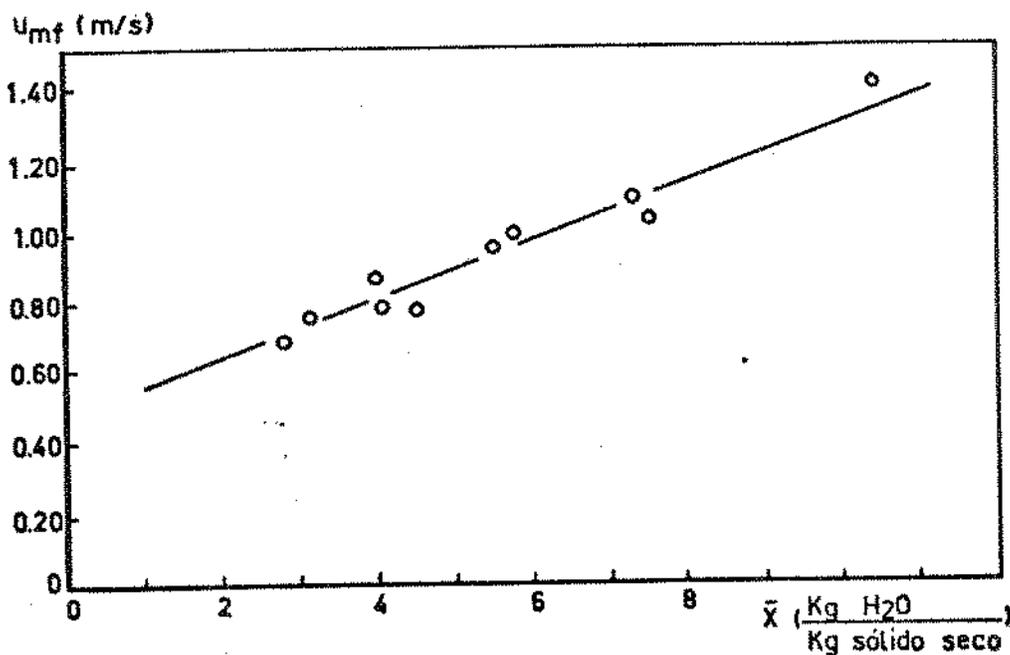


Figura 9. Velocidade mínima de fluidização em função da umidade.

A relação obtida é a equação III.4 abaixo:

$$u_{mf} = 0,086 X + 0,45 \quad (\text{III.4})$$

onde:  $u_{mf}$  = velocidade mínima de fluidização (m/s)

Os resultados indicam que a velocidade mínima necessária para a fluidização aumenta com a umidade; isto é lógico, já que o aumento da umidade eleva a densidade e a coesividade das partículas.

### III.3. Cinética da secagem de bagaço de cana em leito fluidizado

Para analisar o conjunto das variáveis relevantes no processo de secagem foram realizados experimentos visando estabelecer a influência da vazão e temperatura do gás, das rotações do agitador e da umidade inicial do bagaço na cinética de secagem.

Empregou-se vazões variando de 0,686 a 2,02 kg/min (0,722 a 2,13 kg/m<sup>2</sup>s), temperaturas de entrada do ar de 55 a 150°C, rotações do agitador de uma faixa em torno de 40 rpm a uma faixa em torno de 130 rpm, e umidades iniciais de bagaço desde 10 a 2,5 em base seca. Foram realizados um total de 35 experimentos, dos quais os 10 primeiros foram utilizados para ajustes no equipamento, tentativas de fluidização sem agitação, escolha do melhor tipo de agitador e aprimoramento nas leituras e determinações que seriam feitas. Os outros 25 experimentos foram realizados com a versão definitiva do equipamento. Vários experimentos foram duplicados para verificar a repetibilidade dos dados. Os resultados de todos os 25 experimentos, juntamente com as condições sob as quais foram realizados encontram-se no Apêndice 4 (Tabelas 4.1 a 4.25).

Na Figura 10 encontra-se graficado o experimento número 1, exemplo típico dos resultados obtidos, juntamente com todas as medidas experimentais levantadas.

Nota-se que o valor da temperatura de entrada do ar foi bem controlado, sofrendo somente pequenas variações ao longo do experimento. A temperatura medida no segundo termopar  $T_2$  manteve-se praticamente invariável durante o período de taxa de secagem constante,

começando a elevar-se suavemente no final do período de aumento da taxa de secagem (período identificado no gráfico pelo aumento da declividade da curva de secagem); subiu rapidamente no período de taxa decrescente, aproximando-se da temperatura de entrada. O objetivo da colocação deste termopar era a determinação da temperatura do fluido na saída da fase densa do leite, após ter ocorrido o principal da transferência de calor. Em leitos fluidizados esta medida encontra sérias dificuldades. De acordo com Gelperin e Einstein (44) e Vanecek e colaboradores (38) a utilização simplesmente de um termopar permite o contato entre os sólidos e o sensor, indicando uma temperatura intermediária entre a das partículas e a do fluido, enquanto que o emprego de uma malha (mesh) como proteção ao termopar, evitando seu contato com os sólidos, provoca alterações na temperatura do fluido. Logo, em ambos os casos, a exatidão da medida é baixa. Os resultados obtidos confirmam as dificuldades desta medida. Enquanto a temperatura determinada no segundo termopar esteve constante, seu valor foi bem próximo à temperatura de bulbo úmido do ar de secagem. Na maioria dos experimentos esta diferença foi de poucos décimos de grau. Portanto a temperatura medida nesta primeira etapa foi a do sólido, já que até atingir a umidade crítica, num processo de secagem, as partículas se mantêm na temperatura de bulbo úmido do ar. Como o termopar se encontrava logo acima da fase densa do leite e as partículas de bagaço aderiam à sua superfície com facilidade, os resultados parecem consistentes. Em alguns experimentos obteve-se resultados diferentes. No número 5 e no número 12 a temperatura medida, além de variável foi superior à de bulbo úmido. Nestes experimentos jatos de ar devem ter dificultado a aderência das partículas ao termopar, com o resultado medido sendo um compromisso entre a temperatura do gás e a do sólido. Em outros casos, como o número 2, a temperatura medida esteve mais distanciada e com menor valor que a de bulbo úmido ( $T_2 = 33,8^{\circ}\text{C}$  e  $T_u = 34,7^{\circ}\text{C}$ ); como o termopar ficava na fronteira entre a fase densa do leite, situada na parte metálica e isolada da coluna, e a fase diluída, na parte de pirex e não isolada da coluna, qualquer turbulência em torno do sensor, com retorno de fluido da parte não isolada, poderia reduzir o valor da temperatura medida.

De acordo com o gráfico da Figura 10 o aumento na velocidade de secagem coincide com a intensificação de elutriação. Nos

experimentos este aumento da elutriação ocorreu juntamente com a expansão do leito e a melhoria da fluidização. Apesar do aumento resultante na porosidade afetar a efetividade do contato partícula-termopar, facilitando o acesso do fluido ao sensor, a temperatura medida manteve-se constante, próxima à de bulbo úmido do ar. Com os sólidos atingindo a umidade crítica, iniciava-se o período de taxa de secagem decrescente, e as partículas tinham sua temperatura continuamente elevada. A temperatura lida no segundo termopar subia rapidamente aproximando-se da temperatura de entrada do gás, seu valor era afetado principalmente pela temperatura do ar já que grande parte dos sólidos tinha sido elutriada.

A curva das rotações do agitador mostra a tendência de aumento das rpm ao longo do experimento, indicando a melhoria de qualidade da fluidização. Elas só não aumentavam continuamente porque eram reguladas de tempo em tempo.

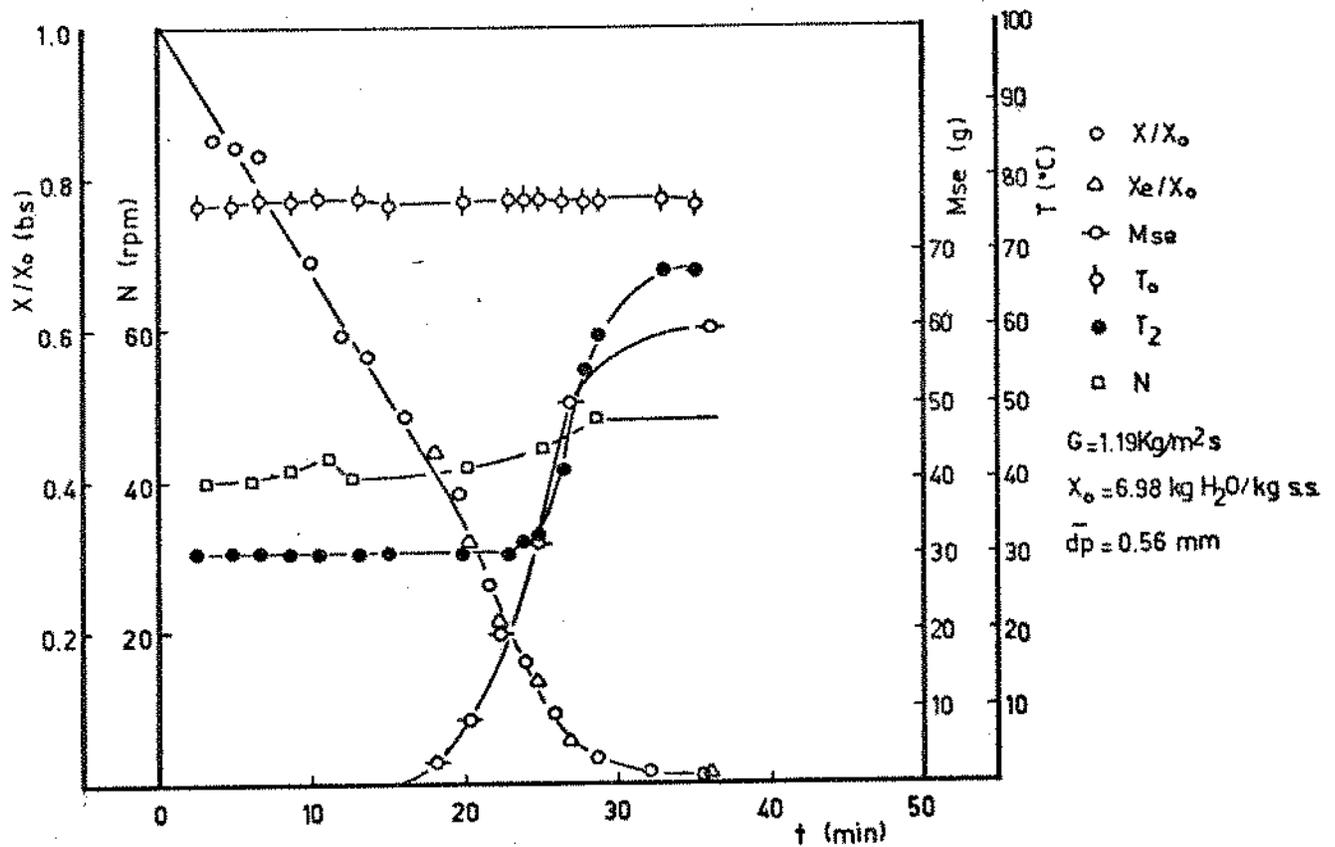


Figura 10. Resultados do experimento número 1.

Nota-se pela Figura 10 que as umidades dos elutriados encontram-se bem ajustadas à curva de secagem, indicando um leito bem misturado e homogêneo quanto às características de seus sólidos. No entanto em alguns experimentos, em especial os de maior temperatura ( $T_0 = 150^\circ\text{C}$ ), os elutriados apresentaram umidade menor que a da curva de secagem. Como a elutriação é seletiva, com as partículas finas sendo arrastadas primeiramente, este resultado pode indicar uma velocidade de secagem maior das partículas menores. A curva de massa elutriada da Figura 10 mostra que a elutriação começava lentamente quando se atingia certa umidade, característica das condições experimentais e da amostra de bagaço utilizada. Com o prosseguimento da secagem, a densidade e a coesividade das partículas diminuía; elas ficavam mais livres para serem arrastadas e a elutriação sofria um grande aumento.

Pela Figura 10 observa-se que a curva de secagem do bagaço apresenta três períodos. O primeiro, que se prolonga até o início da elutriação, é o período de taxa de secagem constante. O terceiro, que começa quando o sólido atinge a umidade crítica, é o período de taxa de secagem decrescente. Entre os dois encontra-se um período no qual a declividade da curva aumenta, indicando uma maior taxa de secagem. Ele é o resultado da melhoria da fluidização, que aumenta a transferência de calor. Nos experimentos esta melhoria da fluidização foi observada visualmente: ocorria intensa mistura e agitação dos sólidos e menor canalização do gás.

Este comportamento, observado no conjunto dos experimentos, revelou-se com nitidez no experimento número 18. Na Figura 11 encontra-se graficado a curva de secagem e a taxa de água evaporada dos sólidos para este experimento. Para a determinação desta segunda curva, em primeiro lugar, calcula-se a taxa de secagem ( $\frac{dX}{dt}$ ) para pares de pontos alternados (1º e 3º pontos, 2º e 4º, 3º e 5º, e assim por diante). A média dos tempos de cada par de pontos alternados foi adotada como o tempo para a taxa de secagem respectiva. Optou-se por este método, ao invés de par de pontos consecutivos, para diminuir a influência dos erros experimentais no valor calculado. Em segundo lugar graficou-se a massa seca de bagaço retido no leito em função do tempo. A taxa de secagem era multiplicada pela massa seca retida no leito para o mesmo tempo, resultando na taxa de água evaporada para este instante.

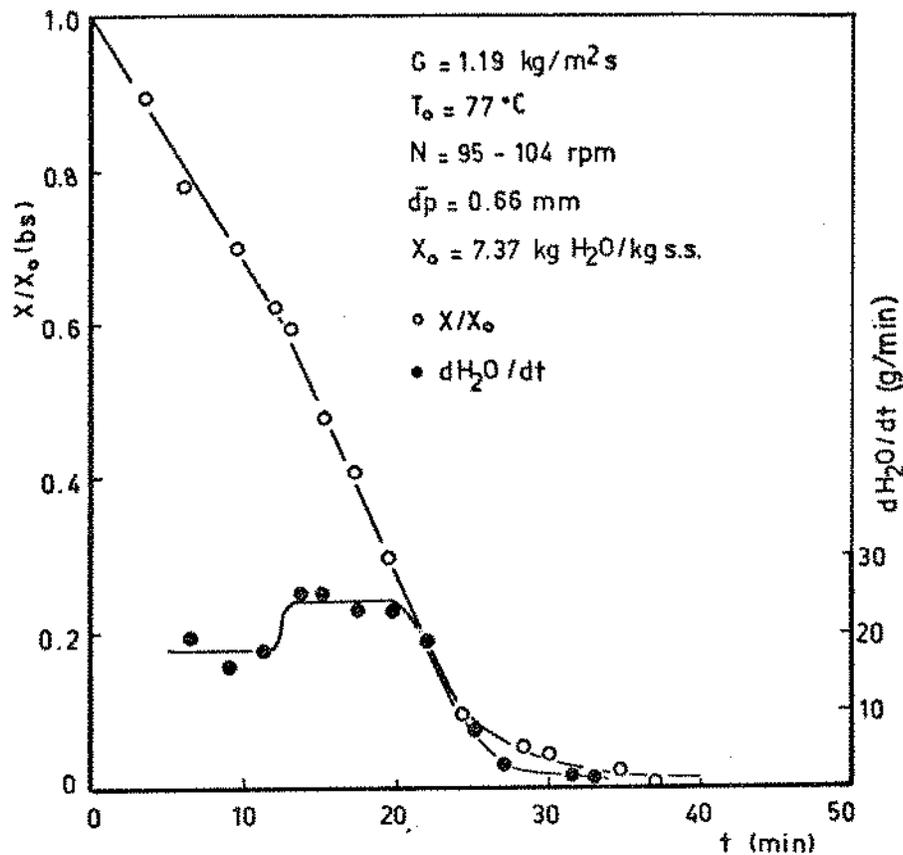


Figura 11. Variação da taxa de água evaporada para o experimento número 18.

Pela Figura 11 é nítida a existência de um período de maior velocidade de secagem.

Neste experimento a velocidade de secagem aumentou a partir de uma umidade em torno de 4 (b.s.). O ponto onde este aumento da taxa de secagem ocorreu, variou de experimento a experimento, sendo fortemente dependente da vazão empregada. Nos experimentos com vazão de 1,13 kg/min ( $G = 1,19 \text{ kg/m}^2\text{s}$ ) e rotações na faixa de 40 rpm este período começou a partir de umidades em torno de 2,5 a 3. É o caso, dos experimentos de 1 a 9. Nos de menor fluxo mássico, como o número 22 ( $G = 0,890 \text{ kg/m}^2\text{s}$ ) e o número 23 ( $G = 0,722 \text{ kg/m}^2\text{s}$ ), iniciou a menores unidades, 2 e 1 respectivamente. Nos de maior vazão,

como o número 14 ( $G = 1,62 \text{ kg/m}^2\text{s}$ ) e o número 16 ( $G = 1,86 \text{ kg/m}^2\text{s}$ ), começou a umidades maiores, em torno de 4.

Estes dados indicam que a redução da coesividade entre as partículas, ao permitir maior agitação e fluidização dos sólidos e menor canalização do gás, aumenta a velocidade de secagem. Vazões maiores vencem com mais facilidade a coesividade entre as partículas, antecipando o aumento da taxa de secagem; o número de rotações parece influenciar da mesma forma. No entanto esta relação deve ser mais complexa, podendo também ser influenciada pela distribuição de tamanho da amostra empregada.

### III.3.1 - Influência da vazão de gás na secagem

Na Figura 12 estão graficados os experimentos realizados a temperatura e faixa de rpm iguais e a diferentes fluxos mássicos.

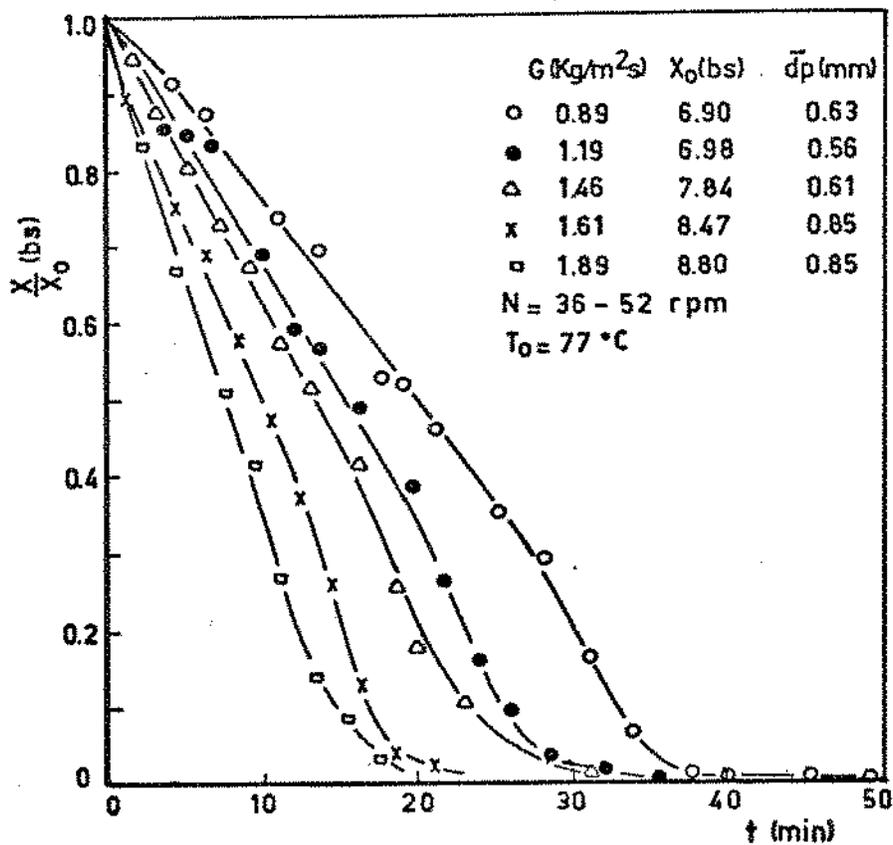


Figura 12. Influência da vazão de gás na secagem.

Como esperado, a velocidade de secagem cresce com o aumento da vazão. Com maior fluxo mássico aumenta a agitação e a movimentação das partículas e a turbulência em torno delas; portanto o coeficiente de transferência de calor também aumenta, tornando a secagem mais rápida.

Do ponto de vista fluodinâmico o aumento da vazão, além de melhorar a fluidização, resulta em maior quantidade de sólido elutriado.

### III.3.2 - Influência da temperatura do ar na secagem

Na Figura 13 apresentam-se as curvas de secagem dos experimentos realizados com o mesmo fluxo mássico e faixa de rotações, mas a temperaturas diferentes.

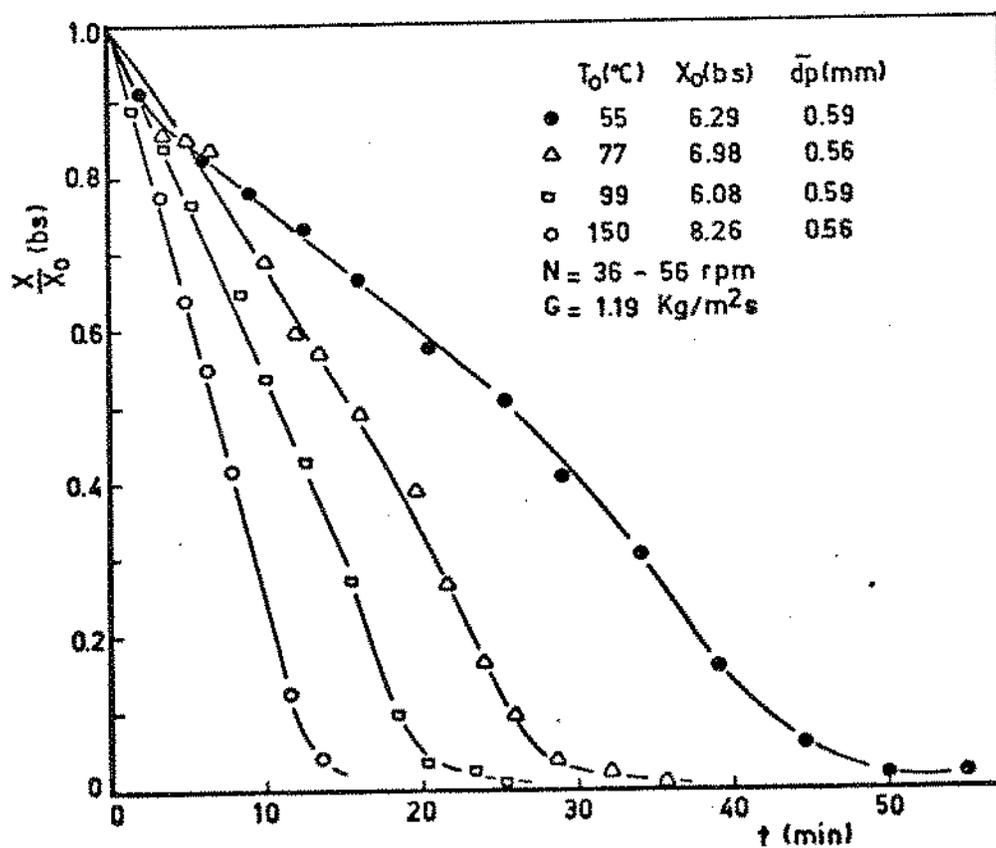


Figura 13. Influência da temperatura do ar na secagem.

A taxa de secagem aumenta com o aumento da temperatura do gás. Isto porque com uma maior temperatura do gás o potencial que induz a transferência de calor (diferença de temperatura entre o fluido e a superfície do sólido) também é maior. Com isso uma maior quantidade de calor por unidade de tempo é transferida entre o fluido e a partícula, aumentando a velocidade de secagem.

### III.3.3 - Influência das rotações do agitador na secagem

Na Figura 14 encontram-se graficados os experimentos realizados com mesma vazão e temperatura, mas com diferentes faixas de rpm. Nota-se que todos os dados podem ser correlacionados por uma única curva de secagem, indicando que, dentro dos erros experimentais, não se observa influência significativa do número de rotações do agitador. No entanto, de acordo com os resultados do experimento nº 18 (rotações de 95-104 rpm), é possível que um maior número de rotações facilite a quebra da coesividade entre as partículas pelo escoamento de gás, aumentando a movimentação dos sólidos e antecipando o período de aceleração da secagem. Pode-se observar que os pontos dos experimentos de maior número de rotações tendem a se situar, em geral, abaixo da curva. Como esta flutuação está dentro da faixa de erros experimentais, uma conclusão mais categórica exigiria mais experimentos, controlando outras variáveis, como por exemplo, a distribuição de tamanho do sólido.

Pesquisadores que estudaram a influência do número de rotações em sistemas agito-fluidizados encontraram resultados diferenciados. Enquanto Brekken (33), estudando leite fluidizado pouco profundo de farinha, observou uma melhor mistura com o aumento das rotações, Nielsen (34) em leite fluidizado mais fundo não notou influência deste fator na capacidade de mistura do leite. Nazemi (35),

ao determinar os coeficientes de transferência de calor parede-partícula em sistema agito-fluidizado de farinha, não observou influência do número de rotações, em uma faixa de 25 a 100 rpm, nos valores obtidos.

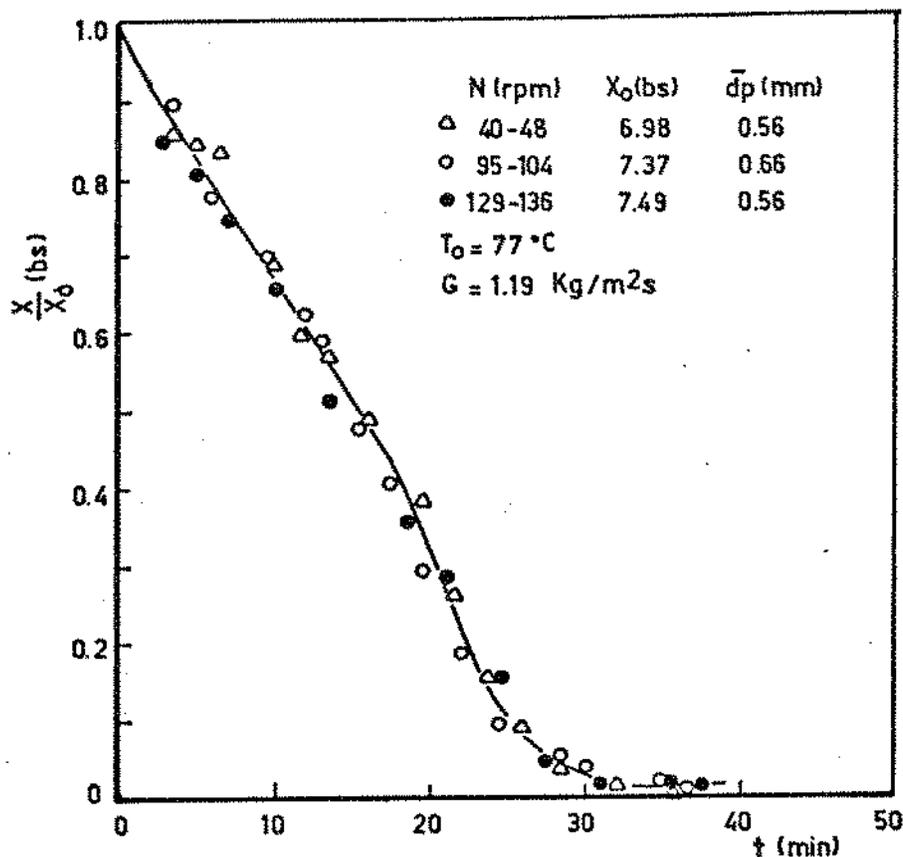


Figura 14. Influência das rotações do agitador na secagem.

A coesividade inicial das partículas é muito grande devido à alta umidade superficial, o que reduz a movimentação dos sólidos e provoca canalização do gás. Como um maior número de rotações auxilia na desagregação das partículas e na quebra dos canais, é possível que, ao melhorar a mistura dos sólidos, antecipe o aumento da taxa de secagem.

#### III.3.4 - Influência da umidade inicial na secagem

Para analisar a influência da umidade inicial na cinética de secagem foram realizados três experimentos com bagaço de umidade de X<sub>0</sub> = 2,48 (b.s.). Estes experimentos foram feitos a temperaturas de 55, 77 e 99°C e encontram-se graficados na Figura 15.

Pelas curvas da Figura 15 nota-se um comportamento semelhante ao anteriormente descrito, com a existência de três períodos de secagem. Observa-se que o aumento na taxa de secagem ocorre a partir de umidades em torno de 1 (b.s.) e a umidade crítica situa-se em torno de 0,3 (b.s.). Estes resultados são inferiores aos obtidos nos outros experimentos.

O fluxo mássico empregado nestes experimentos foi menor que o utilizado nos anteriores, já que para fluidizar o bagaço com esta umidade inicial a velocidade mínima necessária era menor (equação III.4). Os valores mais baixos, obtidos para umidade crítica e umidade de aceleração da secagem, devem ser consequentes da menor vazão empregada. Parece possível extrapolar que para umidades iniciais ainda menores o período de taxa constante deva se constituir no principal período de secagem.

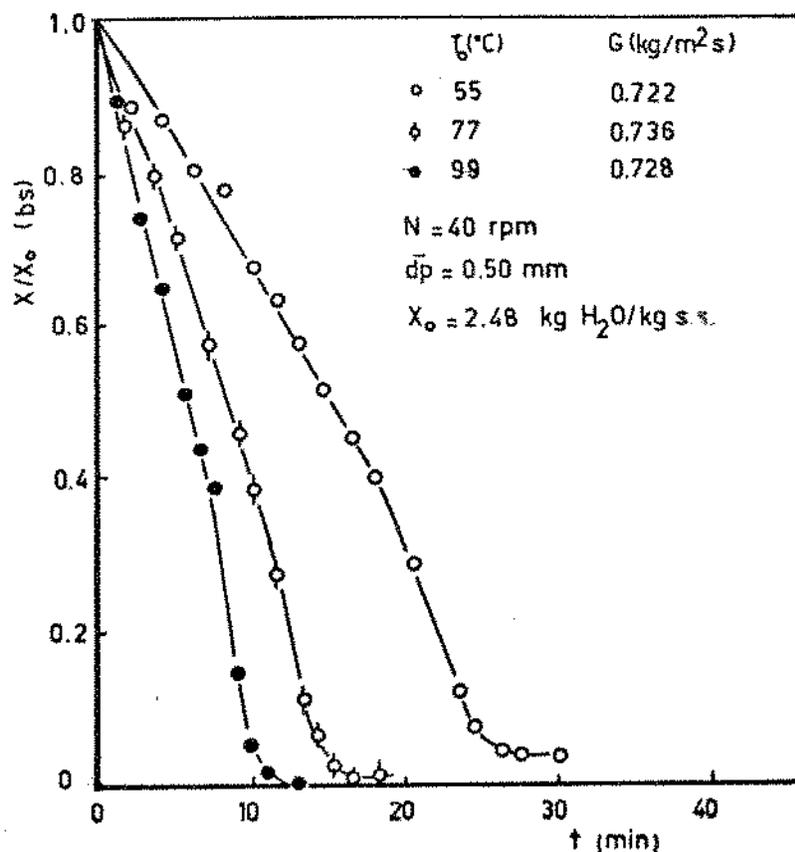


Figura 15. Influência da umidade inicial do bagaço na secagem.

### III.4 - Equações cinéticas para a secagem do bagaço de cana em leito fluidizado

#### III.4.1 - Período de velocidade de secagem constante

Com as condições experimentais (umidade, temperatura e vazão do gás) constantes o experimento entrava em regime. A superfície das partículas se mantinha saturada de líquido e na temperatura de bulbo úmido do ar até o sólido atingir a umidade crítica. Neste período a secagem era controlada pela resistência à transferência de calor na película entre o ar e a partícula. Assim, o dado relevante a ser estabelecido é a relação entre o coeficiente de transferência de calor obtido e as condições experimentais utilizadas. Na determinação do coeficiente de transferência de calor fluido-partícula para este período é adequado o emprego da equação III.5 (equação 1.18 - Apêndice 1), aplicável a leitos fluidizados descontínuos quando a temperatura do sólido se mantém constante.

$$\ln \left( \frac{T_o - T_s}{T_l - T_s} \right) = \frac{h a A L_f}{m C_p} \quad (\text{III.5})$$

onde  $T_o$  = temperatura de entrada do ar de secagem ( $^{\circ}\text{C}$ )

$T_l$  = temperatura de saída do ar de secagem ( $^{\circ}\text{C}$ )

$T_s$  = temperatura do sólido ( $^{\circ}\text{C}$ )

$h$  = coeficiente de transferência de calor ( $\text{kcal/s}^{\circ}\text{Cm}^2$ )

$a$  = área de superfície das partículas por unidade de volume do leito ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )

$A$  = área de secção do leito ( $\text{m}^2$ )

$L_f$  = altura do leito fluidizado (m)

$m$  = vazão mássica do gás ( $\text{kg/s}$ )

$C_p$  = calor específico do gás ( $\text{kcal/kg}^{\circ}\text{C}$ )

Considerando que:

$$a = \frac{6 (1 - \epsilon_f)}{\phi d_p} \quad (\text{III.6})$$

$$\varepsilon_f = \frac{V_v}{V_L} = 1 - \frac{V_s}{V_L} \quad (\text{III.7})$$

$$V_L = A \cdot L_f \quad (\text{III.8})$$

onde:  $\varepsilon_f$  = porosidade do leito fluidizado

$\bar{\phi}$  = esfericidade média do sólido

$\bar{d}_p$  = diâmetro médio de partícula (m)

$V_v$  = volume de vazios no leito (m<sup>3</sup>)

$V_s$  = volume de sólidos no leito (m<sup>3</sup>)

$V_L$  = volume do leito (m<sup>3</sup>)

E substituindo na equação III.5, obtém-se:

$$\ln \left( \frac{T_o - T_s}{T_1 - T_s} \right) = \frac{h V_s}{m C_p \bar{\phi} \bar{d}_p} \quad (\text{III.9})$$

Analisando os dados de densidade (Figura 5), ainda que os sólidos sofram pequena contração ao longo da secagem, pode-se considerar o volume das partículas praticamente constante e igual a:

$$V_s = \frac{M_{so}}{d_{ss}} \quad (\text{III.10})$$

onde:  $M_{so}$  = massa seca inicial de bagaço (kg)

$d_{ss}$  = densidade do sólido seco (kg/m<sup>3</sup>)

E substituindo na equação III.9 obtém-se a equação final empregada no cálculo dos coeficientes de transferência de calor:

$$h = \ln \left( \frac{T_o - T_s}{T_1 - T_s} \right) \frac{m C_p \bar{\phi} \bar{d}_p d_{ss}}{M_{so}} \quad (\text{III.11})$$

Para a utilização da equação III.11 é necessário o conhecimento da temperatura de saída do gás e da temperatura do sólido. No período de taxa constante a temperatura do sólido é igual à de bulbo úmido ( $T_u$ ) do ar de secagem. Para cada experimento os valores de temperatura de bulbo seco e bulbo úmido do ar ambiente foram determinados por um psicrômetro. A partir destes dados pode-se calcular a umidade absoluta do ar ( $Y_o$ ). Com os valores de  $Y_o$  e  $T_o$  determina-se a temperatura de bulbo úmido do ar quente. Utilizou-se uma carta psicrométrica programada (45, 46, 47). Optou-se pelo emprego da temperatura de bulbo úmido ( $T_u$ ) porque a temperatura lida no segundo termopar ( $T_2$ ) apresentou oscilações e incorreções em alguns experimentos.

A temperatura de saída do gás foi calculada por um balanço de entalpia. Como as observações experimentais indicaram que as perdas de calor não foram significativas, pode-se realizar o balanço de entalpia abaixo:

Calor cedido pelo gás = Calor necessário para a evaporação da umidade do sólido

$$m C_p (T_o - T_1) = \lambda \left(-\frac{dX}{dt}\right) M_{so} \quad (\text{III.12})$$

onde:  $\lambda$  = calor latente de vaporização da água (kcal/kg)

$$\frac{dX}{dt} = \text{taxa de secagem} \left( \frac{\text{kg H}_2\text{O/kg sólido seco}}{\text{s}} \right)$$

O calor latente de vaporização foi obtido à temperatura de bulbo úmido do ar e o calor específico calculado de acordo com a equação III.13 abaixo:

$$C_p = 0,24 + 0,45 Y_o \quad (\text{III.13})$$

onde:  $Y_o$  = umidade absoluta do ar de secagem na entrada do leito (kg H<sub>2</sub>O/kg ar seco)

A taxa de secagem foi obtida por regressão linear dos pontos experimentais do período de velocidade constante. Os pontos empregados foram os situados após os 2 primeiros minutos (tempo em média necessário para o experimento entrar em regime) e até o início do período de aumento na velocidade de secagem.

Com os valores das taxas de secagem e com as equações III.11, III.12 e III.13 foram calculados os coeficientes de transferência de calor. Seus valores encontram-se na Tabela 8, juntamente com os coeficientes de transferência de calor por unidade de volume do leite ( $h a$ ) e os dados relevantes dos experimentos.

Para se obter uma correlação que permita a generalização dos resultados, os valores encontrados e as condições experimentais empregadas devem ser correlacionados através dos adimensionais, Número de Reynolds e Número de Nusselt.

$$Re = \frac{G \bar{d}_p}{\mu} \quad (\text{III.14})$$

$$Nu = \frac{h \bar{d}_p}{k} \quad (\text{III.15})$$

onde:  $Re$  = Número de Reynolds

$\mu$  = Viscosidade do gás (kg/ms)

$Nu$  = Número de Nusselt

$k$  = Condutibilidade térmica do gás (kcal/h m °C)

Com as propriedades do gás avaliadas nas condições de entrada do leite, valores de Nusselt e Reynolds foram calculados e encontram-se na Tabela 9. O gráfico de  $Nu$  em função de  $Re$  encontra-se na Figura 16.

Os dados podem ser bem correlacionados por uma reta com coeficiente de regressão ao quadrado de 88%. A Equação obtida é:

$$Nu = 4,69 \times 10^{-4} Re^{1,44} \quad (\text{III.16})$$

Na sua maioria os resíduos apresentam comportamento aleatório. O teste de significância realizado atestou que o expoente obtido é significativo.

| EXPERIM. | AMOSTRA | $\bar{d}_p$<br>(mm) | m<br>(kg/min) | $T_o$<br>(°C) | $T_1$<br>(°C) | $T_s = T_u$<br>(°C) | ha x 10 <sup>-3</sup><br>(kcal/hm <sup>3</sup> °C) | h<br>(kcal/hm <sup>2</sup> °C) |
|----------|---------|---------------------|---------------|---------------|---------------|---------------------|--|--------------------------------|
| 1        | 1       | 0,56                | 1,13          | 77,0          | 35,0          | 30,4                | 17,0   | 2,99                           |
| 2        | 2       | 0,52                | 1,13          | 99,0          | 41,7          | 34,7                | 16,4   | 3,69                           |
| 3        | 4       | 0,59                | 1,13          | 99,0          | 41,4          | 35,5                | 17,5   | 2,87                           |
| 4        | 2       | 0,52                | 1,13          | 99,0          | 51,9          | 34,7                | 14,3   | 2,70                           |
| 5        | 3       | 0,57                | 1,13          | 125,0         | 46,0          | 38,0                | 17,6   | 3,65                           |
| 6        | 3       | 0,57                | 1,13          | 125,0         | 46,7          | 38,0                | 16,9   | 3,67                           |
| 7        | 1       | 0,56                | 1,13          | 150,0         | 49,8          | 41,6                | 19,1   | 3,89                           |
| 8        | 1       | 0,56                | 1,13          | 150,0         | 48,6          | 41,6                | 20,0   | 3,98                           |
| 9        | 4       | 0,59                | 1,13          | 55,0          | 33,5          | 27,4                | 11,1   | 1,87                           |
| 10       | 6       | 0,61                | 1,25          | 77,0          | 34,9          | 30,4                | 19,0   | 3,27                           |
| 11       | 6       | 0,61                | 1,25          | 77,0          | 34,7          | 30,4                | 18,6   | 3,09                           |
| 12       | 6       | 0,61                | 1,39          | 77,0          | 39,0          | 29,9                | 14,9   | 3,24                           |
| 13       | 7       | 0,85                | 1,38          | 77,0          | 36,8          | 31,3                | 18,9   | 5,37                           |
| 14       | 6       | 0,61                | 1,54          | 77,0          | 33,3          | 29,9                | 26,3   | 5,79                           |
| 15       | 7       | 0,85                | 1,53          | 77,0          | 35,0          | 31,3                | 25,1   | 7,92                           |
| 16       | 7       | 0,85                | 1,80          | 77,0          | 35,7          | 30,8                | 26,3   | 9,26                           |
| 17       | 7       | 0,85                | 1,79          | 77,0          | 36,0          | 31,3                | 26,5   | 8,09                           |
| 18       | 5       | 0,66                | 1,13          | 77,0          | 37,6          | 30,8                | 14,1   | 3,05                           |
| 19       | 1       | 0,56                | 1,13          | 77,0          | 34,6          | 30,4                | 17,7   | 3,30                           |
| 20       | 9       | 0,98                | 1,09          | 77,0          | 39,0          | 30,6                | 12,1   | 2,82                           |
| 22       | 8       | 0,63                | 0,845         | 77,0          | 30,5          | 28,6                | 17,6   | 3,44                           |
| 23       | 10      | 0,50                | 0,686         | 55,0          | 32,4          | 29,1                | 9,26   | 1,48                           |
| 24       | 10      | 0,50                | 0,699         | 77,0          | 38,3          | 31,6                | 8,70   | 1,39                           |
| 25       | 10      | 0,50                | 0,691         | 99,0          | 43,4          | 35,3                | 9,27   | 1,48                           |

Tabela 8 - Coeficientes de transferência de calor obtidos e as condições experimentais utilizadas na secagem de bagaço de cana em leito fluidizado.

| Experimento | Re   | Nu x 10 <sup>2</sup> |
|-------------|------|----------------------|
| 1           | 31,8 | 6,44                 |
| 2           | 28,3 | 6,97                 |
| 3           | 31,9 | 6,15                 |
| 4           | 28,3 | 5,10                 |
| 5           | 29,1 | 7,15                 |
| 6           | 29,1 | 7,19                 |
| 7           | 27,7 | 7,10                 |
| 8           | 27,7 | 7,27                 |
| 9           | 35,2 | 4,46                 |
| 10          | 38,3 | 7,69                 |
| 11          | 38,3 | 7,27                 |
| 12          | 42,6 | 7,61                 |
| 13          | 58,7 | 17,6                 |
| 14          | 47,1 | 13,6                 |
| 15          | 66,7 | 25,9                 |
| 16          | 76,7 | 30,3                 |
| 17          | 76,3 | 26,5                 |
| 18          | 37,4 | 7,75                 |
| 19          | 31,8 | 7,12                 |
| 20          | 53,5 | 10,6                 |
| 22          | 26,7 | 8,35                 |
| 23          | 18,2 | 3,00                 |
| 24          | 17,5 | 2,67                 |
| 25          | 16,6 | 2,69                 |

Tabela 9 - Valores de Nusselt e Reynolds dos experimentos.

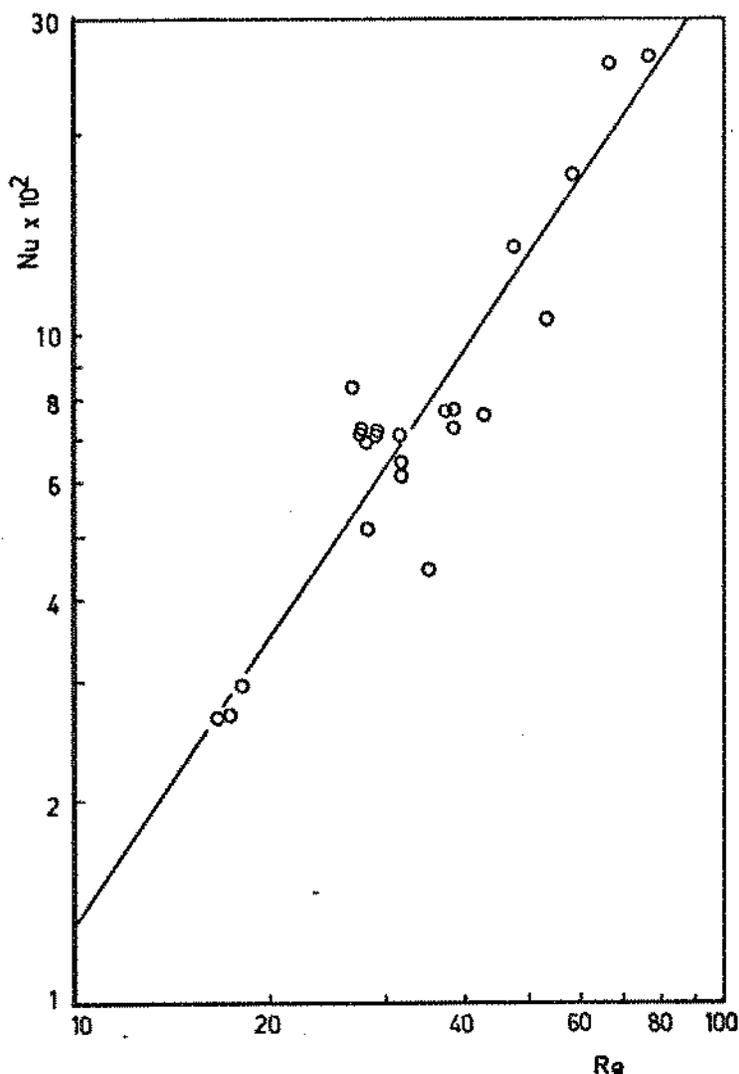


Figura 16. Nusselt em função de Reynolds no período de velocidade constante

A correlação obtida está concordante com as citadas na literatura. Segundo Gelperin (44) a forte dependência de Nusselt em função de Reynolds, sendo proporcional a  $Re^{1,3} - Re^{1,5}$ , ocorre porque, a baixos valores de Reynolds, a área superficial efetiva de troca de calor é menor que a área superficial total das partículas, devido à formação de agregados de sólidos. Com o aumento da velocidade do fluido, além do aumento da turbulência em torno das partículas, ocorre aumento da área efetiva de troca de calor. A valores suficientemente grandes de Reynolds ( $Re > 100$ ), quando praticamente a superfície total das partículas participa da transferência de calor, a dependência de Nusselt é menor, sendo proporcional a  $Re^{0,5} - Re^{0,8}$ . Considerando a faixa de Reynolds empregada (15-80) e as características coesivas do bagaço de cana, o expoente obtido para a correlação

é um bom resultado.

Vanecek (38) apresenta uma série de correlações, algumas similares à obtida, outras incluindo novas variáveis como o diâmetro da coluna, altura do leito quando fixo e a velocidade mínima de fluidização. Elas apresentam muita discrepância de resultados entre si, o que é atribuído às simplificações feitas na dedução das equações empregadas e à não consideração de todas as variáveis relevantes na fluidização. Estas correlações apresentam forte dependência em relação a Reynolds, como pode-se observar pelas equações abaixo:

$$Nu = 0,0028 Re^{1,7} \left( \frac{\bar{d}_p}{D} \right)^{-0,2} \quad (\text{III.17})$$

onde:  $\bar{d}_p$  = diâmetro médio das partículas (m)

$D$  = diâmetro da coluna (m)

A equação III.17 foi determinada por Walton, Olson e Levenspiel para partículas de carvão com tamanho variando de 0,3 a 0,8 mm e Reynolds de 6 a 50.

$$Nu = 0,0035 Re^{1,55} \left( \frac{u}{u_{mf}} \right)^{-1} \quad (\text{III.18})$$

onde:  $u$  = velocidade superficial do fluido (m/s)

$u_{mf}$  = velocidade mínima de fluidização (m/s)

A equação III.18 foi obtida por Shakhova para  $Re$  de 1,38 a 9,55 e  $u/u_{mf}$  de 2,67 a 12,82.

$$Nu = 0,0135 Re^{1,30} \quad (\text{III.19})$$

Esta equação foi determinada por Kettering, Manderfield e Smith, em experimentos de secagem em leito fluidizado de sílica gel e alumina com tamanhos de partícula de 0,36 a 1,0 mm e  $Re$  de 10 a 57.

Kunii (19) recomenda a equação III.20, obtida pela correlação de dados experimentais determinados por vários pesquisadores.

$$Nu = 0,03 Re^{1,3} \quad (\text{III.20})$$

Considerando estas equações pode-se observar que a constante obtida na correlação para o bagaço de cana é significativamente menor. Dado as dificuldades experimentais e o desejo de estabelecer uma correlação de fácil aplicação, optou-se pela distribuição de tamanho do produto em peneiras e a seco e pela utilização de um valor médio de esfericidade. Como no período em discussão a coesividade entre as partículas era grande, é bem possível que os sólidos se encontrassem sob a forma de agregados. Na esfericidade média obtida prevalece o formato das fibras em detrimento das partículas de medula que, tendo formato mais próximo ao esférico, devem apresentar esfericidade maior. Deste modo a área de superfície das partículas, assim calculada, representa uma superestimação da área efetiva de troca de calor. Isto provoca redução nos valores calculados do coeficiente de transferência de calor, no número de Nusselt e consequentemente na constante da equação. Devido a esta dificuldade de determinação da área efetiva de troca de calor, os coeficientes de transferência de calor por unidade de volume do leito são informados na Tabela 8.

A discrepância das correlações citadas na literatura indicam a não consideração de todas as variáveis importantes na fluidização. No caso dos experimentos realizados observou-se que parcela do gás atravessa o leito por canais preferenciais, diminuindo a eficiência da transferência de calor. Este fator deve influenciar a correlação contribuindo para diminuir o valor da constante.

Considerando que o principal da secagem do bagaço de cana ocorre no período de velocidade constante, a correlação obtida mostra-se bastante útil na previsão de coeficientes de transferência de calor em leito fluidizado e no projeto de secadores.

### III.4.2 - Período de aumento na velocidade de secagem

A melhoria na qualidade de fluidização torna mais eficiente a transferência de calor, aumentando a velocidade de secagem. No período em que isto ocorreu nos experimentos o sólido ainda se mantinha à temperatura de bulbo úmido, já que não tinha atingido a umidade crítica. Isto torna possível a utilização da equação III.5 para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

Para realizar o balanço de entalpia é necessário o conhecimento da taxa de água evaporada ( $\Delta H_{2O}/\Delta t$ ). No período de velocidade constante a taxa de água evaporada pode ser calculada por  $M_{so} \frac{dX}{dt}$ , já que a massa seca de bagaço presente no leito praticamente não se alterava. Como este segundo período ocorria logo após o início da elutrição a metodologia empregada não pode ser a mesma. Neste caso é necessário aplicar a equação III.21:

$$\frac{\Delta H_{2O}}{\Delta t} = \frac{\int_{X_i}^{X_f} M_s dX}{t_f - t_i} \quad (III.21)$$

onde:  $M_s$  = massa seca de bagaço retida no leito a cada instante (kg)

$X_i, X_f$  = umidade inicial e final do período de aumento na taxa de secagem (b.s.)

$t_i, t_f$  = tempo inicial e final do período (min)

E o balanço de entalpia fica da seguinte forma:

$$m C_p (T_o - T_l) = \lambda \left( -\frac{\Delta H_{2O}}{\Delta t} \right) \quad (III.22)$$

Com o valor da umidade e da massa úmida dos elutriados em função do tempo e a massa das amostras retiradas, a massa seca de bagaço presente no leito a cada instante é estabelecida.

Um gráfico de massa seca em função da umidade pode, então, ser construído e a integração feita graficamente. Na Figura 17 encontra-se o gráfico utilizado para o experimento 18.

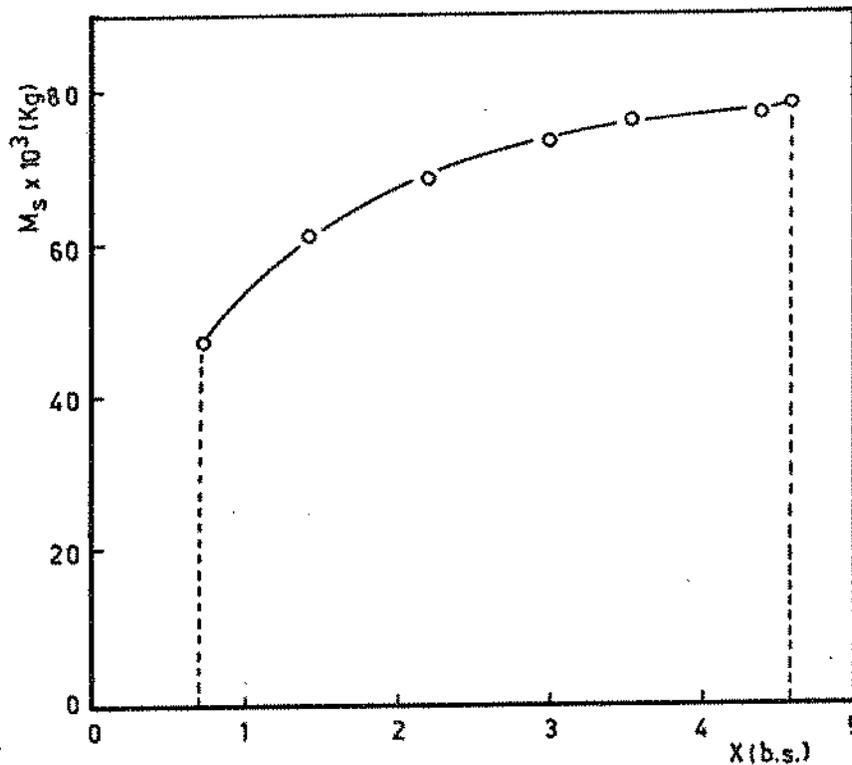


Figura 17. Massa seca de bagaço retida no leito em função da umidade para o experimento 18.

Para este experimento  $\frac{\Delta H_{2O}}{\Delta t} = - 0,0218$  kg/min, resultando em uma temperatura de saída do gás de 31,3°C. Como neste caso a temperatura de bulbo úmido do ar de secagem foi 30,8°C, o gás saiu do leito praticamente saturado. Utilizando-se a equação III.5 o coeficiente de transferência de calor para o período é igual a  $33,2 \times 10^3$  kcal/hm<sup>3</sup>°C. Como o resultado obtido para o período anterior foi de  $14,1 \times 10^3$  kcal/hm<sup>3</sup>°C, seu valor mais que duplicou de um período a outro. Este resultado dá uma estimativa do aumento na transferência de calor.

Nos demais experimentos resultados análogos a este foram encontrados, com o gás saindo praticamente saturado do leito; em alguns casos com a temperatura pouco acima, em outros um pouco abaixo, mas, em geral, próxima à de bulbo úmido. Esta flutuação dos resultados

ocorre em função dos erros experimentais que se acumulam no cálculo da temperatura de saída do gás. Em primeiro lugar, a elutriação é um processo contínuo, no entanto a massa de elutriado foi medida discretamente. Em segundo lugar, o elutriado recolhido num certo intervalo de tempo não tem umidade uniforme, o que afeta a exatidão desta medida. Nos experimentos em que se recolheu vários elutriados a pequenos intervalos de tempo, os erros, originados por estes motivos, foram diminuídos. Neste período ocorria expansão do leito e aumento da concentração de sólidos na fase diluída, dificultando a determinação da altura do leito. No cálculo dos coeficientes empregou-se o volume do leito do período anterior, porque a maioria dos sólidos se encontrava na parte metálica da coluna.

Na Tabela 10 são apresentados os resultados obtidos para os experimentos mais representativos deste período, nos quais as condições de elutriação foram bem controladas. Nos casos em que foi possível calcular os coeficientes eles também são informados.

| Experimento | $T_i$<br>(°C) | $T_u$<br>(°C) | $h_a \times 10^{-3}$<br>(kcal/h m <sup>3</sup> °C) |
|-------------|---------------|---------------|--|
| 9           | 29,4          | 27,4          | 20,8   |
| 11          | 30,1          | 30,4          | -  |
| 16          | 32,0          | 30,8          | 52,5   |
| 18          | 31,3          | 30,8          | 33,2   |
| 21          | 28,8          | 30,8          | -  |
| 23          | 28,6          | 29,6          | -  |
| 24          | 34,4          | 31,6          | 13,9   |

Tabela 10 - Resultados obtidos para o período de maior velocidade de secagem

Como pode-se observar em todos os casos ocorreu aumento significativo na taxa de transferência de calor em comparação com o período anterior.

O experimento 21, realizado com o maior fluxo mássico ( $G=2,13$  kg/m<sup>2</sup>s), apresentou elutriação desde o início da secagem. Os resultados, obtidos de acordo com a metodologia descrita acima, indicam que

o gás saiu do leito saturado durante todo o período em que o sólido se manteve à temperatura de bulbo úmido. Portanto, para este experimento se obteve o período de velocidade de secagem maior desde o início. Este resultado é coerente com as observações anteriores de que para uma maior vazão o aumento na taxa de secagem é antecipado.

Resultados análogos aos obtidos são citados por Gelperin (44) para a transferência de calor em leito fluidizado. Num leito bem fluidizado a temperatura do gás altera-se rapidamente em uma região próxima ao distribuidor, tendendo ao equilíbrio com sólido a medida que se aproxima da saída. Se a altura do leito for suficientemente maior que a altura desta região, onde efetivamente ocorre a troca de calor, a temperatura do fluido na descarga será praticamente igual à do sólido. É o que Gelperin denomina de transferência de calor controlada pelo balanço térmico; na realidade, ainda que o controle seja por película, dada a boa qualidade da fluidização, os altos coeficientes de transferência de calor e o fato da troca de calor se concentrar numa região próxima ao distribuidor de altura consideravelmente menor que a do leito, alcança-se o equilíbrio partícula-fluido e o fator limitante a uma maior transferência de calor acaba sendo a quantidade de energia térmica transportada pelo gás ao entrar no leito. Este comportamento não é encontrado quando perturbações no sistema fluidizado permitem a canalização do gás, reduzindo a efetividade do contato partícula-fluido.

Os resultados obtidos parecem confirmar estas considerações. No primeiro período, devido à ação da coesividade entre as partículas, a qualidade da fluidização é pior e parte do gás passa pelo leito através de canais preferenciais. Quando os sólidos atingem certa umidade as forças coesivas diminuem, o leito se expande, a fluidização melhora e a transferência de calor passa a ser controlada pelo balanço térmico; como, enquanto o sólido não atingir a umidade crítica, a secagem é regulada pela transferência de calor, o gás sai do leito praticamente saturado. A umidade a partir da qual ocorre o aumento na taxa de secagem está relacionada com as características das partículas e com a velocidade empregada. Seu valor pode ser aproximadamente previsto pela relação a seguir:

$$0,45 \leq r \leq 0,70, \text{ para } r = \frac{u_{mf}}{u} \quad (\text{III.23})$$

onde:  $u_{mf}$  é calculada pela equação III.4 para a umidade de início do período (m/s)  
 $u$  = velocidade superficial do gás nas condições de entrada do leito (m/s)

### III.4.3 - Período de velocidade de secagem decrescente

Ao ser atingida a umidade crítica, 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. Para análise deste período é necessário determinar a umidade crítica e a umidade de equilíbrio obtidas nos experimentos. Estas foram determinadas graficamente das curvas de secagem. Na Tabela 11 encontram-se seus valores para vários experimentos, selecionados por apresentarem mais dados no período de velocidade decrescente.

| Experimento | $X_c$<br>(b.s.) | $X^*$<br>(b.s.) | $T_o$<br>(°C) | $\bar{x}_p$<br>(mm) | G<br>(kg/m <sup>2</sup> s) |
|-------------|-----------------|-----------------|---------------|---------------------|----------------------------|
| 1           | 0,98            | 0,04            | 77,0          | 0,56                | 1,19                       |
| 2           | 1,00            | 0,02            | 99,0          | 0,52                | 1,19                       |
| 3           | 0,80            | 0,04            | 99,0          | 0,59                | 1,19                       |
| 7           | 1,10            | 0,01            | 150,0         | 0,56                | 1,19                       |
| 8           | 1,09            | 0,01            | 150,0         | 0,56                | 1,19                       |
| 9           | 1,01            | 0,10            | 55,0          | 0,59                | 1,19                       |
| 13          | 1,15            | 0,03            | 77,0          | 0,85                | 1,45                       |
| 15          | 1,11            | 0,03            | 77,0          | 0,85                | 1,61                       |
| 16          | 0,91            | 0,03            | 77,0          | 0,85                | 1,89                       |
| 18          | 0,71            | 0,04            | 77,0          | 0,66                | 1,19                       |
| 19          | 0,44            | 0,03            | 77,0          | 0,56                | 1,19                       |
| 22          | 0,47            | 0,03            | 77,0          | 0,63                | 0,890                      |
| 23          | 0,30            | 0,09            | 55,0          | 0,50                | 0,722                      |
| 24          | 0,28            | 0,03            | 77,0          | 0,50                | 0,736                      |
| 25          | 0,36            | 0,01            | 99,0          | 0,50                | 0,728                      |

Tabela 11. Umidade crítica e de equilíbrio para vários experimentos

Para os experimentos de maior fluxo mássico ( $G$  variando de 1,19 a 1,89 kg/m<sup>2</sup>s) obteve-se umidades críticas próximas de 1. Excepcionalmente os experimentos 18 e 19 apresentaram valor de umidade crítica significativamente menor. Estes foram os realizados com maior número de rotações do agitador. Como as rotações influem na taxa de elutriação diminuindo o arraste de partículas, é possível que este fator, ao contribuir para que as partículas finas se mantenham no leito por mais tempo, reduza o valor da umidade crítica. Os experimentos realizados com menor vazão (22,23,24,25) também apresentaram umidade crítica consideravelmente menor. Como o coeficiente de película é fortemente dependente de Reynolds, seu valor é menor nas baixas vazões. Este fator, juntamente com uma menor taxa de elutriação, retarda o início do controle da secagem pela resistência ao transporte no sólido.

No período de taxa de secagem decrescente, a umidade do bagaço apresentou um decaimento exponencial com o tempo. Isto pode ser observado na Figura 18, onde se encontra graficado a umidade em função do tempo, em escala semilogarítma, para os experimentos de menor fluxo mássico.

Como se observa na Figura 18 o período de velocidade decrescente pode ser dividido em duas partes, descritas por duas retas. No caso do experimento 23, realizado com a menor temperatura de secagem, estas retas se interceptam para uma umidade em torno de 0,10 em base seca (9,1% em base úmida). De acordo com o relatório "Aproveitamento energético dos resíduos da agroindústria da cana-de-açúcar", realizado pelo Ministério das Minas e Energia/Eletrôbrás (48), a compactação por briquetagem exige bagaço com umidade 12% (b.u.) e por peletização com umidades entre 15 e 18% (b.u.). Segundo Hugot (6) é necessário reduzir a umidade a menos de 15% (b.u.) e os melhores resultados de briquetagem são obtidos com bagaço com 7 a 8% (b.u.) de umidade. Aumentando a secagem os briquetes reabsorvem a umidade do ar e se desagregam. Logo, não existindo interesse na secagem do bagaço a umidades menores, a análise deste período se concentrou em sua primeira parte.

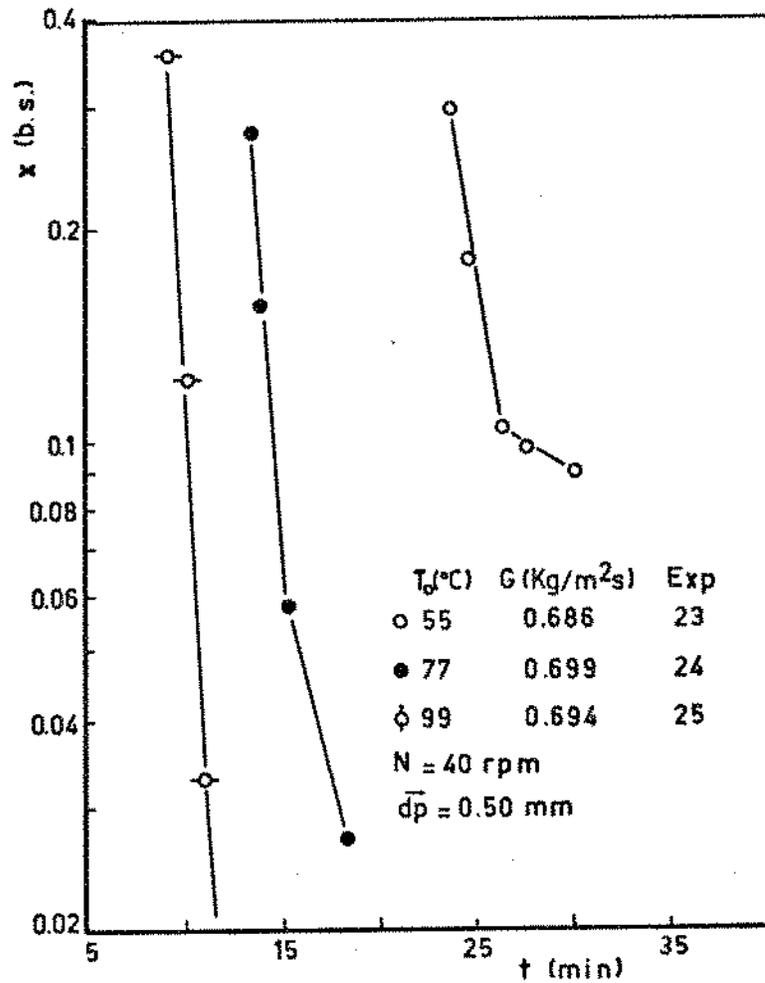


Figura 18. Umidade em função do tempo no período decrescente para os experimentos de menor vazão.

Baseado nos resultados indicados pela Figura 18 procurou-se correlacionar os dados de cada experimento por uma equação do seguinte tipo:

$$\frac{X - X^*}{X_c - X^*} = b e^{-c (t - t_c)} \quad (\text{III.24})$$

onde:  $\frac{X - X^*}{X_c - X^*}$  = umidade residual (adimensional)

"b" e "c" são constantes a serem determinadas para cada experimento

t = tempo de secagem para umidade X (min)

$t_c$  = tempo de secagem para umidade crítica  $X_c$  (min)

Na Figura 19 encontram-se graficadas as curvas de umidade residual em função de " $(t-t_c)$ " para vários experimentos. Na análise destas curvas deve-se considerar duas dificuldades. Em primeiro lugar a diferença na distribuição de tamanho das amostras não é completamente caracterizada pelo diâmetro médio. Em segundo lugar a elutrição, ao arrastar os mais finos, faz com que o diâmetro médio das partículas efetivamente presentes no leito se altere continuamente. Logo o diâmetro médio inicial da amostra é uma medida indireta do tamanho das partículas que permanecem no leito neste período de secagem. Apesar disto observa-se um comportamento geral coerente, com a declividade das curvas aumentando com a temperatura e diminuindo com o diâmetro médio da amostra. Apesar da pouca informação disponível o número de rotações parece não influenciar a velocidade de secagem neste período; é o que se observa pela concordância dos pontos dos experimentos 1 e 19.

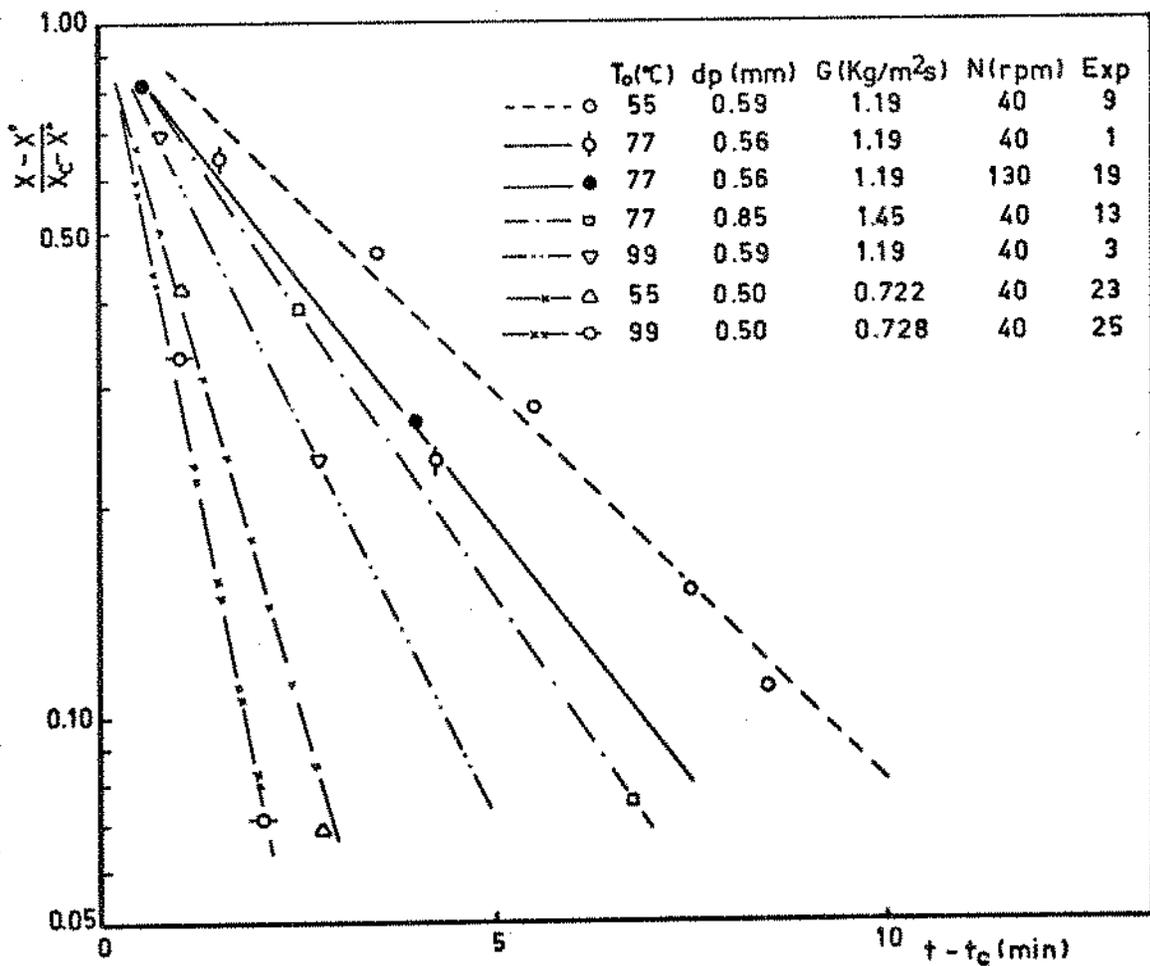


Figura 19. Umidade residual em função do tempo para vários experimentos.

Alguns experimentos se constituíram em excessão ao comportamento descrito anteriormente. É o caso do experimento 13 que, apesar de empregar amostra com diâmetro médio 0,85 mm, apresenta maior declividade da curva de umidade residual comparativamente com outros experimentos realizados com amostra de menor diâmetro e mesma temperatura. Neste experimento se conjugaram dois fatores que podem justificar este comportamento. A amostra empregada (número 7) apresentava uma porcentagem de fibras muito superior à das outras amostras. A grande diferença entre o comprimento e o diâmetro destas fibras longas pode fazer com que o diâmetro médio da amostra se mostre muito inadequado para indicar o tamanho destas partículas. Como neste experimento a vazão empregada foi das maiores, grande parte dos sólidos retidos durante o período de velocidade de secagem decrescente se constituia destas fibras longas. Estas, apesar de seu grande comprimento, possuem um diâmetro real pequeno, podendo oferecer uma menor resistência à transferência de calor e massa.

Na Tabela 12 encontra-se os valores de "b" e "c" obtidos por regressão linear dos dados de cada experimento. Os valores de "b" são muito próximos de 1, como era de se esperar. Os valores de "c" expressam a influência da temperatura, do tamanho das partículas e também da vazão do gás a medida que esta altera o diâmetro médio dos sólidos retidos no leito.

Procurando estabelecer uma correlação entre os valores de "c" e as condições experimentais, empregou-se a equação:

$$c = k \frac{e^{-\alpha/T_0}}{d_p^n G^y} \quad (\text{III.25})$$

onde:  $T_0$  = temperatura absoluta do gás na entrada do leito  
(°K)

$k, \alpha, y, n$  são constantes a serem determinadas

| Experimento | b     | c<br>(min) <sup>-1</sup> |
|-------------|-------|--------------------------|
| 1 e 19      | 1,00  | 0,336                    |
| 2           | 0,962 | 0,503                    |
| 3           | 1,01  | 0,534                    |
| 7 e 8       | 1,05  | 0,788                    |
| 9           | 1,08  | 0,260                    |
| 13          | 1,01  | 0,383                    |
| 15          | 0,873 | 0,394                    |
| 16          | 0,975 | 0,489                    |
| 18          | 1,02  | 0,180                    |
| 22          | 1,02  | 0,490                    |
| 23          | 1,07  | 0,866                    |
| 24          | 1,14  | 1,04                     |
| 25          | 1,08  | 1,32                     |

Tabela 12. Valores de "b" e "c" para vários experimentos

Na relação entre "c" e a temperatura do gás foi proposta uma função exponencial do tipo da equação de Arrhenius. Dado o comportamento diferenciado dos experimentos de maior vazão (números 13, 15 e 16) eles não foram considerados na determinação da equação. A correlação obtida por regressão linear múltipla dos pontos foi:

$$c = 4,54 \times 10^{-7} \frac{e^{-1549/T_0}}{\bar{d}_p^{2,45} G^{1,72}} \quad (\text{III.26})$$

onde: c = expoente da equação III.25 (min<sup>-1</sup>)

T<sub>0</sub> = temperatura absoluta do gás (°K)

$\bar{d}_p$  = diâmetro médio da amostra (m)

G = fluxo mássico do gás (kg/m<sup>2</sup>s)

A análise de resíduos realizada para a equação obtida demonstrou comportamento aleatório dos resíduos. O valor do coeficiente de correlação ao quadrado ( $R^2$ ) obtido nesta regressão foi de 94,5%. E o teste de significância comprovou que os coeficientes obtidos são significativos.

A equação obtida mostra-se bem adequada para correlacionar a declividade das curvas com as condições experimentais. A relação entre "c" e a temperatura do gás pode ser bem explicada por uma equação exponencial do tipo da de Arrhenius, o que é característico de processos de secagem com controle difusional. A dependência com o diâmetro se dá com base num expoente, 2,45, próximo ao valor característico dos processos difusionais, que é 2. A relação com o fluxo mássico sugere que sua influência se dá através da elutriação, ou seja, da alteração do diâmetro médio efetivo das partículas presentes no leito neste período; por isso que a declividade decresce com o aumento de seu valor. O fluxo mássico acaba funcionando como um fator de correção da elutriação; sua não inclusão na equação levaria a uma forte dependência de "c" com relação ao diâmetro médio da amostra, resultando num expoente muito maior que o obtido.

Considerando que a constante "b" da equação III.24 tem seus valores muito próximos de 1 para todos os experimentos, pode-se propor a seguinte equação geral para relacionar a umidade residual com o tempo de secagem deste período:

$$\frac{X - X^*}{X_c - X^*} = e^{-c(t-t_c)} \quad (\text{III.27})$$

onde o expoente "c" é calculado pela equação III.26

### III.5 - A Elutriação

Além de depender fortemente da velocidade do gás, a elutriação é uma função complexa da distribuição de tamanho da amostra original. Alguns modelos (19) tem sido desenvolvidos procurando relacionar a quantidade de sólidos de certo diâmetro de partícula que são elutriados por unidade de tempo e unidade de área do leito com as condições operacionais. Porém esses modelos não se aplicam ao

caso em questão dado sua maior complexidade. Na elutriação do bagaço está envolvida, além daquelas variáveis, a alteração significativa de sua densidade e coesividade ao longo da secagem. Como estes fatores dificultam em demasia o desenvolvimento de um modelo, optou-se por uma abordagem qualitativa.

### III.5.1 -Influência das condições experimentais na porcentagem de massa elutriada

Na Figura 20 encontra-se graficado a porcentagem de massa seca acumulada de elutriado ( $M_{se}$ ) em função da umidade para três experimentos realizados com a mesma amostra (número 7), nas mesmas condições de temperatura e rotações do agitador, mas com vazões diferentes. À uma mesma umidade as maiores vazões conseguem vencer com mais facilidade a coesividade entre as partículas; atinge-se a velocidade de arraste dos sólidos e maiores quantidades de massa são transportadas.

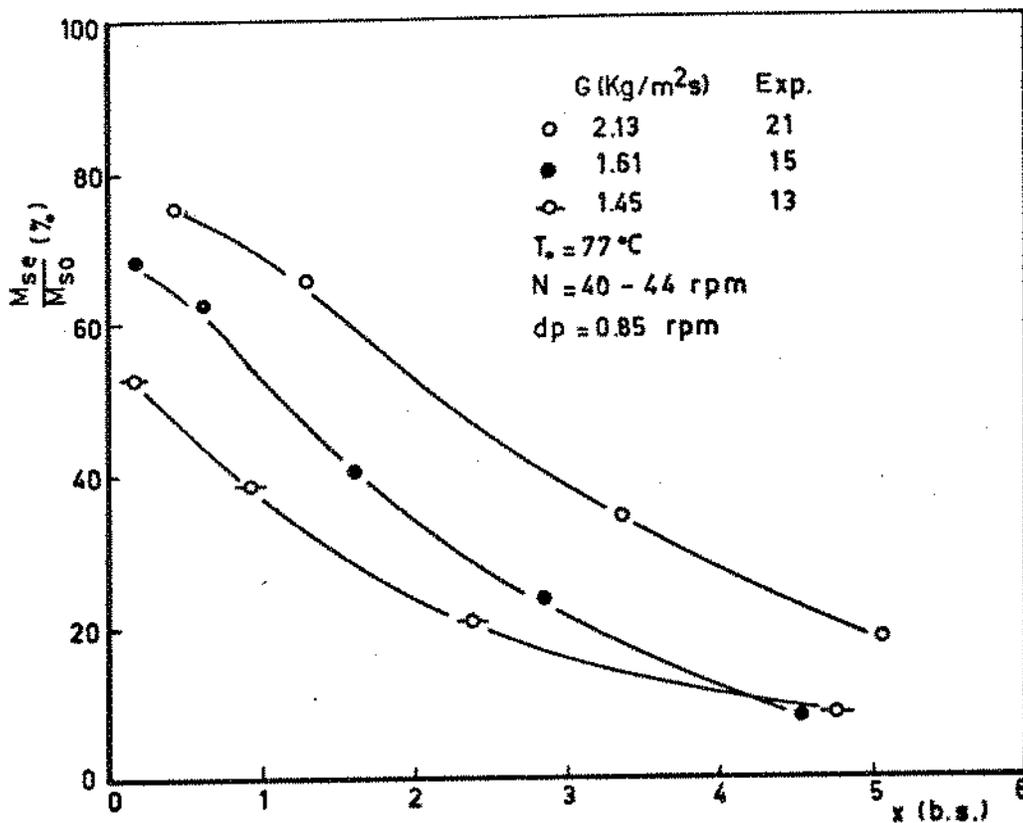


Figura 20. Influência da vazão na porcentagem de massa elutriada.

No início da elutriação, para os experimentos de vazão mais baixa, observa-se intersecção das curvas. Isto pode ter sido provocado por dificuldades de agitação, que ao aumentar a canalização do gás, elevou a taxa de elutriação para o experimento 13. No entanto a curva do experimento número 21 demonstra que com maior fluxo mássico consegue-se arrastar partículas mais densas, ou seja, mais úmidas, antecipando-se o início da elutriação.

Nas curvas da Figura 21 pode-se observar a influência da temperatura e do número de rotações do agitador na porcentagem de massa elutriada. A porcentagem de elutriado foi maior com o aumento da temperatura. Isto porque o aumento da temperatura diminui a densidade do gás, obtendo-se uma maior velocidade para um mesmo fluxo mássico; além disso, com a temperatura aumenta a viscosidade do gás e este consegue arrastar partículas maiores, aumentando a elutriação. Nota-se que a diferenciação entre as porcentagens de elutriado é menor no início, quando o gás entra quente no leito e se resfria até próximo da temperatura de bulbo úmido, e maior no final, quando o gás atravessa o leito com pouca alteração de temperatura.

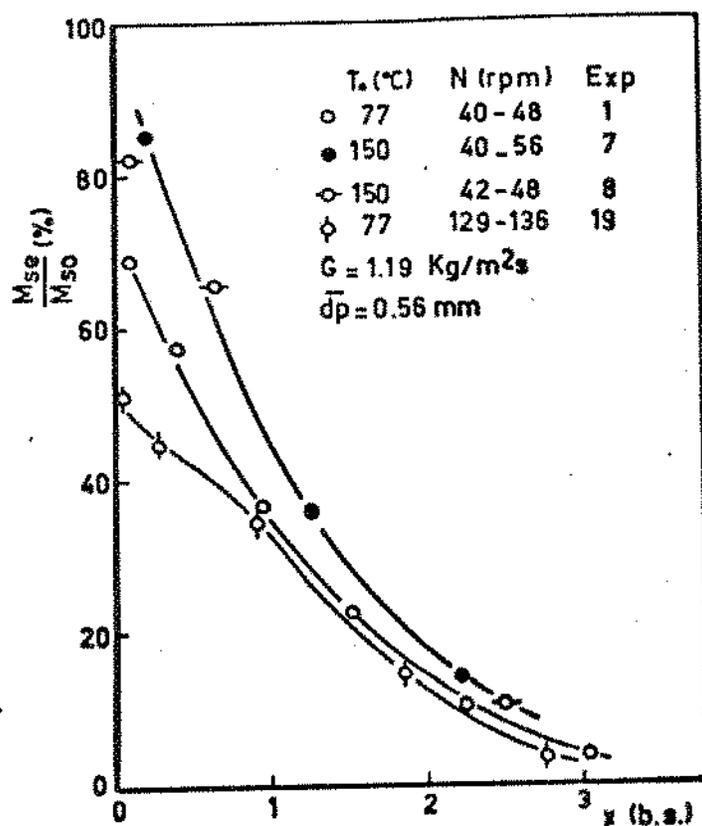


Figura 21. Influência da temperatura e do número de rotações na porcentagem de massa elutriada.

Pode-se observar que o aumento do número de rotações diminui a massa elutriada. Com maior número de rotações aumenta a homogeneidade do leito, reduzindo a formação de canais e em decorrência a elutriação. Kunii (19) cita que o emprego de agitadores pode reduzir significativamente o arraste de partículas, porque suas pás homogeneizam a fluidização e quebram as bolhas e canais, principais responsáveis pela elutriação; o aumento das rotações do agitador também age neste sentido. Para o bagaço de cana a redução da elutriação com o aumento do número de rotações mostra-se mais efetiva nas unidades menores, possivelmente porque a redução da coesividade aumenta a eficiência do agitador. Estes resultados são confirmados pelos experimentos graficados na Figura 22.

Apesar da diferença na distribuição de tamanho das amostras empregadas nos dois experimentos (números 18 e 20), a utilização de rotações na faixa de 95-104 rpm aproximam a quantidade de massa elutriada nos dois casos; a massa elutriada foi praticamente igual para unidades maiores diferenciando-se um pouco para as menores. A

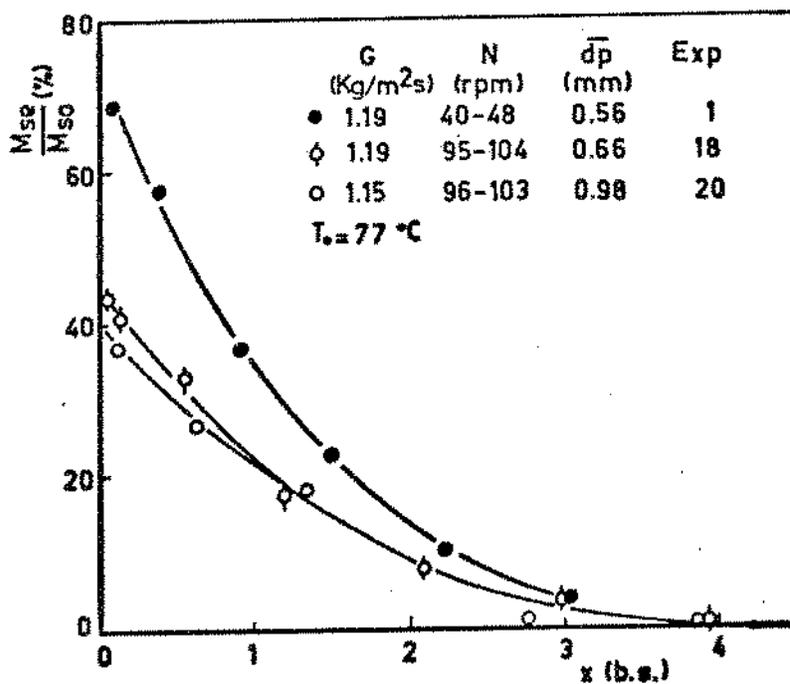


Figura 22. Influência do número de rotações na porcentagem de massa elutriada.

influência da agitação também explica porque, apesar da diferença na distribuição de tamanho das amostras empregadas nos experimentos 18 e 1 não ser grande, a massa elutriada tenha sido bem menor no experimento com mais rotações.

A influência da distribuição de tamanho na elutriação pode ser visto na Figura 23. A elutriação foi maior nos experimentos realizados com a amostra que continha maior quantidade de finos. A diferença na massa elutriada diminui com o aumento do fluxo mássico. A intersecção das curvas nas unidades maiores pode ter sido provocada por maior canalização de gás nos experimentos que empregaram a amostra de maior diâmetro médio, contendo maior proporção de fibras longas.

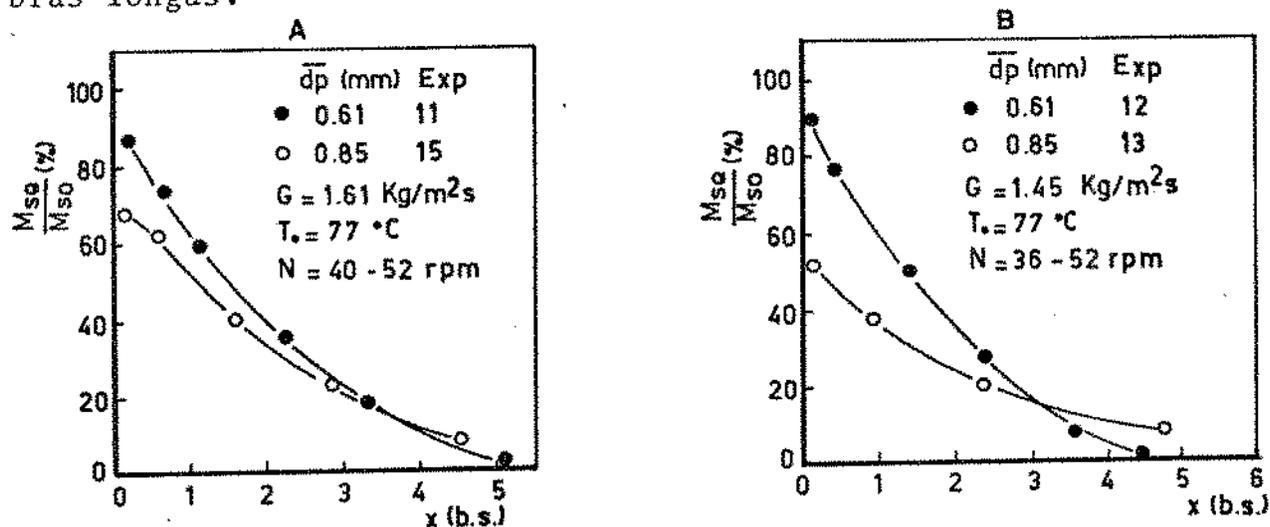


Figura 23. Influência da distribuição de tamanho da amostra na porcentagem de massa elutriada.

### III.5.2 - Influência das condições experimentais no diâmetro médio dos elutriados.

A variação das condições experimentais influenciava não só a quantidade de massa elutriada, como também o diâmetro médio das partículas arrastadas. Para análise desta influência selecionou-se alguns experimentos, procurando contemplar o conjunto das condições experimentais utilizadas. Realizou-se a distribuição de tamanhos elutriados destes experimentos de acordo com a metodologia descrita em II.3.3. Os resultados encontram-se tabelados no Apêndice 4 (Tabelas 4.26 a 4.33).

Na Figura 24 encontra-se o gráfico do diâmetro médio dos elutriados em função da umidade para os experimentos de maior vazão. Observa-se um comportamento, em geral, semelhante para todos os experimentos. O primeiro elutriado, recolhido com a maior umidade, apresenta maior diâmetro médio. O diâmetro médio diminui com a umidade para o segundo elutriado e volta a aumentar, nas umidades menores, para os elutriados subsequentes. Nos experimentos notou-se que a elutriação começava quando os sólidos eram lançados a grande velocidade na parte superior do leito pelo gás que se canalizava. O gás canalizado atinge grandes velocidades, o que permite o arraste de partículas de maior tamanho. O resultado é um elutriado de diâmetro médio maior. Com a redução da coesividade entre as partículas a qualidade da fluidização melhorava, formavam-se menos canais e o leito ficava mais homogêneo. Como a velocidade efetiva atingida pelo gás era menor, arrastava-se menor quantidade de partículas grandes, produzindo um elutriado de menor diâmetro médio. Para menores umidades o resultado encontrado é o esperado, menor umidade, menor densidade dos sólidos, maior diâmetro médio dos elutriados. É importante observar que os valores de umidade para os quais se apresenta o menor diâmetro do elutriado são próximos aos valores a partir dos quais se inicia o período de aumento na taxa de secagem. Pela Figura 24 nota-se que maiores vazões produzem elutriados de maior diâmetro médio.

A influência da temperatura e das rotações do agitador no diâmetro médio dos elutriados pode ser observado na Figura 25. O comportamento geral é o mesmo que o apresentado no gráfico da Figura 24. O aumento da temperatura, da mesma forma que aumenta a porcentagem de massa elutriada, aumenta o diâmetro médio dos elutriados obtidos. Já o aumento do número de rotações, ao melhorar a homogeneidade do leito, diminui, para as maiores umidades, a diferença entre os diâmetros médios dos elutriados. Como a agitação é mais eficiente nas menores umidades, o aumento do número de rotações faz com que menos grossos sejam arrastados nestas umidades.

Todo o comportamento observado na análise dos elutriados confirma e explicita melhor, tanto as características da fluidização do bagaço de cana, como a influência das condições experimentais nestas características.

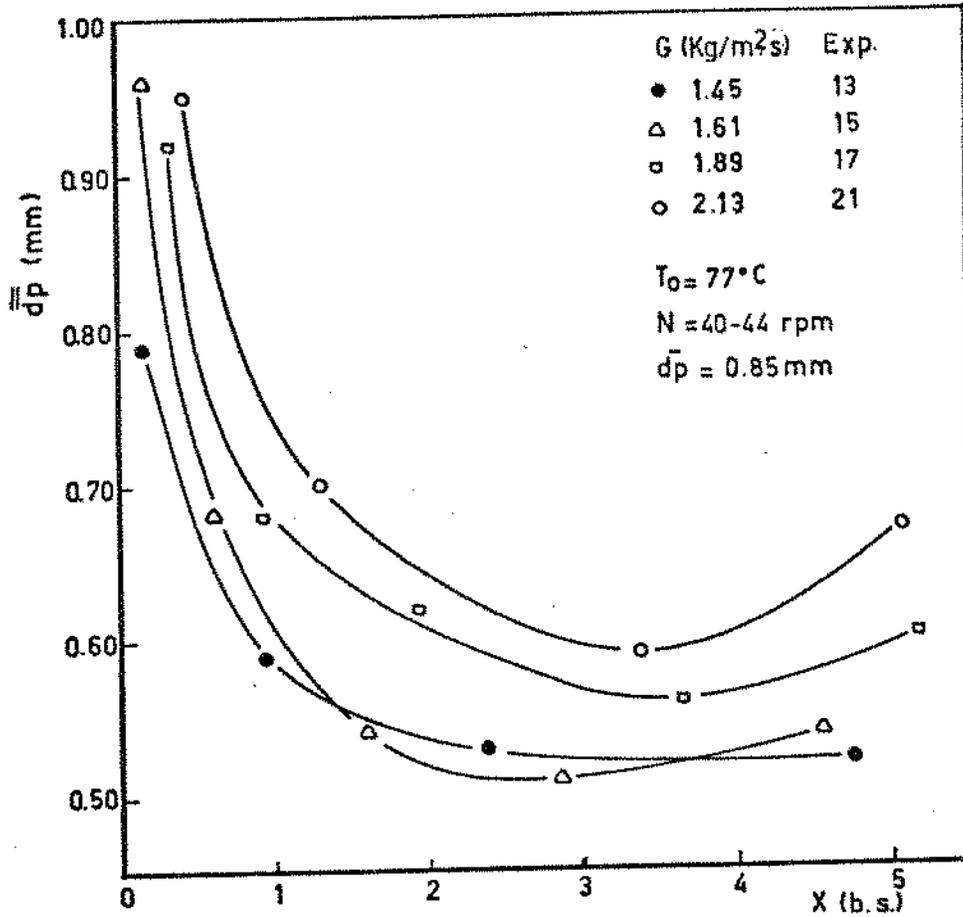


Figura 24. Influência da vazão no diâmetro médio dos elutriados.

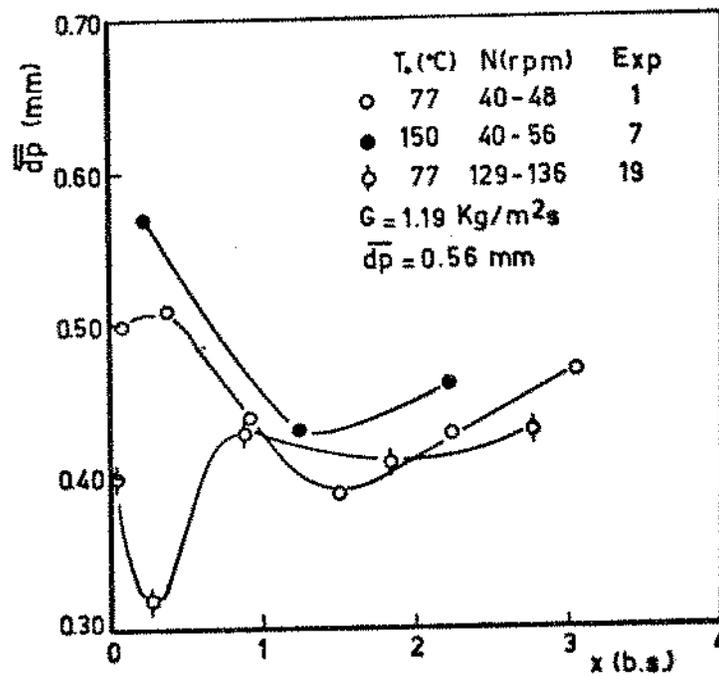


Figura 25. Influência da temperatura e do número de rotações no diâmetro médio dos elutriados.

## CAPÍTULO IV - CONCLUSÕES

## Capítulo IV - Conclusões

IV.1 - O bagaço utilizado, subproduto da extração do açúcar da cana por difusão, tem pequeno diâmetro médio de partícula, variando de 0,48 a 0,98 mm, e portanto possui alta área específica. Essa característica juntamente com a umidade superficial dão-lhe comportamento coesivo, com a formação de aglomerados de partículas. Sua esfericidade média é baixa, na ordem de 0,45, devido a presença de grande quantidade de fibras. A sua densidade pode ser estimada, em função da umidade, pela equação III.2, válida para umidades de até 6,66 em base seca.

IV.2 - Devido à grande coesão entre as partículas, a fluidização do bagaço só é possível com a utilização de um agitador de baixa rotação. A agitação impede a canalização contínua do gás, destruindo os canais à medida que se formam. Em função destas características, a perda de carga adimensional do leito fluidizado de bagaço é consideravelmente menor que 100%, indicando que as partículas não são completamente suportadas pelo gás, com parte dele conseguindo escoar por canais preferenciais. A velocidade mínima necessária para fluidizar o bagaço pode ser calculada, em função de sua umidade, pela equação III.4. Seu valor aumenta com a umidade, tanto pelo aumento da densidade das partículas, como da coesão entre elas.

IV.3 - As características do leito fluidizado de bagaço se alteram ao longo de toda a secagem devido a redução da umidade superficial e da densidade. Com isto ocorre a diminuição da coesividade entre as partículas e do peso do material, facilitando a agitação e arraste dos sólidos. No início da secagem, com a alta umidade dos sólidos, a movimentação relativa entre as partículas é pequena. O prosseguimento da secagem reduz a umidade superficial e a mistura das partículas melhora. No entanto, é pouco após a formação de uma fase diluída, juntamente com a intensificação da taxa de elutriação, que ocorre grande agitação e mistura dos sólidos com sensível melhoria de qualidade da fluidização. A resistência oferecida às pás do agitador diminui com a melhoria da fluidização. Grande parte dos sólidos inicialmente presentes no leito pode ser elutriada; no caso dos experimentos variou de 35 a quase 90%, dependendo das características da amostra e vazão empregadas.

IV. 4 - A secagem do bagaço de cana em leito fluidizado se realiza em três períodos. O primeiro é o período de taxa de secagem constante, o segundo é o período no qual a taxa de secagem sofre um aumento e o terceiro é o de taxa decrescente. A passagem do primeiro para o segundo período é fortemente influenciada pela vazão; o aumento de seu valor antecipa o início do segundo período. Isto ocorre porque este período está vinculado à melhoria na qualidade da fluidização, ao aumento da agitação e mistura dos sólidos.

IV.5 - Tanto o aumento da temperatura, como o da vazão, aumenta a velocidade de secagem. A principal influência do aumento no número de rotações do agitador parece ser a antecipação do início do período de maior taxa de secagem, por facilitar a desagregação dos sólidos e a melhoria da fluidização. Na secagem do bagaço com baixa umidade inicial pode-se empregar menor vazão para conseguir fluidizá-lo. Com isto diminui o valor de umidade para o qual inicia o segundo período e o valor de umidade crítica, fazendo com que a principal parte da secagem ocorra no período de taxa constante.

IV.6 - No período de taxa constante a temperatura do sólido é igual à de bulbo úmido do ar e a secagem é controlada pela resistência à transferência de calor na película entre o gás e o sólido. A equação III.16 correlaciona os números de Nusselt e Reynolds para o bagaço de cana em leito fluidizado e permite o cálculo dos coeficientes de transferência de calor gás-partícula. É forte a dependência de Nusselt em função de Reynolds porque o aumento do fluxo mássico do gás, além de provocar maior turbulência em torno das partículas, aumenta a área efetiva de troca de calor, devido à desagregação dos aglomerados de sólidos. Massarani (14), baseado em um modelo matemático e em dados experimentais de secagem de bagaço de cana para um secador de leito deslizante e fluxos cruzados, estima um coeficiente de transferência de calor por unidade de volume do leito na ordem de  $4,04 \times 10^3$  kcal/h m<sup>3</sup>°C para o fluxo mássico do ar de 0,140 kg/m<sup>2</sup>s, temperatura de entrada do ar de 200°C e espessura do leito de 50,0 cm. Há dificuldade de comparação dos resultados devido à diversidade de sistemas empregados. Os coeficientes obtidos em leito fluidizado são consideravelmente maiores que este, no entanto maiores vazões foram utilizadas.

IV.7 - No segundo período a taxa de secagem aumenta em função da melhoria da fluidização. O sólido se mantém na temperatura de bulbo úmido e o gás sai do leito praticamente em equilíbrio com o sólido. Neste período ocorre o que Gelperin (44) denomina de transferência de calor controlada pelo balanço térmico. A resistência à transferência de calor ainda está na película, mas, como seu valor é bem pequeno, o gás sai do leito, do ponto de vista prático, saturado. O início deste período pode ser previsto aproximadamente pela equação III.23. Esta equação relaciona a velocidade mínima de fluidização calculada para a umidade de início deste período com a velocidade superficial do gás, indicando a forte dependência entre a melhoria da qualidade da fluidização e o fluxo mássico empregado.

IV.8 - O período de velocidade de secagem decrescente inicia quando o sólido atinge a umidade crítica. O valor de umidade crítica é grande para as altas vazões e diminui com o aumento do número de rotações e com a redução da vazão. Seu valor é influenciado pela elutrição das partículas. Na Tabela 11 encontram-se valores de umidade crítica e de equilíbrio para várias condições operacionais. Neste período o decaimento da umidade com o tempo é exponencial. A velocidade de secagem aumenta com a temperatura e decresce com o diâmetro das partículas. A vazão influi na velocidade de secagem através da elutrição, pois, ao arrastar as partículas menores, contribui para aumentar o diâmetro médio efetivo das partículas presentes no leito. O número de rotações parece não influenciar a velocidade de secagem. A umidade residual em função do tempo de secagem deste período pode ser calculada pela equação III.27. O expoente "c" desta equação está relacionado com a temperatura absoluta de entrada do gás, o diâmetro médio da amostra original e o fluxo mássico pela equação III.26. No experimento de menor umidade inicial ( $X_0 = 2,48$  em b.s.) os dois primeiros períodos foram responsáveis pela redução da umidade de 71% a 23% em base úmida, somente o restante ocorrendo no período de velocidade decrescente. A parte relativa ao período de taxa decrescente deve ser ainda menor para umidades iniciais mais baixas.

IV.9 - A elutrição depende das condições experimentais e da distribuição de tamanho da amostra empregada. A porcentagem de massa

elutriada aumenta com a vazão, com a temperatura e com a maior presença de finos na amostra. O aumento do número de rotações do agitador, por melhorar a homogeneidade do leito e reduzir a canalização do gás, diminui a porcentagem de massa elutriada. Este efeito é mais pronunciado nas baixas umidades. No início da elutriação, devido à canalização de gás no leito, o diâmetro médio das partículas arrastadas é maior. A melhoria da fluidização reduz o diâmetro médio das partículas arrastadas; este só volta a aumentar com a redução da densidade do sólido, que possibilita o arraste de partículas de maior tamanho. O diâmetro médio dos elutriados aumenta com a vazão e com a temperatura. O aumento do número de rotações diminui a diferença entre os diâmetros médios dos elutriados nas maiores umidades. Como a ação da agitação é mais eficaz nas menores umidades menos partículas grandes conseguem ser arrastadas nestas umidades.

CAPÍTULO V - SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

## Capítulo V - Sugestões para trabalhos futuros

V.1 - Projeto e construção de um secador contínuo em leito agito-fluidizado, em escala de planta-piloto (área de secção  $\geq 0,4 \text{ m}^2$ ), baseado nos dados desta pesquisa realizada com secador descontínuo.

V.2 - Projeto de um alimentador de bagaço de cana, da reciclagem de material sólido e do distribuidor de gás para que permita uma fluidização adequada e minimize a perda de carga.

V.3 - Estudo das variáveis de operação do secador contínuo e sua influência no processo de secagem. Estudo da cinética de secagem, da distribuição de tempos de residência, da alimentação de matéria-prima, da elutriação e da reciclagem de material.

V.4 - Estudo da secagem do bagaço de moenda. Como este possui um tamanho maior que o bagaço de difusão, seu estudo é mais apropriadamente realizado em um secador em escala de planta-piloto.

V.5 - Otimização do secador: obtenção das condições ótimas de operação e projeto do secador, considerando custos, dimensões, vazão de sólido e recuperação da energia térmica. "Scale-up" para projeto de um secador industrial.

V.6 - Comparação de performance entre um secador agito-fluidizado contínuo, um secador à transporte pneumático e um a leito deslizante.

APÉNDICE 1

## Apêndice 1 - Fluidização

### 1.1 - Introdução

O contato entre um material granular e um fluido pode ser realizado de várias maneiras (Figura 1.1). No caso mais simples, o leito fixo, o fluido passa pelo material a uma vazão baixa, simplesmente percolando pelos vazios entre as partículas estacionárias. Com um aumento contínuo na vazão atinge-se um ponto no qual a força de fricção entre as partículas e o fluido equilibra o peso efetivo do leito, com os sólidos ficando suspensos no gás ou líquido ascendente. Este é um leito fluidizado nas condições de mínima fluidização. As partículas, que no leito fixo descansavam umas sobre as outras, descolam-se e a queda de pressão é aproximadamente igual ao peso do fluido e das partículas no leito.

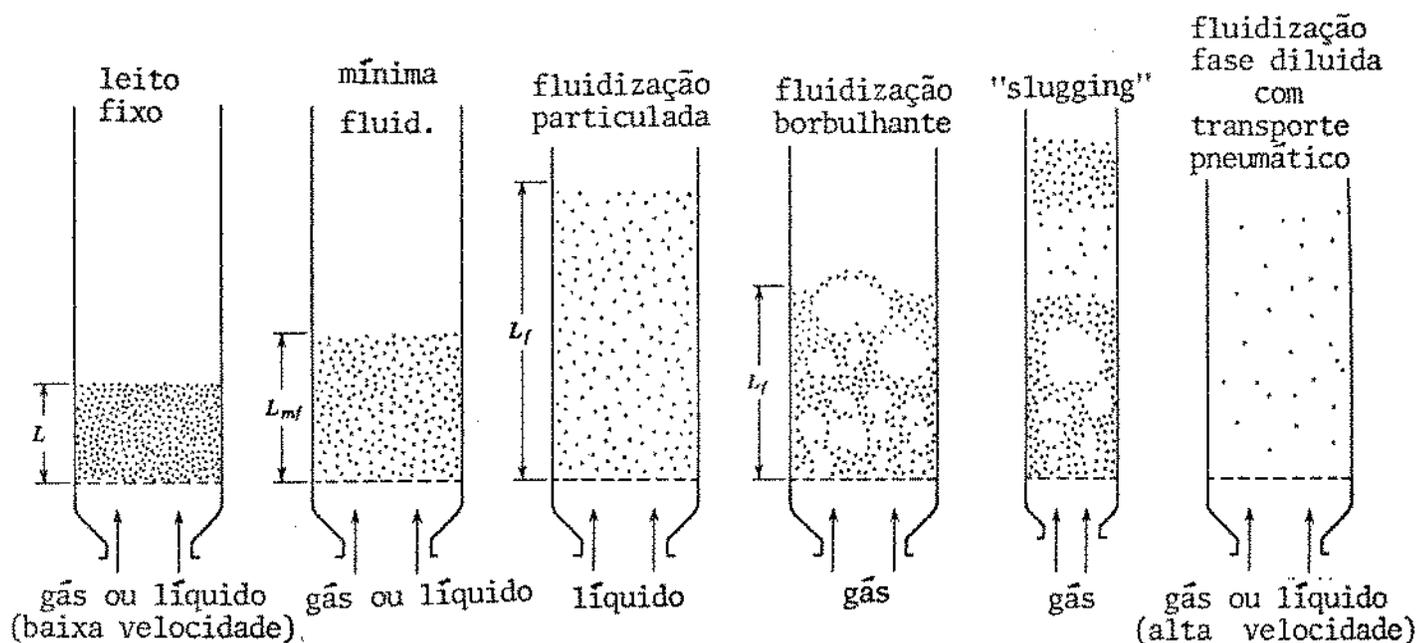


Figura 1.1. Formas de contato fluido-sólido em um leito de partículas.

Num sistema gás-sólido, o aumento da velocidade acima da de mínima fluidização provoca muita instabilidade no leito, com formação de bolhas e canais para a passagem do gás excedente. O leito não se expande muito acima de seu volume nas condições de mínima

fluidização, mas a agitação e movimentação dos sólidos é mais vigorosa.

Com aumento ainda maior na velocidade do fluido pode-se atingir a velocidade de arraste das partículas, com a superfície do leito desaparecendo e os sólidos sendo elutriados. Realiza-se, assim, o transporte pneumático dos sólidos.

Comparando com outros métodos de contato fluido-sólido o leito fluidizado apresenta altas taxas de transferência de calor e massa, característica que é útil nos processos de secagem.

## 1.2 - Caracterização dos sólidos

Um das características que devem ser determinadas para os sólidos num leito fluidizado, é o seu diâmetro. No caso de partículas não esféricas define-se um diâmetro de partícula de acordo com a equação:

$$d_p = \text{diâmetro da esfera com o mesmo volume que a partícula} \quad (1.1)$$

Em muitos casos, além dos sólidos não serem esféricos, eles são de variados tamanhos, sendo necessário, para obter um diâmetro médio de partícula ( $\bar{d}_p$ ) para toda a amostra, realizar uma distribuição de tamanho. Para amostras com sólidos de tamanho na faixa de 5 a 0,04 mm o método mais comum empregado é a peneiragem. Na série de peneiras empregadas as partículas que passam por uma peneira e são retidas por outra são consideradas como tendo um diâmetro ( $d_p$ ) igual a média aritmética da abertura das duas peneiras. O diâmetro médio da amostra é então calculado pela equação 1.2:

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum_i \frac{x_i}{d_{pi}}} \quad (1.2)$$

onde:  $x$  = fração de massa retida entre duas peneiras consecutivas

A equação 1.2 emprega como fator de ponderação a fração de massa retida entre cada par de peneiras. Este diâmetro médio é definido em função da área específica das partículas, de forma que, para uma dada massa de sólidos, a área de superfície total se mantenha inalterada. Assim sendo, a área de superfície total de uma certa massa de sólidos de diâmetro hipotético idêntico ao diâmetro médio da amostra deve ser igual a área de superfície total da mesma massa da amostra. Em termos das características fluodinâmicas do leito, velocidade de fluidização e perda de carga, é a área de superfície das partículas o fator relevante, sendo, por isso, adequado utilizar esta definição de diâmetro médio (19).

Outra característica importante dos sólidos é a esfericidade ( $\phi$ ) definida como:

$$\phi = \left( \frac{\text{superfície da esfera}}{\text{superfície da partícula}} \right) \text{ ambas com o mesmo volume} \quad (1.3)$$

Com estas equações obtêm-se, para o cálculo da área de superfície das partículas por unidade de volume do leito ( $a$ ), a equação abaixo:

$$a = \frac{6 (1 - \epsilon_f)}{\phi \bar{d}_p} \quad (1.4)$$

onde:  $\epsilon_f$  = porosidade do leito fluidizado

E no caso de partículas com diferentes esfericidades e diferentes tamanhos:

$$a = \frac{6 (1 - \epsilon_f)}{\phi \bar{d}_p} \quad (1.5)$$

### 1.3 - Características fluodinâmicas do leito fluidizado

#### 1.3.1 - Velocidade mínima de fluidização

A fluidização começa quando o peso efetivo das partículas for

equilibrado pela força de fricção entre os sólidos e o gás, ou seja:

Força de        Peso  
arraste        = efetivo  
do gás         das partículas

$$\begin{aligned} \Delta P A &= A L_{mf} (1 - \epsilon_{mf}) (d_s - d_g) g \\ \frac{\Delta P}{L_{mf}} &= (1 - \epsilon_{mf}) (d_s - d_g) g \end{aligned} \quad (1.6)$$

onde:  $\Delta P$  = perda de pressão (N/m<sup>2</sup>)

$A$  = área de secção do leito (m<sup>2</sup>)

$L_{mf}$  = comprimento do leito nas condições de mínima fluidização (m)

$\epsilon_{mf}$  = porosidade mínima de fluidização

$d_s$  = densidade do sólido (kg/m<sup>3</sup>)

$d_g$  = densidade do gás (kg/m<sup>3</sup>)

$g$  = aceleração da gravidade (m/s<sup>2</sup>)

A equação 1.6 permite o cálculo da perda de pressão nas condições de mínima fluidização.

A queda de pressão num leito fixo é dada pela equação de Ergun:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\mu u}{(\phi d_p)^2} + 1,75 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \frac{d_g u}{\phi d_p} \quad (1.7)$$

onde:  $L$  = comprimento do leito fixo (m)

$\epsilon$  = porosidade do leito fixo

$u$  = velocidade superficial do fluido (m/s)

$\mu$  = viscosidade do fluido (kg/ms)

Como a condição de mínima fluidização é o primeiro estágio pós-leito fixo, pode-se estimar a sua perda de carga pela equação de Ergun. Combinando-se as equações 1.6 e 1.7 obtém-se:

$$\frac{1,75}{\phi \epsilon_{mf}^3} \left( \frac{d_p u_{mf} d_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150 (1 - \epsilon_{mf})}{\phi^2 \epsilon_{mf}^3} \left( \frac{d_p u_{mf} d_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 d_g (d_s - d_g)}{\mu^2} g \quad (1.8)$$

onde:  $u_{mf}$  = velocidade mínima de fluidização (m/s)

Para baixos valores de números de Reynolds (partículas pequenas com baixo peso específico) as perdas viscosas predominam e a equação 1.8 pode ser simplificada:

$$u_{mf} = \frac{(\phi d_p)^2}{150} \frac{d_s - d_g}{\mu} g \left( \frac{\epsilon_{mf}^3}{1 - \epsilon_{mf}} \right), \quad Re < 20 \quad (1.9)$$

Para altos valores de número de Reynolds (partículas grandes) somente as perdas de energia cinética precisam ser consideradas e então a equação 1.8 torna-se:

$$u_{mf}^2 = \frac{\phi d_p}{1,75} \frac{d_s - d_g}{d_g} g \epsilon_{mf}^3, \quad Re > 1000 \quad (1.10)$$

Se os valores de  $\epsilon_{mf}$  e  $\phi$  são desconhecidos, pode-se utilizar as seguintes relações, aplicáveis a uma grande variedade de sistemas:

$$\frac{1}{\phi \epsilon_{mf}^3} \approx 14 \quad \text{e} \quad \frac{1 - \epsilon_{mf}}{\phi^2 \epsilon_{mf}^3} \approx 11 \quad (1.11)$$

Resultando nas seguintes equações simplificadas:

$$\frac{d_p u_{mf} d_g}{\mu} = \left[ (33,7)^2 + 0,0408 \frac{d_p^3 d_g (d_s - d_g)}{\mu^2} g \right]^{1/2} - 33,7 \quad (1.12)$$

A equação 1.12 é válida para toda a faixa de Reynolds.

Para  $Re < 20$ :

$$u_{mf} = \frac{d_p^2 (d_s - d_g) g}{1650 \mu} \quad (1.13)$$

Para  $Re > 1000$ :

$$u_{mf}^2 = \frac{d_p (d_s - d_g) g}{24,5 d_g} \quad (1.14)$$

Estas equações podem ser empregadas para prever a velocidade de mínima de fluidização (19). Outras podem ser encontradas na literatura (38).

### 1.3.2 - Queda de pressão em leito fluidizado

Na figura 1.2 apresenta-se um gráfico típico da variação da queda de pressão num leito de partículas em função da velocidade do gás.

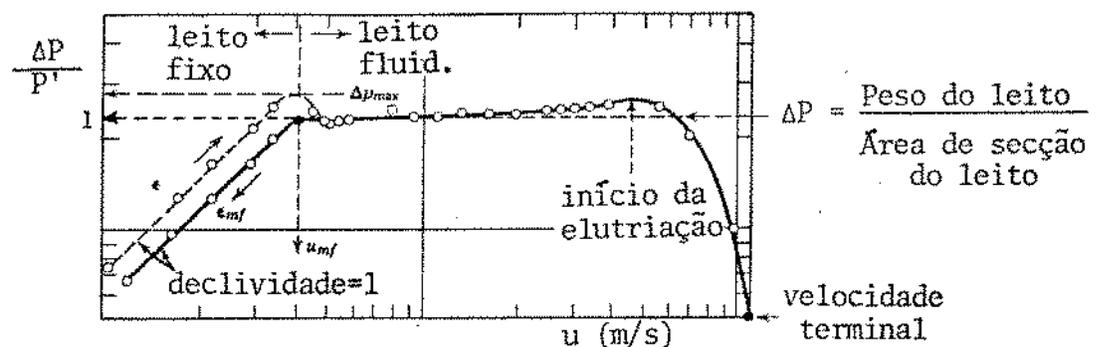


Figura 1.2. Perda de carga adimensional em função da velocidade do gás.

Na parte inicial da curva o gás escoava em baixa velocidade com o leito mantendo-se fixo. Nesta situação a queda de pressão é aproximadamente proporcional à velocidade do gás. Normalmente atinge um valor máximo um pouco maior que a pressão estática do leito. Se a velocidade do gás é aumentada um pouco mais as partículas se separam, a porosidade aumenta para a de mínima fluidização e a queda de pressão decresce, igualando-se à pressão estática do leito - inicia-se a fluidização. Novo aumento na velocidade do gás provoca expansão do leito, formação de bolhas e de canais. A perda de

carga mantêm-se praticamente constante já que a fase densa do leito é bem aerada e pode se deformar facilmente, oferecendo pouca resistência à passagem do gás adicional. O diagrama perda de carga em função da velocidade do gás é útil como uma indicação da qualidade de fluidização. Num leito bem fluidizado a perda de carga adimensional aproxima-se de 1.

#### 1.4 - Transferência de calor em leito fluidizado

A transferência de calor num leito de partículas é, em grande parte, determinada pela capacidade do leito em permitir um bom contato gás-sólido. É justamente o fato de garantir que este contato seja altamente eficiente que torna desejável a aplicação da fluidização em várias operações.

A transferência de calor entre um gás quente e as partículas, em um leito bem fluidizado e em estado estacionário, conduz a uma temperatura praticamente uniforme através do leito, exceto em uma pequena região (1 a 2 cm) próximo ao distribuidor. Isto atesta a ocorrência de alta taxa de transferência de calor.

De acordo com os resultados experimentais, o modelo que melhor explica o comportamento do leito fluidizado no que concerne à transferência de calor, consiste em assumir uniformidade na temperatura dos sólidos e escoamento pistão para o gás.

Partindo deste modelo e negligenciando as perdas de calor pelas paredes da coluna, pode-se fazer um balanço de entalpia para uma secção diferencial de altura  $dL_f$  de um leito descontínuo e obter o coeficiente de transferência de calor fluido-partícula (h).

$$C_p G dT = h a (T - T_s) dL_f \quad (1.15)$$

onde:  $C_p$  = calor específico do gás (kcal/kg<sup>o</sup>C)

$G$  = fluxo mássico do gás (kg/m<sup>2</sup>s)

$T$  = temperatura do gás (°C)

$T_s$  = temperatura do sólido (°C)

$L_f$  = comprimento do leito fluidizado (m)

Com as considerações acima a equação 1.15 pode ser integrada diretamente, resultando em:

$$\ln \frac{T_1 - T_s}{T_0 - T_s} = - \frac{h a L_f}{G C_p} \quad (1.16)$$

onde:  $T_0$  = temperatura do gás na entrada do leito ( $^{\circ}\text{C}$ )

$T_1$  = temperatura do gás na saída do leito ( $^{\circ}\text{C}$ )

$$\text{E como: } G = \frac{m}{A} \quad (1.17)$$

onde:  $m$  = vazão mássica do gás (kg/s)

$A$  = área de secção transversal do leito ( $\text{m}^2$ )

Substituindo em 1.16 obtêm-se:

$$\ln \frac{T_0 - T_s}{T_1 - T_s} = \frac{h a A L_f}{m C_p} \quad (1.18)$$

Esta equação permite o cálculo do coeficiente de transferência de calor fluido-partícula para um leito descontínuo, cujos sólidos permanecem a uma temperatura constante.

APENDICE 2

## Apêndice 2 - Dimensionamento do ciclone

Para o recolhimento do bagaço elutriado foi dimensionado um ciclone. Empregou-se a equação 2.1, recomendada por Perry (42), para determinar o diâmetro das partículas recolhidas com 50% de eficiência em ciclones com as proporções dadas na Figura 2.1:

$$d_{50} = \sqrt{\frac{9\mu B_c}{10\pi u_c (d_s - d_{ar})}} \quad (2.1)$$

onde:  $d_{50}$  = diâmetro de partícula correspondente a uma eficiência fracional de recolhimento de 50% (cm)

$\mu$  = viscosidade do ar (poise)

$B_c$  = largura do duto de entrada do ciclone (cm)

$u_c$  = velocidade do gás na entrada do ciclone (cm/s)

$d_s$  = densidade do sólido ( $\text{g/cm}^3$ )

$d_{ar}$  = densidade do ar ( $\text{g/cm}^3$ )

adotando-se:  $d_{ar} = 1,2 \times 10^{-3} \text{ g/cm}^3$

$\mu = 1,8 \times 10^{-4} \text{ p}$

$d_s = 0,20 \text{ g/cm}^3$

$B_c = 3,60 \text{ cm}$

E considerando a velocidade superficial no leito igual a 100 cm/s obtém-se:  $u_c = 611 \text{ cm/s}$

$d_{50} = 0,12 \text{ mm}$

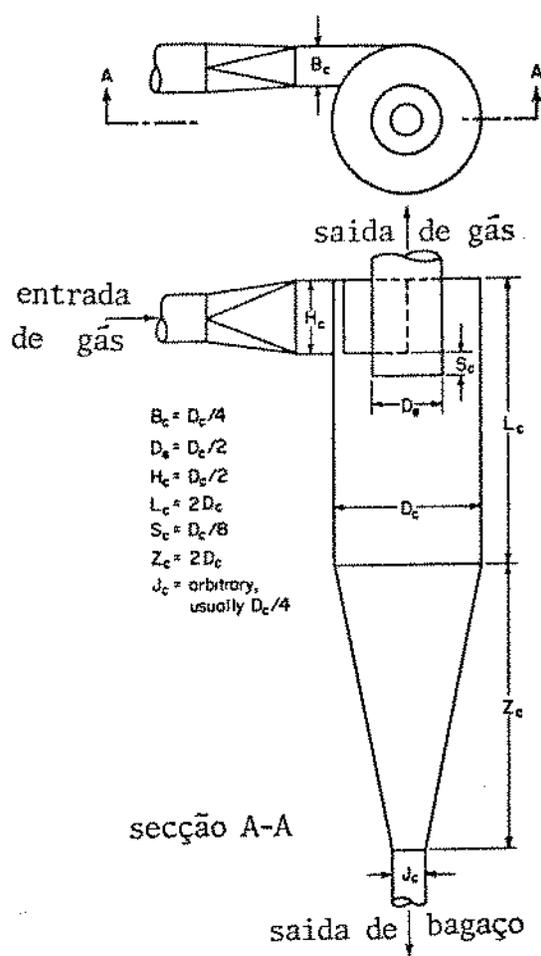


Figura 2.1. Dimensões do Ciclone.

Como o menor diâmetro de partícula presente nas amostras é 0,69 mm um ciclone com estas dimensões consegue recolher todo o elutriado.

Na construção do ciclone empregou-se um duto cilíndrico de raio 3,60 cm e não um duto retangular. No entanto, como esta alteração reduziu a área de secção do duto, aumentando a velocidade do ar na entrada do ciclone, a eficiência de recolhimento não deve ter sido prejudicada.

APÉNDICE 3

### Apêndice 3 - Determinação da vazão do ar de secagem

#### 3.1. Introdução

Para a determinação do fluxo de ar de secagem foi escolhido um medidor de orifício, já que este alia simplicidade de construção e instalação, facilidade de operação e baixo custo. Uma placa de orifício consiste de uma chapa plana, com um orifício central, instalada perpendicularmente à direção do escoamento. A variação da energia cinética e a perda de carga, provocadas pelo estrangulamento ao ser forçado pelo orifício, resulta em redução da pressão do fluido, que pode ser determinada por um manômetro.

A perda de pressão através da placa de orifício pode ser relacionada com a vazão do fluido pela seguinte equação:

$$\dot{V} = CA_o \sqrt{\frac{2 \Delta P}{d_{ar} (1-\beta^4)}} = CA_o \sqrt{\frac{2 d_{\ell} g \Delta h}{d_{ar} (1-\beta^4)}} \quad (3.1)$$

onde:  $\dot{V}$  = vazão volumétrica (m<sup>3</sup>/s)

$C$  = coeficiente de descarga

$A_o$  = área do orifício (m<sup>2</sup>)

$\Delta P$  = perda de pressão (N/m<sup>2</sup>)

$d_{\ell}$  = densidade do líquido manométrico (kg/m<sup>3</sup>)

$g$  = constante da gravidade (m/s<sup>2</sup>)

$\Delta h$  = diferença de altura da coluna de líquido manométrico (m)

$d_{ar}$  = densidade do ar (kg/m<sup>3</sup>)

$\beta = \frac{D_o}{D} =$  razão entre o diâmetro do orifício e o da tubulação

A diferença de pressão é medida entre tomadas instaladas a jusante e à montante da placa. A vazão de gás é então determinada a partir da curva característica da placa (vazão em função da perda de carga no orifício).

### 3.2. Construção e calibração da placa de orifício

O medidor de orifício empregado foi construído com diâmetro de orifício  $D_0 = 3,3$  cm, diâmetro de placa  $D = 14,5$  cm e tomadas de canto (aberturas tão próximas quanto possível da placa). Um esquema deste medidor pode ser visto na figura 3.1. Foi dimensionado de acordo com Ower (36) e Normas DIN (37).

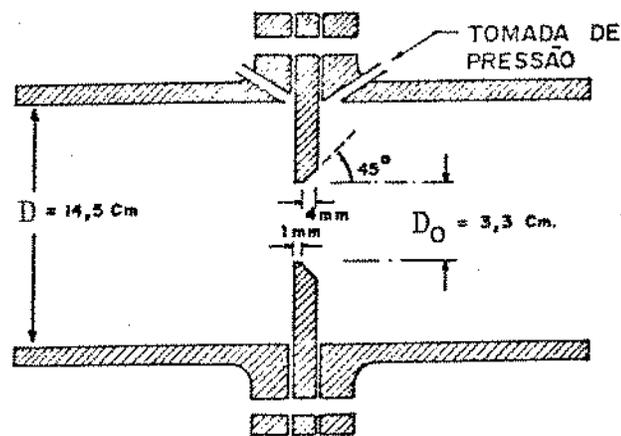


Figura 3.1. Dimensões do medidor de orifício.

Para a calibração da placa de orifício utilizou-se um medidor de fluxo de ar já calibrado, Meriam Laminar Flow (Modelo 50 MC2-6). O medidor foi colocado em série com a instalação, à montante da placa de orifício, obedecendo as normas do fabricante (mínimo de 10 diâmetros de tubo antes do Meriam e entre o Meriam e a placa, para evitar perturbações no fluxo que possam alterar a leitura). Para cada vazão de ar era feita a leitura da perda de pressão no Meriam e na placa e a pressão antes do Meriam e da placa. A calibração foi realizada a  $27,2^{\circ}\text{C}$  e a pressão barométrica de 712 mmHg. A vazão volumétrica lida no Meriam sofria duas correções, uma devido à pressão e outra devido à temperatura, obtendo-se seu valor nas

condições padrão do medidor (21,1°C e 760 mmHg). A relação entre a vazão padrão e a perda de pressão na placa de orifício é a curva característica desejada. Esta relação pode ser linearizada, traçando-se o gráfico da vazão em função da raiz quadrada da perda de carga, mostrado na figura 3.2. Isto porque, na faixa empregada, os coeficientes de descarga mantêm-se essencialmente constantes. Estes dados, juntamente com os valores de vazão já padronizados ( $\dot{V}_p$ ) e de perda de pressão obtidos, encontram-se na tabela 3.1.

| Número da medida | $\Delta h$<br>(mmH <sub>2</sub> O) | $\dot{V}_p \times 10^3$<br>(m <sup>3</sup> /s) | Re    | C    |
|------------------|------------------------------------|--|-------|------|
| 1                | 210,0                              | 32,2   | 79042 | 0,62 |
| 2                | 190,5                              | 30,5   | 74869 | 0,62 |
| 3                | 137,0                              | 26,3   | 64559 | 0,63 |
| 4                | 121,0                              | 24,7   | 60631 | 0,63 |
| 5                | 98,0                               | 21,7   | 53267 | 0,61 |
| 6                | 86,0                               | 20,6   | 50567 | 0,62 |
| 7                | 60,0                               | 17,3   | 42467 | 0,62 |
| 8                | 41,5                               | 14,4   | 35348 | 0,62 |
| 9                | 29,0                               | 11,6   | 28475 | 0,60 |
| 10               | 23,2                               | 10,5   | 25774 | 0,61 |
| 11               | 18,8                               | 9,4  | 23074 | 0,60 |
| 12               | 11,1                               | 7,5  | 18410 | 0,63 |

Tabela 3.1 Resultados da calibração da placa de orifício.

A equação obtida por regressão linear dos pontos de " $\dot{V}_p$ " em função de " $\Delta h$ " é:

$$\dot{V}_p = (2,24 \times 10^{-3} \Delta h \text{ (mmH}_2\text{O)} - 0,18 \times 10^{-3}) \text{ m}^3/\text{s} \quad (3.2)$$

A Equação 3.2 dá o valor da vazão padrão. A vazão real de ca da experimento é obtida por:

$$\dot{V}_r = \dot{V}_p \left( \frac{273 + T_a}{273 + 21,1} \right) \frac{760}{P_b} \quad (3.3)$$

Onde  $T_a$  = temperatura ambiente ( $^{\circ}\text{C}$ )

$P_b$  = pressão barométrica (mmHg)

$\dot{V}_r$  = vazão a  $T_a$  e  $P_b$  ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

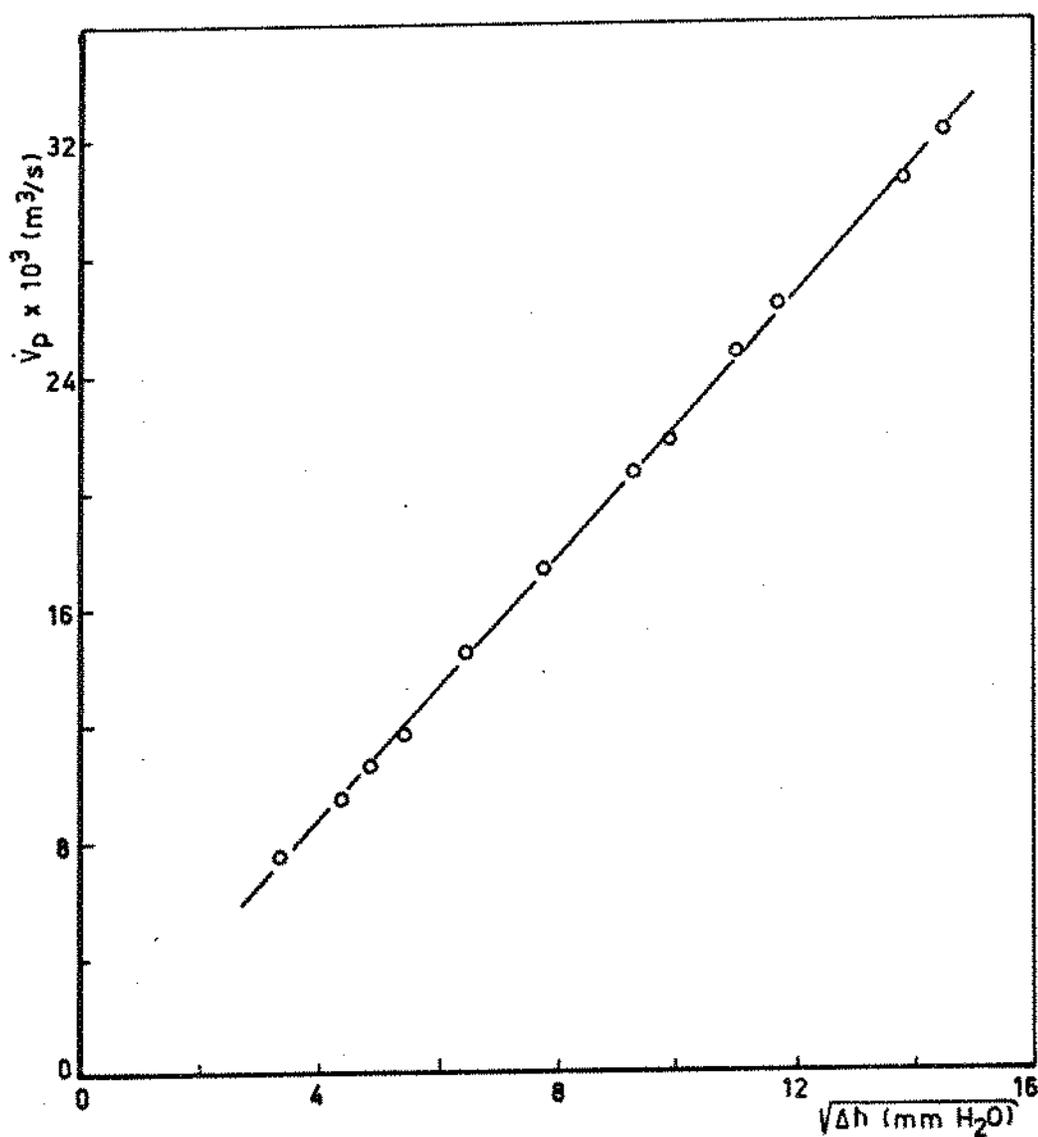


Figura 3.2. Curva Característica do medidor de vazão empregado.

APÊNDICE 4

Condições experimentais:  $m = 1,13 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,19 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 40 - 48 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0101 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,56 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,5            | 76,5          | 30,6          | 0,0            | 6,98          | 1,00              | 1                   | 18,0           | 3,05            | 0,436               | 3,03            |
| 4,7            | 76,8          | 30,9          | 3,5            | 5,97          | 0,855             | 2                   | 20,3           | 2,23            | 0,320               | 8,80            |
| 6,5            | 77,3          | 30,7          | 5,0            | 5,91          | 0,846             | 3                   | 22,3           | 1,50            | 0,214               | 19,88           |
| 8,5            | 77,0          | 30,6          | 6,5            | 5,74          | 0,833             | 4                   | 24,5           | 0,91            | 0,131               | 31,92           |
| 10,3           | 77,2          | 30,7          | 9,8            | 4,81          | 0,689             | 5                   | 26,8           | 0,38            | 0,054               | 50,34           |
| 13,0           | 77,5          | 30,6          | 11,8           | 4,14          | 0,593             | 6                   | 36,0           | 0,08            | 0,012               | 60,23           |
| 15,0           | 76,7          | 30,6          | 13,5           | 3,95          | 0,566             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 19,8           | 77,0          | 30,6          | 16,0           | 3,41          | 0,488             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 22,8           | 77,1          | 30,6          | 19,5           | 2,70          | 0,386             | Retido              | 36,0           | 0,06            | 0,008               | 16,80           |
| 23,8           | 77,2          | 32,1          | 21,5           | 1,84          | 0,263             |                     |                |                 |                     |                 |
| 24,8           | 77,2          | 33,0          | 23,8           | 1,12          | 0,161             |                     |                |                 |                     |                 |
| 26,3           | 77,0          | 41,8          | 25,8           | 0,64          | 0,092             |                     |                |                 |                     |                 |
| 27,6           | 77,0          | 54,7          | 28,5           | 0,25          | 0,036             |                     |                |                 |                     |                 |
| 28,7           | 77,0          | 59,3          | 32,0           | 0,13          | 0,019             |                     |                |                 |                     |                 |
| 32,8           | 77,4          | 67,8          | 35,5           | 0,04          | 0,005             |                     |                |                 |                     |                 |
| 35,0           | 76,8          | 67,7          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.1 - Resultados do experimento nº 1

Condições experimentais:  $m = 1,13 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,19 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$   
 $N = 40 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0113 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,52 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | X<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|-------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,2            | 99,3          | 34,0          | 0,0            | 10,02       | 1,00              | 1                   | 14,5           | 3,66            | 0,365               | 2,56            |
| 4,3            | 99,7          |               | 2,2            | 8,10        | 0,808             | 2                   | 16,3           | 2,10            | 0,209               | 13,48           |
| 7,0            | 101,6         | 33,8          | 5,2            | 7,16        | 0,715             | 3                   | 18,5           | 1,33            | 0,133               | 24,61           |
| 11,2           | 98,8          | 33,7          | 8,2            | 5,25        | 0,524             | 4                   | 21,1           | 0,34            | 0,034               | 39,72           |
| 13,3           | 98,7          |               | 11,2           | 4,50        | 0,449             | 5                   | 23,3           | 0,07            | 0,007               | 42,65           |
| 15,5           | 98,8          | 35,7          | 15,3           | 2,52        | 0,251             | 6                   | 29,4           | 0,05            | 0,005               | 43,42           |
| 16,3           | 99,7          | 35,8          | 17,6           | 1,00        | 0,100             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 18,3           | 98,9          |               | 20,5           | 0,22        | 0,022             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 19,8           |               | 53,8          | 22,9           | 0,09        | 0,009             | Retido              | 29,4           | 0,03            | 0,003               | 15,43           |
| 20,0           |               | 55,0          | 27,0           | 0,02        | 0,002             |                     |                |                 |                     |                 |
| 20,5           | 99,0          |               |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 21,1           |               | 78,1          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 23,8           |               | 85,1          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 27,0           |               | 90,4          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.2 - Resultados do experimento nº 2

Condições experimentais:  $m = 1,13 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,19 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 37 - 48 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0133 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,59 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | X<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|-------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 1,8            | 99,2          |               | 0,0            | 6,08        | 1,00              | 1                   | 11,0           | 4,68            | 0,770               | 2,08            |
| 2,6            | 99,0          |               | 1,5            | 5,40        | 0,889             | 2                   | 14,0           | 2,14            | 0,351               | 18,24           |
| 4,0            | 99,2          | 34,9          | 3,5            | 5,11        | 0,840             | 3                   | 16,0           | 1,36            | 0,223               | 35,09           |
| 5,7            | 99,6          |               | 5,3            | 4,66        | 0,767             | 4                   | 18,8           | 0,47            | 0,077               | 58,48           |
| 8,6            | 99,2          | 35,0          | 8,3            | 3,91        | 0,643             | 5                   | 25,3           | 0,12            | 0,019               | 70,21           |
| 10,5           | 99,8          |               | 10,0           | 3,26        | 0,537             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 12,2           | 98,8          | 35,4          | 12,5           | 2,60        | 0,428             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 14,2           | 99,2          |               | 15,3           | 1,65        | 0,271             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 15,3           | 99,2          | 38,5          | 18,3           | 0,56        | 0,093             | Retido              | 25,3           | 0,09            | 0,015               | 16,73           |
| 17,8           | 99,5          |               | 20,3           | 0,22        | 0,035             |                     |                |                 |                     |                 |
| 18,5           | 99,2          | 56,7          | 23,3           | 0,15        | 0,024             |                     |                |                 |                     |                 |
| 20,5           | 98,7          |               | 25,3           | 0,04        | 0,007             |                     |                |                 |                     |                 |
| 21,3           | 99,2          |               |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 22,1           | 98,9          | 81,4          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.3 - Resultados do experimento nº 3

Condições experimentais:  $m = 1,13 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,19 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$   
 $N = 40 \text{ rpm}$   
 $Y_0 = 0,0113 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_0 = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,52 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_0$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_0$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 3,8            | 99,2          |               | 0,0            | 8,22          | 1,00              | 1                   | 16,0           | 1,06            | 0,129               | 51,92           |
| 6,0            | 98,6          |               | 3,8            | 6,97          | 0,848             | 2                   |                |                 |                     |                 |
| 7,7            | 98,8          | 34,1          | 7,8            | 5,64          | 0,686             | 3                   |                |                 |                     |                 |
| 10,0           | 98,8          | 34,1          | 11,2           | 4,42          | 0,537             | 4                   |                |                 |                     |                 |
| 15,3           | 99,2          | 35,5          | 13,6           | 3,56          | 0,433             | 5                   |                |                 |                     |                 |
| 16,4           | 99,2          |               | 16,0           | 1,88          | 0,228             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 19,0           | 98,9          |               | 18,5           | 0,66          | 0,080             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 20,8           | 98,9          | 77,1          | 20,3           | 0,21          | 0,025             | 8                   |                |                 |                     |                 |
|                |               |               |                |               |                   | Retido              | 21,0           | 0,10            | 0,012               | 17,27           |

Tabela 4.4 - Resultados do experimento nº 4

Condições experimentais:  $m = 1,13 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,19 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$   
 $N = 41 - 56 \text{ rpm}$   
 $Y_0 = 0,0123 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_0 = 700,00 \text{ g}$   
 $d_p = 0,57 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | X<br>(b.s.) | $X/X_0$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_0$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|-------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 4,0            | 125,0         |               | 0,0            | 8,27        | 1,00              | 1                   | 9,8            | 4,45            | 0,538               | 2,12            |
| 5,0            | 124,7         |               | 2,0            | 7,38        | 0,892             | 2                   | 11,8           | 1,77            | 0,214               | 7,02            |
| 6,0            | 125,3         |               | 3,0            | 6,44        | 0,779             | 3                   | 15,9           | 1,40            | 0,169               | 46,12           |
| 7,0            | 125,1         |               | 5,0            | 5,57        | 0,673             | 4                   |                |                 |                     |                 |
| 8,0            | 126,0         | 43,6          | 7,0            | 4,19        | 0,507             | 5                   |                |                 |                     |                 |
| 10,0           | 126,0         | 38,8          | 9,0            | 3,55        | 0,429             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 11,0           | 124,6         | 41,2          | 11,0           | 2,44        | 0,295             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 12,0           | 125,0         |               | 13,0           | 1,09        | 0,131             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 13,0           |               | 42,3          | 14,8           | 0,34        | 0,041             | Retido              | 15,9           | 0,12            | 0,015               | 16,45           |
| 13,5           | 124,9         |               | 15,6           | 0,12        | 0,014             |                     |                |                 |                     |                 |
| 14,0           |               | 66,0          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 14,8           | 125,3         |               |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 15,5           |               | 101,6         |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.5 - Resultados do experimento nº 5

Condições experimentais:  $m = 1,13 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,19 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 57 - 62 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0123 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,57 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_o$<br>( $^{\circ}\text{C}$ ) | $T_2$<br>( $^{\circ}\text{C}$ ) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------------------------|---------------------------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,0            | 125,0                           |                                 | 0,0            | 8,68          | 1,00              | 1                   | 8,8            | 3,49            | 0,402               | 1,93            |
| 3,8            | 125,1                           | 37,9                            | 0,9            | 8,04          | 0,926             | 2                   | 10,9           | 2,71            | 0,312               | 8,09            |
| 5,0            | 125,3                           | 37,9                            | 2,0            | 7,22          | 0,832             | 3                   | 12,3           | 1,73            | 0,200               | 21,13           |
| 6,8            | 125,0                           |                                 | 4,5            | 5,94          | 0,685             | 4                   | 13,3           | 0,79            | 0,091               | 36,51           |
| 7,4            |                                 | 38,0                            | 6,0            | 5,13          | 0,591             | 5                   | 15,3           | 0,22            | 0,026               | 49,47           |
| 7,8            | 125,5                           |                                 | 8,0            | 3,95          | 0,455             | 6                   | 17,6           | 0,14            | 0,016               | 50,93           |
| 8,8            |                                 | 38,0                            | 10,8           | 2,86          | 0,330             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 10,4           | 125,0                           |                                 | 12,2           | 1,90          | 0,219             |                     |                |                 |                     |                 |
| 11,2           |                                 | 38,9                            | 13,8           | 0,76          | 0,088             | Retido              | 17,6           | 0,10            | 0,011               | 15,03           |
| 11,7           | 124,9                           |                                 | 15,5           | 0,10          | 0,012             |                     |                |                 |                     |                 |
| 12,2           |                                 | 47,8                            |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 13,0           |                                 | 60,2                            |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 13,8           |                                 | 79,7                            |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 14,0           | 124,6                           |                                 |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 14,3           |                                 | 91,3                            |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.6 - Resultados do experimento nº 6

Condições experimentais:  $m = 1,13 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,19 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 40 - 56 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0108 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,56 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 3,5            | 148,8         |               | 0,0            | 8,26          | 1,00              | 1                   | 9,0            | 2,21            | 0,267               | 10,39           |
| 6,3            | 153,6         | 41,7          | 3,3            | 6,41          | 0,775             | 2                   | 10,5           | 1,24            | 0,150               | 27,03           |
| 8,0            | 151,2         |               | 4,8            | 5,28          | 0,639             | 3                   | 15,5           | 0,18            | 0,022               | 64,44           |
| 9,8            | 149,6         |               | 6,3            | 4,54          | 0,549             | 4                   |                |                 |                     |                 |
| 11,5           | 150,5         | 83,2          | 7,8            | 3,41          | 0,413             | 5                   |                |                 |                     |                 |
| 15,5           | 150,7         | 126,4         | 11,5           | 1,02          | 0,123             | 6                   |                |                 |                     |                 |
|                |               |               | 13,5           | 0,16          | 0,020             | 7                   |                |                 |                     |                 |
|                |               |               | 15,5           | 0,02          | 0,002             | 8                   |                |                 |                     |                 |
|                |               |               |                |               |                   | Retido              | 15,5           | 0,05            | 0,006               | 11,75           |

Tabela 4.7 - Resultados do experimento nº 7

Condições experimentais:  $m = 1,13 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,19 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$   
 $N = 43 - 48 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0108 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,56 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | X<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|-------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 1,0            | 145,0         | 41,6          | 0,0            | 8,05        | 1,00              | 1                   | 9,0            | 2,48            | 0,308               | 7,80            |
| 2,0            | 149,0         |               | 1,3            | 6,96        | 0,865             | 2                   | 11,8           | 0,62            | 0,077               | 50,91           |
| 3,0            | 151,0         | 41,6          | 3,0            | 6,47        | 0,805             | 3                   | 16,5           | 0,07            | 0,009               | 63,48           |
| 4,5            | 150,0         |               | 4,3            | 5,54        | 0,688             | 4                   |                |                 |                     |                 |
| 8,0            | 150,1         | 41,4          | 6,0            | 4,72        | 0,587             | 5                   |                |                 |                     |                 |
| 10,3           | 149,6         | 43,0          | 7,0            | 3,98        | 0,495             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 11,5           | 150,6         | 82,2          | 8,0            | 3,17        | 0,394             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 13,8           | 150,2         | 111,3         | 11,0           | 1,33        | 0,165             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 16,5           | 150,6         |               | 13,3           | 0,34        | 0,042             | Retido              | 16,5           | 0,06            | 0,008               | 8,94            |
|                |               |               | 16,5           | 0,01        | 0,001             |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.8 - Resultados do experimento nº 8

Condições experimentais:  $m = 1,13 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,19 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 36 - 50 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0133 \text{ kg vapor/ kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,59 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | X<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|-------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,0            | 54,9          |               | 0,0            | 6,29        | 1,00              | 1                   | 27,8           | 3,68            | 0,585               | 3,05            |
| 3,0            | 53,7          | 27,5          | 2,0            | 5,74        | 0,913             | 2                   | 32,8           | 2,32            | 0,369               | 12,27           |
| 4,8            | 55,6          |               | 6,0            | 5,18        | 0,824             | 3                   | 35,0           | 1,75            | 0,278               | 20,53           |
| 7,6            | 54,8          | 27,5          | 9,0            | 4,90        | 0,779             | 4                   | 37,5           | 1,34            | 0,213               | 27,84           |
| 9,8            | 55,0          | 27,5          | 12,5           | 4,60        | 0,732             | 5                   | 40,5           | 0,72            | 0,114               | 39,61           |
| 14,8           | 55,2          | 27,5          | 16,0           | 4,18        | 0,665             | 6                   | 45,5           | 0,35            | 0,056               | 55,36           |
| 17,3           | 54,5          | 27,3          | 20,5           | 3,61        | 0,574             | 7                   | 55,0           | 0,11            | 0,017               | 61,04           |
| 20,5           | 55,0          | 27,3          | 25,3           | 3,20        | 0,509             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 24,0           | 55,0          | 27,3          | 29,0           | 2,57        | 0,408             | Retido              | 55,0           | 0,10            | 0,016               | 19,67           |
| 27,8           | 55,0          | 27,3          | 34,0           | 1,92        | 0,306             |                     |                |                 |                     |                 |
| 32,0           | 55,1          | 27,4          | 39,0           | 1,01        | 0,160             |                     |                |                 |                     |                 |
| 33,6           | 55,0          |               | 44,5           | 0,36        | 0,056             |                     |                |                 |                     |                 |
| 35,0           |               | 27,7          | 50,0           | 0,11        | 0,018             |                     |                |                 |                     |                 |
| 37,0           | 55,0          | 28,3          | 55,0           | 0,12        | 0,019             |                     |                |                 |                     |                 |
| 38,5           | 55,0          | 29,4          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 40,7           | 55,0          | 31,1          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 43,5           | 55,1          | 36,1          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 44,5           | 55,0          | 42,5          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 46,5           | 55,0          | 46,4          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 50,5           | 54,8          | 49,7          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 55,5           | 55,4          | 50,7          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.9 - Resultados do experimento nº 9

Condições experimentais:  $m = 1,25 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,32 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$   
 $N = 39 - 46 \text{ rpm}$   
 $Y_0 = 0,0100 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_0 = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,61 \text{ nm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | X<br>(b.s.) | $X/X_0$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_0$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|-------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,5            | 77,3          | 30,5          | 0,0            | 6,19        | 1,00              | 1                   | 10,8           | 2,47            | 0,399               | 0,93            |
| 5,0            | 77,2          |               | 2,0            | 5,60        | 0,904             | 2                   | 14,5           | 2,69            | 0,435               | 5,73            |
| 6,0            | 77,2          | 30,5          | 4,0            | 5,17        | 0,836             | 3                   | 17,5           | 1,51            | 0,245               | 25,25           |
| 8,5            | 76,9          | 30,4          | 6,0            | 4,67        | 0,754             | 4                   | 20,0           | 0,74            | 0,119               | 41,50           |
| 11,5           | 77,2          | 30,4          | 8,0            | 4,10        | 0,662             | 5                   | 27,5           | 0,19            | 0,030               | 73,51           |
| 13,0           | 77,0          | 30,4          | 10,0           | 3,86        | 0,624             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 17,5           | 77,0          | 31,4          | 12,0           | 3,25        | 0,526             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 19,4           | 79,0          | 33,1          | 14,0           | 2,87        | 0,463             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 21,3           | 77,0          | 41,5          | 18,5           | 1,51        | 0,244             | Retido              | 31,3           | 0,04            | 0,007               | 5,08            |
| 22,5           | 77,3          | 52,7          | 21,0           | 0,82        | 0,132             |                     |                |                 |                     |                 |
| 25,0           | 77,0          | 65,0          | 23,0           | 0,32        | 0,052             |                     |                |                 |                     |                 |
| 31,0           | 77,0          | 69,0          | 25,0           | 0,17        | 0,028             |                     |                |                 |                     |                 |
|                |               |               | 27,5           | 0,17        | 0,027             |                     |                |                 |                     |                 |
|                |               |               | 31,3           | 0,12        | 0,019             |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.10 - Resultados do experimento nº 10

Condições experimentais:  $m = 1,25 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,32 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 38 - 48 \text{ rpm}$   
 $Y_0 = 0,0100 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_0 = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,61 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | X<br>(b.s.) | $X/X_0$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_0$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|-------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 1,5            | 77,5          |               | 0,0            | 5,94        | 1,00              | 1                   | 12,8           | 2,82            | 0,475               | 1,92            |
| 3,0            | 77,0          | 30,0          | 2,5            | 5,12        | 0,862             | 2                   | 14,8           | 2,56            | 0,431               | 5,55            |
| 5,0            | 77,2          | 30,1          | 4,3            | 4,97        | 0,837             | 3                   | 17,8           | 1,49            | 0,251               | 23,60           |
| 7,0            | 77,8          | 30,1          | 6,3            | 4,61        | 0,777             | 4                   | 19,8           | 0,95            | 0,160               | 36,80           |
| 9,5            | 77,4          | 30,0          | 8,0            | 4,37        | 0,735             | 5                   | 31,0           | 0,20            | 0,033               | 77,69           |
| 10,8           | 77,0          | 30,0          | 9,8            | 3,73        | 0,627             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 12,5           | 77,0          | 30,0          | 11,8           | 3,35        | 0,564             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 14,8           | 77,0          |               | 14,0           | 2,78        | 0,468             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 17,0           | 77,5          | 30,1          | 15,8           | 2,54        | 0,427             | Retido              | 31,0           | 0,09            | 0,014               | 12,46           |
| 20,0           | 77,0          | 36,7          | 19,0           | 1,44        | 0,242             |                     |                |                 |                     |                 |
| 20,5           | 77,0          | 39,4          | 22,0           | 0,60        | 0,101             |                     |                |                 |                     |                 |
| 21,5           |               | 48,0          | 25,0           | 0,17        | 0,028             |                     |                |                 |                     |                 |
| 22,5           |               | 56,2          | 30,5           | 0,06        | 0,009             |                     |                |                 |                     |                 |
| 23,5           |               | 60,4          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 25,0           |               | 64,1          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 27,8           | 77,8          | 67,8          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 29,5           | 77,8          | 68,1          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.11 - Resultados do experimento nº 11

Condições experimentais:  $m = 1,39 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,46 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 36 - 52 \text{ rpm}$   
 $Y_0 = 0,00909 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_0 = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,61 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_0$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_0$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,5            | 77,9          | 34,3          | 0,0            | 7,84          | 1,00              | 1                   | 11,5           | 4,47            | 0,570               | 1,31            |
| 5,0            | 78,3          |               | 1,5            | 7,44          | 0,948             | 2                   | 14,5           | 3,57            | 0,455               | 6,49            |
| 7,0            | 77,5          | 35,7          | 3,0            | 6,88          | 0,878             | 3                   | 17,0           | 2,43            | 0,310               | 22,38           |
| 8,8            | 77,5          |               | 5,0            | 6,28          | 0,801             | 4                   | 19,8           | 1,41            | 0,180               | 40,42           |
| 12,5           | 77,0          | 35,9          | 7,0            | 5,69          | 0,725             | 5                   | 22,8           | 0,43            | 0,054               | 61,34           |
| 14,3           | 77,0          |               | 9,0            | 5,28          | 0,674             | 6                   | 31,0           | 0,12            | 0,015               | 71,27           |
| 15,3           | 77,0          | 35,4          | 11,0           | 4,50          | 0,574             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 17,5           | 76,9          |               | 13,0           | 4,05          | 0,516             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 18,5           | 77,2          |               | 16,0           | 3,23          | 0,412             | Retido              | 31,0           | 0,17            | 0,022               | 3,25            |
| 19,5           | 77,0          | 39,3          | 18,5           | 2,01          | 0,257             |                     |                |                 |                     |                 |
| 27,0           | 77,1          | 65,3          | 21,5           | 1,40          | 0,178             |                     |                |                 |                     |                 |
| 30,0           | 77,4          |               | 26,5           | 0,52          | 0,066             |                     |                |                 |                     |                 |
|                |               |               | 31,0           | 0,54          | 0,069             |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.12 - Resultados do experimento nº 12

Condições experimentais:  $m = 1,38 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,45 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$   
 $N = 44 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0122 \text{ kg vapor/ kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,85 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | X<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|-------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 3,3            | 77,2          |               | 0,0            | 7,49        | 1,00              | 1                   | 14,3           | 4,75            | 0,635               | 7,00            |
| 5,3            | 77,0          | 31,2          | 2,3            | 7,41        | 0,990             | 2                   | 17,3           | 2,37            | 0,317               | 17,01           |
| 6,5            | 76,8          | 31,3          | 3,3            | 6,74        | 0,899             | 3                   | 19,5           | 0,94            | 0,126               | 31,76           |
| 8,0            | 77,0          | 31,2          | 5,3            | 6,57        | 0,878             | 4                   | 31,00          | 0,16            | 0,021               | 43,55           |
| 10,0           | 77,0          | 31,1          | 8,0            | 5,45        | 0,728             | 5                   |                |                 |                     |                 |
| 12,0           | 77,2          | 31,2          | 10,8           | 4,75        | 0,634             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 14,5           | 77,1          |               | 13,0           | 3,67        | 0,489             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 16,3           |               | 32,0          | 16,0           | 2,45        | 0,327             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 18,5           | 77,2          |               | 18,5           | 1,15        | 0,154             | Retido              | 31,00          | 0,10            | 0,013               | 16,51           |
| 21,3           | 77,2          |               | 21,0           | 0,47        | 0,063             |                     |                |                 |                     |                 |
| 23,8           |               | 66,7          | 25,3           | 0,12        | 0,016             |                     |                |                 |                     |                 |
| 25,3           |               | 68,1          | 30,0           | 0,03        | 0,004             |                     |                |                 |                     |                 |
| 26,2           | 76,9          |               |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 26,3           |               | 73,3          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 27,2           |               | 72,1          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 29,5           | 76,5          | 73,1          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 30,0           | 76,5          |               |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 30,5           | 76,6          | 73,3          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.13 - Resultados do experimento nº 13

Condições experimentais:  $m = 1,54 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,62 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$   
 $N = 40 - 52 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,00909 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,61 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | X<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|-------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 1,5            | 77,0          | 29,9          | 0,0            | 8,20        | 1,00              | 1                   | 10,5           | 5,09            | 0,621               | 2,24            |
| 2,0            | 77,4          | 30,0          | 1,5            | 8,18        | 0,998             | 2                   | 12,8           | 3,30            | 0,403               | 14,13           |
| 5,5            | 78,0          | 30,0          | 3,0            | 7,30        | 0,891             | 3                   | 14,8           | 2,23            | 0,272               | 27,47           |
| 8,5            | 77,1          | 29,7          | 4,5            | 6,52        | 0,796             | 4                   | 16,5           | 1,11            | 0,136               | 45,67           |
| 9,5            | 77,1          | 29,7          | 6,0            | 5,88        | 0,717             | 5                   | 18,0           | 0,65            | 0,079               | 56,25           |
| 11,0           | 77,2          |               | 8,5            | 4,65        | 0,567             | 6                   | 25,0           | 0,19            | 0,023               | 66,58           |
| 12,0           | 77,2          | 29,7          | 12,0           | 3,75        | 0,457             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 14,3           | 77,5          | 30,2          | 14,3           | 2,67        | 0,326             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 15,0           | 77,0          | 31,8          | 17,0           | 1,37        | 0,167             | Retido              | 25,0           | 0,22            | 0,027               | 3,92            |
| 16,0           | 77,0          | 36,7          | 21,0           | 0,63        | 0,077             |                     |                |                 |                     |                 |
| 17,0           | 77,0          |               |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 18,0           | 77,0          | 51,6          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 20,0           | 77,0          |               |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 20,8           |               | 65,1          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.14 - Resultados do experimento nº 14

Condições experimentais:  $m = 1,53 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,61 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 44 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0122 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,85 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,3            | 76,9          | 31,1          | 0,0            | 8,47          | 1,00              | 1                   | 11,0           | 4,53            | 0,535               | 5,95            |
| 4,0            | 76,9          | 31,1          | 1,0            | 7,60          | 0,898             | 2                   | 13,3           | 2,84            | 0,336               | 17,17           |
| 6,0            | 77,2          | 31,1          | 4,3            | 6,39          | 0,754             | 3                   | 15,3           | 1,60            | 0,189               | 29,92           |
| 7,5            | 77,1          |               | 6,3            | 5,86          | 0,692             | 4                   | 18,0           | 0,61            | 0,072               | 45,93           |
| 9,0            | 76,8          | 31,1          | 8,3            | 4,91          | 0,580             | 5                   | 21,0           | 0,17            | 0,020               | 50,43           |
| 10,5           | 77,0          | 31,1          | 10,3           | 4,01          | 0,473             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 11,5           | 77,1          |               | 12,3           | 3,18          | 0,376             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 12,3           | 77,0          | 31,7          | 14,3           | 2,21          | 0,262             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 13,5           | 77,2          |               | 16,3           | 1,11          | 0,132             | Retido              | 21,0           | 0,19            | 0,023               | 15,19           |
| 14,3           | 77,0          | 33,5          | 18,5           | 0,33          | 0,039             |                     |                |                 |                     |                 |
| 16,5           |               | 46,8          | 21,0           | 0,20          | 0,023             |                     |                |                 |                     |                 |
| 17,3           |               | 53,3          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 18,3           | 76,8          | 60,8          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 19,7           |               | 65,9          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 21,0           | 77,1          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 21,4           |               | 69,1          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.15 - Resultados do experimento nº 15

Condições experimentais:  $m = 1,80 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,89 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 40 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0111 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,85 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,5            | 77,0          |               | 0,0            | 9,56          | 1,00              | 1                   | 8,5            | 5,12            | 0,536               | 4,17            |
| 3,3            | 77,0          | 31,1          | 1,5            | 7,95          | 0,832             | 2                   | 10,3           | 3,69            | 0,386               | 15,68           |
| 5,3            | 77,7          | 30,8          | 3,0            | 6,82          | 0,714             | 3                   | 13,0           | 1,70            | 0,178               | 38,13           |
| 6,8            | 77,3          | 30,8          | 4,5            | 6,28          | 0,657             | 4                   | 18,5           | 0,43            | 0,045               | 56,84           |
| 8,0            | 77,2          | 30,6          | 6,0            | 5,16          | 0,540             | 5                   |                |                 |                     |                 |
| 9,0            | 76,9          | 30,6          | 8,0            | 4,55          | 0,476             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 10,3           | 77,1          | 30,9          | 9,5            | 3,63          | 0,380             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 11,0           | 76,9          | 31,4          | 11,5           | 2,42          | 0,253             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 14,0           | 77,0          | 57,7          | 14,0           | 0,91          | 0,096             | Retido              | 18,5           | 0,13            | 0,014               | 16,04           |
| 16,8           | 76,7          | 68,4          | 16,8           | 0,24          | 0,025             |                     |                |                 |                     |                 |
| 19,0           | 77,1          | 71,7          | 18,5           | 0,13          | 0,014             |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.16 - Resultados do experimento nº 16

Condições experimentais:  $m = 1,79 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,89 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 44 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0122 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,85 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,5            | 76,9          | 31,1          | 0,0            | 8,80          | 1,00              | 1                   | 8,0            | 5,17            | 0,588               | 7,12            |
| 4,3            | 77,2          | 31,1          | 2,3            | 7,35          | 0,835             | 2                   | 10,5           | 3,63            | 0,412               | 20,75           |
| 6,3            | 76,7          | 30,9          | 4,3            | 5,89          | 0,669             | 3                   | 12,0           | 1,94            | 0,220               | 30,05           |
| 7,7            | 77,0          | 30,9          | 7,5            | 4,48          | 0,509             | 4                   | 14,0           | 0,93            | 0,106               | 46,59           |
| 9,0            | 76,6          | 30,7          | 9,3            | 3,63          | 0,412             | 5                   | 17,0           | 0,33            | 0,037               | 55,39           |
| 10,0           | 77,0          |               | 11,0           | 2,36          | 0,268             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 10,5           | 77,2          | 31,8          | 13,3           | 1,23          | 0,140             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 12,0           | 77,0          | 35,7          | 15,3           | 0,73          | 0,083             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 13,1           | 76,7          | 45,5          | 17,3           | 0,29          | 0,033             | Retido              | 17,5           | 0,36            | 0,040               | 13,05           |
| 15,0           | 77,1          | 65,1          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 17,5           | 77,4          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.17 - Resultados do experimento nº 17

Condições experimentais:  $m = 1,13 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,19 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 95 - 104 \text{ rpm}$   
 $Y_0 = 0,0110 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_0 = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,66 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_0$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_0$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 1,0            | 77,5          | 32,1          | 0,0            | 7,37          | 1,00              | 1                   | 14,0           | 3,93            | 0,533               | 0,6             |
| 6,0            | 76,7          | 31,4          | 3,5            | 6,60          | 0,896             | 2                   | 18,0           | 2,97            | 0,404               | 3,0             |
| 9,8            | 77,5          | 31,1          | 6,0            | 5,74          | 0,779             | 3                   | 20,0           | 2,08            | 0,282               | 6,6             |
| 11,0           | 77,0          | 30,6          | 9,5            | 5,14          | 0,698             | 4                   | 22,8           | 1,18            | 0,160               | 14,3            |
| 14,3           | 77,0          | 31,0          | 12,0           | 4,58          | 0,621             | 5                   | 25,3           | 0,53            | 0,072               | 27,6            |
| 15,0           | 77,0          | 31,4          | 13,0           | 4,37          | 0,593             | 6                   | 31,0           | 0,12            | 0,016               | 33,8            |
| 16,0           | 76,9          | 31,0          | 15,3           | 3,52          | 0,478             | 7                   | 37,8           | 0,03            | 0,004               | 36,4            |
| 17,0           | 77,0          | 30,8          | 17,3           | 2,99          | 0,406             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 18,0           | 77,0          | 30,2          | 19,5           | 2,19          | 0,297             | Retido              | 37,8           | 0,02            | 0,003               | 22,00           |
| 20,0           | 77,2          | 31,0          | 22,0           | 1,40          | 0,190             |                     |                |                 |                     |                 |
| 22,0           | 77,0          | 33,7          | 24,3           | 0,71          | 0,096             |                     |                |                 |                     |                 |
| 25,0           | 77,2          | 43,3          | 28,3           | 0,38          | 0,051             |                     |                |                 |                     |                 |
| 26,3           | 77,0          | 53,9          | 30,0           | 0,29          | 0,040             |                     |                |                 |                     |                 |
| 27,5           | 77,1          |               | 34,8           | 0,14          | 0,020             |                     |                |                 |                     |                 |
| 29,0           | 77,9          | 66,7          | 37,0           | 0,04          | 0,006             |                     |                |                 |                     |                 |
| 31,0           | 77,3          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 34,8           | 77,0          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.18 - Resultados do experimento nº 18

Condições experimentais:  $m = 1,13 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,19 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 129 - 136 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0101 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,56 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | X<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|-------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,0            | 77,4          |               | 0,0            | 7,49        | 1,00              | 1                   | 19,0           | 2,76            | 0,368               | 2,91            |
| 3,3            | 76,7          | 30,6          | 2,8            | 6,35        | 0,847             | 2                   | 22,0           | 1,84            | 0,245               | 11,91           |
| 4,3            | 76,7          | 30,6          | 4,8            | 6,04        | 0,806             | 3                   | 25,5           | 0,89            | 0,119               | 28,34           |
| 5,5            | 76,8          | 30,6          | 7,0            | 5,59        | 0,746             | 4                   | 29,0           | 0,28            | 0,037               | 36,54           |
| 8,0            | 77,2          | 30,5          | 10,0           | 4,94        | 0,659             | 5                   | 37,5           | 0,04            | 0,006               | 41,89           |
| 10,0           | 77,5          | 30,5          | 13,5           | 3,82        | 0,510             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 12,3           | 77,2          | 30,4          | 18,5           | 2,68        | 0,358             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 13,5           |               | 30,6          | 21,0           | 2,17        | 0,289             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 16,5           | 77,2          | 30,6          | 24,5           | 1,16        | 0,155             | Retido              | 37,5           | 0,03            | 0,004               | 30,59           |
| 17,4           | 77,0          | 30,5          | 27,5           | 0,36        | 0,048             |                     |                |                 |                     |                 |
| 19,3           | 77,2          | 30,7          | 31,0           | 0,14        | 0,019             |                     |                |                 |                     |                 |
| 24,8           | 77,4          | 37,1          | 35,3           | 0,15        | 0,020             |                     |                |                 |                     |                 |
| 26,0           | 76,8          | 44,5          | 37,5           | 0,14        | 0,018             |                     |                |                 |                     |                 |
| 27,5           | 77,0          |               |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 28,2           |               | 57,3          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 29,3           | 76,9          | 67,2          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 30,0           | 77,5          | 65,0          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 32,0           | 77,0          | 67,3          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 33,8           | 76,9          | 68,9          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 36,4           | 77,1          | 70,4          |                |             |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.19 - Resultados do experimento n° 19

Condições experimentais:  $m = 1,09 \text{ kg/min}$   
 $G = 1,15 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 96 - 103 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0107 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,98 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,8            | 77,7          |               | 0,0            | 5,04          | 1,00              | 1                   | 10,0           | 3,86            | 0,766               | 0,80            |
| 4,5            | 76,7          | 29,7          | 2,5            | 4,25          | 0,844             | 2                   | 14,0           | 2,79            | 0,553               | 3,66            |
| 7,2            | 77,6          | 29,7          | 5,5            | 3,86          | 0,766             | 3                   | 15,5           | 2,09            | 0,415               | 9,30            |
| 9,0            | 76,8          | 29,7          | 8,5            | 3,41          | 0,676             | 4                   | 20,0           | 1,33            | 0,265               | 21,01           |
| 11,0           | 77,1          | 29,7          | 12,0           | 2,87          | 0,569             | 5                   | 24,0           | 0,60            | 0,118               | 30,78           |
| 12,0           | 77,1          | 29,8          | 17,5           | 1,94          | 0,385             | 6                   | 37,0           | 0,11            | 0,022               | 42,66           |
| 14,0           | 77,1          | 29,8          | 22,8           | 0,60          | 0,118             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 15,3           | 77,0          | 29,8          | 25,3           | 0,36          | 0,071             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 16,5           | 77,2          | 30,0          | 35,0           | 0,03          | 0,006             | Retido              | 37,0           | 0,03            | 0,007               | 63,75           |
| 18,5           | 77,1          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 20,5           | 77,2          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 22,7           | 77,0          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 24,3           | 76,9          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 26,3           | 77,0          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 27,4           | 77,0          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 30,0           | 77,1          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 31,3           | 76,7          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 32,8           | 77,2          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 36,0           | 77,0          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.20 - Resultados do experimento nº 20

Condições experimentais:  $m = 2,02 \text{ kg/min}$   
 $G = 2,12 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 40 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0111 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 700,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,85 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,0            | 77,1          | 31,1          | 0,0            | 7,20          | 1,00              | 1                   | 6,5            | 5,05            | 0,701               | 15,66           |
| 5,5            | 77,3          | 31,1          | 2,5            | 6,43          | 0,894             | 2                   | 8,5            | 3,36            | 0,467               | 29,08           |
| 7,5            | 77,0          | 32,2          | 4,0            | 5,67          | 0,788             | 3                   | 11,0           | 1,30            | 0,181               | 56,18           |
| 9,0            | 76,8          |               | 5,5            | 4,55          | 0,633             | 4                   | 13,5           | 0,43            | 0,059               | 64,38           |
| 10,3           | 77,0          | 55,2          | 7,5            | 3,64          | 0,506             | 5                   |                |                 |                     |                 |
| 11,5           |               | 60,8          | 9,5            | 1,89          | 0,263             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 14,0           |               | 64,2          | 11,5           | 0,94          | 0,130             | 7                   |                |                 |                     |                 |
|                |               |               | 13,5           | 0,60          | 0,084             | 8                   |                |                 |                     |                 |
|                |               |               |                |               |                   | Retido              | 13,5           | 0,60            | 0,084               | 9,50            |

Tabela 4.21 - Resultados do experimento nº 21

Condições experimentais:  $m = 0,845 \text{ kg/min}$

$G = 0,890 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$

$N = 39 - 48 \text{ rpm}$

$Y_o = 0,00645 \text{ kg vapor/kg ar seco}$

$M_o = 700,00 \text{ g}$

$\bar{d}_p = 0,63 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 3,5            | 77,6          |               | 0,0            | 6,90          | 1,00              | 1                   | 28,8           | 2,03            | 0,294               | 4,49            |
| 4,5            | 76,9          | 28,7          | 4,0            | 6,29          | 0,911             | 2                   | 30,0           | 1,50            | 0,218               | 8,29            |
| 7,8            | 77,4          | 28,9          | 6,3            | 6,02          | 0,873             | 3                   | 32,5           | 1,04            | 0,173               | 17,55           |
| 8,0            | 77,6          | 29,0          | 10,8           | 5,11          | 0,740             | 4                   | 34,8           | 0,50            | 0,072               | 25,30           |
| 10,7           | 76,7          | 28,9          | 13,5           | 4,79          | 0,694             | 5                   | 38,3           | 0,41            | 0,059               | 30,66           |
| 13,5           | 77,2          | 28,8          | 17,5           | 3,65          | 0,530             | 6                   | 41,5           | 0,17            | 0,025               | 33,00           |
| 16,5           | 77,1          | 28,6          | 19,0           | 3,57          | 0,518             | 7                   | 49,5           | 0,06            | 0,008               | 35,36           |
| 19,0           | 77,0          | 28,8          | 21,0           | 3,17          | 0,460             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 20,0           | 77,1          | 28,6          | 25,0           | 2,42          | 0,351             | Retido              | 49,5           | 0,03            | 0,005               | 32,68           |
| 25,5           | 77,1          | 28,5          | 28,0           | 2,01          | 0,291             |                     |                |                 |                     |                 |
| 27,0           | 77,1          | 28,7          | 31,0           | 1,13          | 0,163             |                     |                |                 |                     |                 |
| 28,5           | 77,5          | 28,8          | 33,8           | 0,47          | 0,068             |                     |                |                 |                     |                 |
| 30,0           | 77,0          | 28,7          | 37,5           | 0,08          | 0,012             |                     |                |                 |                     |                 |
| 30,5           | 76,7          |               | 40,0           | 0,06          | 0,009             |                     |                |                 |                     |                 |
| 31,0           | 77,0          | 30,0          | 45,0           | 0,05          | 0,007             |                     |                |                 |                     |                 |
| 32,5           | 77,5          | 32,5          | 49,0           | 0,04          | 0,006             |                     |                |                 |                     |                 |
| 33,8           | 77,2          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 35,3           | 77,0          | 43,5          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 36,0           | 76,8          | 52,9          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 37,8           | 77,5          | 60,6          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 40,0           | 77,0          | 65,8          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 41,0           | 77,0          | 66,7          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 44,5           | 76,9          | 68,9          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 46,0           | 77,2          | 69,1          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 47,8           | 77,2          |               |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 48,3           |               | 69,6          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.22 - Resultados do experimento nº 22

Condições experimentais:  $m = 0,686$  kg/min  
 $G = 0,722$  kg/min  
 $N = 40$  rpm  
 $Y_o = 0,0166$  kg vapor/kg ar seco  
 $M_o = 300,00$  g  
 $\bar{d}_p = 0,50$  mm

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 1,0            | 51,3          | 28,9          | 0,0            | 2,48          | 1,00              | 1                   | 9,0            | 1,57            | 0,633               | 2,01            |
| 2,0            | 52,9          |               | 2,0            | 2,21          | 0,889             | 2                   | 15,0           | 1,33            | 0,535               | 7,87            |
| 3,0            | 54,3          | 28,8          | 4,0            | 2,17          | 0,873             | 3                   | 19,0           | 0,96            | 0,385               | 13,70           |
| 4,8            | 55,1          | 28,9          | 6,0            | 2,00          | 0,805             | 4                   | 22,0           | 0,71            | 0,285               | 25,12           |
| 6,0            | 54,6          | 28,9          | 8,0            | 1,94          | 0,780             | 5                   | 25,0           | 0,42            | 0,169               | 34,07           |
| 8,0            | 54,7          | 28,9          | 10,0           | 1,68          | 0,676             | 6                   | 30,0           | 0,10            | 0,039               | 40,52           |
| 10,0           | 54,7          | 28,9          | 11,5           | 1,57          | 0,632             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 11,8           | 54,7          |               | 13,0           | 1,42          | 0,574             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 12,0           | 54,8          | 28,9          | 14,5           | 1,28          | 0,516             | Retido              | 30,0           | 0,06            | 0,023               | 32,31           |
| 13,3           | 54,8          |               | 16,5           | 1,12          | 0,451             |                     |                |                 |                     |                 |
| 14,8           | 54,7          | 29,1          | 18,0           | 1,00          | 0,401             |                     |                |                 |                     |                 |
| 15,8           | 54,8          | 29,2          | 20,5           | 0,71          | 0,288             |                     |                |                 |                     |                 |
| 16,0           | 54,8          | 29,4          | 23,5           | 0,30          | 0,120             |                     |                |                 |                     |                 |
| 18,8           | 54,8          | 29,5          | 24,5           | 0,18          | 0,073             |                     |                |                 |                     |                 |
| 20,5           | 54,8          | 29,7          | 26,3           | 0,10          | 0,042             |                     |                |                 |                     |                 |
| 21,0           |               | 29,9          | 27,5           | 0,10          | 0,039             |                     |                |                 |                     |                 |
| 22,3           | 54,7          | 30,2          | 30,0           | 0,09          | 0,036             |                     |                |                 |                     |                 |
| 23,2           | 54,8          | 30,6          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 23,8           | 54,9          | 31,5          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 25,8           | 54,7          | 37,7          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 27,5           | 54,8          | 42,9          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |
| 29,0           | 54,7          | 45,4          |                |               |                   |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.23 - Resultados do experimento nº 23.

Condições experimentais:  $m = 0,699 \text{ kg/min}$

$$G = 0,736 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$N = 40 \text{ rpm}$$

$$Y_0 = 0,0128 \text{ kg vapor/kg ar seco}$$

$$M_0 = 300,00 \text{ g}$$

$$\bar{d}_p = 0,50 \text{ mm}$$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | X<br>(b.s.) | $X/X_0$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_0$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|-------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 2,0            | 78,1          |               | 0,0            | 2,48        | 1,00              | 1                   | 8,00           | 1,29            | 0,520               | 5,76            |
| 3,0            | 76,9          | 31,4          | 1,5            | 2,14        | 0,862             | 2                   | 12,8           | 0,63            | 0,254               | 28,57           |
| 5,0            | 77,5          |               | 3,5            | 1,98        | 0,798             | 3                   | 20,0           | 0,14            | 0,056               | 40,81           |
| 7,0            | 77,6          | 31,4          | 5,0            | 1,77        | 0,713             | 4                   |                |                 |                     |                 |
| 8,1            | 77,5          |               | 7,0            | 1,42        | 0,574             | 5                   |                |                 |                     |                 |
| 10,0           | 77,0          | 32,5          | 9,0            | 1,14        | 0,459             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 11,1           | 77,0          |               | 10,0           | 0,96        | 0,387             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 13,8           |               | 39,9          | 11,5           | 0,68        | 0,274             | 8                   |                |                 |                     |                 |
| 15,3           | 77,0          | 51,6          | 13,3           | 0,28        | 0,112             | Retido              | 20,0           | 0,03            | 0,013               | 29,03           |
|                |               |               | 14,3           | 0,16        | 0,064             |                     |                |                 |                     |                 |
|                |               |               | 15,3           | 0,06        | 0,023             |                     |                |                 |                     |                 |
|                |               |               | 16,5           | 0,02        | 0,007             |                     |                |                 |                     |                 |
|                |               |               | 18,3           | 0,03        | 0,011             |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.24 - Resultados do experimento nº 24.

Condições experimentais:  $m = 0,691 \text{ kg/min}$   
 $G = 0,728 \text{ kg/m}^2\text{s}$   
 $N = 40 \text{ rpm}$   
 $Y_o = 0,0128 \text{ kg vapor/kg ar seco}$   
 $M_o = 300,00 \text{ g}$   
 $\bar{d}_p = 0,50 \text{ mm}$

| $t_1$<br>(min) | $T_0$<br>(°C) | $T_2$<br>(°C) | $t_2$<br>(min) | $X$<br>(b.s.) | $X/X_o$<br>(b.s.) | Elutriado<br>número | $t_3$<br>(min) | $X_e$<br>(b.s.) | $X_e/X_o$<br>(b.s.) | $M_{se}$<br>(g) |
|----------------|---------------|---------------|----------------|---------------|-------------------|---------------------|----------------|-----------------|---------------------|-----------------|
| 1,6            | 99,0          |               | 0,0            | 2,48          | 1,00              | 1                   | 6,00           | 1,11            | 0,446               | 6,90            |
| 2,0            | 98,4          | 36,3          | 1,0            | 2,23          | 0,898             | 2                   | 8,00           | 0,56            | 0,225               | 19,57           |
| 4,0            | 99,1          |               | 2,5            | 1,85          | 0,744             | 3                   | 10,50          | 0,33            | 0,135               | 33,59           |
| 5,0            | 99,6          |               | 4,0            | 1,61          | 0,648             | 4                   | 14,00          | 0,08            | 0,031               | 39,76           |
| 7,0            | 98,0          | 36,7          | 5,5            | 1,26          | 0,509             | 5                   |                |                 |                     |                 |
| 8,5            | 98,8          |               | 6,5            | 1,08          | 0,437             | 6                   |                |                 |                     |                 |
| 9,0            | 98,6          | 38,9          | 7,5            | 0,96          | 0,385             | 7                   |                |                 |                     |                 |
| 12,5           | 98,8          | 75,1          | 9,0            | 0,36          | 0,144             | 8                   |                |                 |                     |                 |
|                |               |               | 10,0           | 0,12          | 0,049             | Retido              | 14,00          | 0,03            | 0,013               | 30,70           |
|                |               |               | 11,0           | 0,03          | 0,012             |                     |                |                 |                     |                 |
|                |               |               | 13,0           | 0,01          | 0,002             |                     |                |                 |                     |                 |

Tabela 4.25 - Resultados do experimento nº 25.

| Elutriado número | Faixa de diâmetro (mm) | dp (mm) | = 1             | = 2             | = 3             | = 4             | = 5             | = 6             |
|------------------|------------------------|---------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
|                  |                        |         | dp=0,47mm       | dp=0,43mm       | dp=0,39mm       | dp=0,44mm       | dp=0,51mm       | dp=0,50mm       |
|                  |                        |         | Fração de Massa |
| 5,66*            | 1,40                   | 3,53    | 0,0071          | 0,0025          | 0,0060          | 0,0263          | 0,0605          | 0,0770          |
| 1,40             | 1,00                   | 1,20    | 0,0105          | 0,0121          | 0,0243          | 0,0783          | 0,1115          | 0,1018          |
| 1,00             | 0,63                   | 0,82    | 0,1666          | 0,2066          | 0,2748          | 0,2670          | 0,3004          | 0,2885          |
| 0,63             | 0,32                   | 0,48    | 0,7124          | 0,5852          | 0,4364          | 0,4542          | 0,4163          | 0,4047          |
| 0,32             | 0,20                   | 0,26    | 0,0938          | 0,1622          | 0,1703          | 0,1063          | 0,0646          | 0,0796          |
| 0,20             | 0,10                   | 0,15    | 0,0076          | 0,0304          | 0,0808          | 0,0564          | 0,0377          | 0,0389          |
| 0,10             | 0,06                   | 0,08    | 0,0021          | 0,0010          | 0,0075          | 0,0117          | 0,0090          | 0,0096          |

Tabela 4.26 - Distribuição de tamanho para os elutriados do experimento nº 1

\* Maior valor de abertura de peneira empregada na análise da matéria-prima

| Elutriado número | Faixa de diâmetro (mm) | dp (mm) | = 1             | = 2             | = 3             |
|------------------|------------------------|---------|-----------------|-----------------|-----------------|
|                  |                        |         | dp=0,46mm       | dp=0,43mm       | dp=0,57mm       |
|                  |                        |         | Fração de Massa | Fração de Massa | Fração de Massa |
| 5,66             | 1,40                   | 3,53    | 0,0057          | 0,0146          | 0,0635          |
| 1,40             | 1,00                   | 1,20    | 0,0285          | 0,0351          | 0,1829          |
| 1,00             | 0,63                   | 0,82    | 0,2326          | 0,3106          | 0,3494          |
| 0,63             | 0,32                   | 0,48    | 0,5984          | 0,4408          | 0,3149          |
| 0,32             | 0,20                   | 0,26    | 0,1103          | 0,1343          | 0,0486          |
| 0,20             | 0,10                   | 0,15    | 0,0227          | 0,0574          | 0,0323          |
| 0,10             | 0,06                   | 0,08    | 0,0018          | 0,0072          | 0,0085          |

Tabela 4.27 - Distribuição de tamanho para os elutriados do experimento nº 7

| Elutriado número       |            | $\bar{d}_p=0,43\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,42\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,41\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,43\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,54\text{mm}$ |
|------------------------|------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Faixa de diâmetro (mm) | $d_p$ (mm) | Fração de Massa           |
| 5,66-1,40              | 3,53       | 0,0003                    | 0,0011                    | 0,0019                    | 0,0065                    | 0,0622                    |
| 1,40-1,00              | 1,20       | 0,0112                    | 0,0131                    | 0,0093                    | 0,0137                    | 0,1323                    |
| 1,00-0,63              | 0,82       | 0,1280                    | 0,0811                    | 0,2117                    | 0,2735                    | 0,3710                    |
| 0,63-0,32              | 0,48       | 0,6906                    | 0,7227                    | 0,5559                    | 0,4772                    | 0,3413                    |
| 0,32-0,20              | 0,26       | 0,1504                    | 0,1505                    | 0,1620                    | 0,2169                    | 0,0475                    |
| 0,20-0,10              | 0,15       | 0,0179                    | 0,0314                    | 0,0552                    | 0,0000                    | 0,0344                    |
| 0,10-0,06              | 0,08       | 0,0017                    | 0,0000                    | 0,0041                    | 0,0124                    | 0,0113                    |

Tabela 4.28 - Distribuição de tamanho para os elutriados do experimento nº 11

| Elutriado número       |            | $\bar{d}_p=0,52\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,53\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,59\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,79\text{mm}$ |
|------------------------|------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Faixa de diâmetro (mm) | $d_p$ (mm) | Fração de Massa           | Fração de Massa           | Fração de Massa           | Fração de Massa           |
| 5,66-1,40              | 3,53       | 0,0094                    | 0,0231                    | 0,0282                    | 0,2410                    |
| 1,40-1,00              | 1,20       | 0,0645                    | 0,0705                    | 0,1266                    | 0,1935                    |
| 1,00-0,63              | 0,82       | 0,3042                    | 0,3553                    | 0,4669                    | 0,3129                    |
| 0,63-0,32              | 0,48       | 0,5330                    | 0,4460                    | 0,3092                    | 0,2108                    |
| 0,32-0,20              | 0,26       | 0,0795                    | 0,0891                    | 0,0414                    | 0,0264                    |
| 0,20-0,10              | 0,15       | 0,0095                    | 0,0186                    | 0,0251                    | 0,0126                    |
| 0,10-0,06              | 0,08       | 0,0000                    | 0,0004                    | 0,0025                    | 0,0029                    |

Tabela 4.29 - Distribuição de tamanho para os elutriados do experimento nº 13

| Elutriado<br>número          | 1                         |                           | 2                         |                           | 3                         |                           | 4                         |                           | 5                         |                           |
|------------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|
|                              | $\bar{d}_p=0,54\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,51\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,54\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,54\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,68\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,68\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,96\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,96\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,96\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,96\text{mm}$ |
| Faixa de<br>diâmetro<br>(mm) | $d_p$<br>(mm)             | Fração<br>de<br>Massa     |
| 5,66-1,40                    | 3,53                      | 0,0344                    | 0,0328                    | 0,0310                    | 0,1017                    | 0,1017                    | 0,4165                    | 0,4165                    | 0,4165                    | 0,4165                    |
| 1,40-1,00                    | 1,20                      | 0,0435                    | 0,0572                    | 0,0749                    | 0,2154                    | 0,2154                    | 0,1793                    | 0,1793                    | 0,1793                    | 0,1793                    |
| 1,00-0,63                    | 0,82                      | 0,3008                    | 0,3065                    | 0,3589                    | 0,4119                    | 0,4119                    | 0,2202                    | 0,2202                    | 0,2202                    | 0,2202                    |
| 0,63-0,32                    | 0,48                      | 0,5548                    | 0,4817                    | 0,4453                    | 0,2158                    | 0,2158                    | 0,1447                    | 0,1447                    | 0,1447                    | 0,1447                    |
| 0,32-0,20                    | 0,26                      | 0,0599                    | 0,1012                    | 0,0620                    | 0,0300                    | 0,0300                    | 0,0198                    | 0,0198                    | 0,0198                    | 0,0198                    |
| 0,20-0,10                    | 0,15                      | 0,0052                    | 0,0183                    | 0,0280                    | 0,0216                    | 0,0216                    | 0,0196                    | 0,0196                    | 0,0196                    | 0,0196                    |
| 0,10-0,06                    | 0,08                      | 0,0013                    | 0,0022                    | 0,0000                    | 0,0036                    | 0,0036                    | 0,0000                    | 0,0000                    | 0,0000                    | 0,0000                    |

Tabela 4.30 - Distribuição de tamanho para os elutriados do experimento nº 15

| Elutriado<br>número          | 1                         |                           | 2                         |                           | 3                         |                           | 4                         |                           | 5                         |                           |
|------------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|
|                              | $\bar{d}_p=0,60\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,56\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,62\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,62\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,68\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,68\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,92\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,92\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,92\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,92\text{mm}$ |
| Faixa de<br>diâmetro<br>(mm) | $d_p$<br>(mm)             | Fração<br>de<br>Massa     |
| 5,66-1,40                    | 3,53                      | 0,0430                    | 0,0513                    | 0,0693                    | 0,1471                    | 0,1471                    | 0,4187                    | 0,4187                    | 0,4187                    | 0,4187                    |
| 1,40-1,00                    | 1,20                      | 0,0800                    | 0,1143                    | 0,1141                    | 0,2298                    | 0,2298                    | 0,1841                    | 0,1841                    | 0,1841                    | 0,1841                    |
| 1,00-0,63                    | 0,82                      | 0,3770                    | 0,3389                    | 0,3913                    | 0,3542                    | 0,3542                    | 0,2107                    | 0,2107                    | 0,2107                    | 0,2107                    |
| 0,63-0,32                    | 0,48                      | 0,4625                    | 0,4157                    | 0,3692                    | 0,1888                    | 0,1888                    | 0,1284                    | 0,1284                    | 0,1284                    | 0,1284                    |
| 0,32-0,20                    | 0,26                      | 0,0290                    | 0,0610                    | 0,0427                    | 0,0474                    | 0,0474                    | 0,0383                    | 0,0383                    | 0,0383                    | 0,0383                    |
| 0,20-0,10                    | 0,15                      | 0,0078                    | 0,0150                    | 0,0131                    | 0,0297                    | 0,0297                    | 0,0171                    | 0,0171                    | 0,0171                    | 0,0171                    |
| 0,10-0,06                    | 0,08                      | 0,0007                    | 0,0039                    | 0,0003                    | 0,0031                    | 0,0031                    | 0,0027                    | 0,0027                    | 0,0027                    | 0,0027                    |

Tabela 4.31 - Distribuição de tamanho para os elutriados do experimento nº 17

| Elutriado número       | 1                         |                           | 2                         |                           | 3                         |                 | 4               |                 | 5               |                 |
|------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
|                        | $\bar{d}_p=0,43\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,41\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,43\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,32\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,40\text{mm}$ |                 |                 |                 |                 |                 |
| Faixa de diâmetro (mm) | dp (mm)                   | Fração de Massa           | Fração de Massa           | Fração de Massa           | Fração de Massa           | Fração de Massa | Fração de Massa | Fração de Massa | Fração de Massa | Fração de Massa |
| 5,66-1,40              | 3,53                      | 0,0052                    | 0,0030                    | 0,0257                    | 0,0087                    | 0,0256          |                 |                 |                 |                 |
| 1,40-1,00              | 1,20                      | 0,0100                    | 0,0152                    | 0,0334                    | 0,0373                    | 0,0622          |                 |                 |                 |                 |
| 1,00-0,63              | 0,82                      | 0,1090                    | 0,1849                    | 0,2852                    | 0,1713                    | 0,1744          |                 |                 |                 |                 |
| 0,63-0,32              | 0,48                      | 0,7440                    | 0,5768                    | 0,4799                    | 0,4556                    | 0,4975          |                 |                 |                 |                 |
| 0,32-0,20              | 0,26                      | 0,1023                    | 0,1636                    | 0,1039                    | 0,1806                    | 0,1713          |                 |                 |                 |                 |
| 0,20-0,10              | 0,15                      | 0,0244                    | 0,0544                    | 0,0618                    | 0,1075                    | 0,0611          |                 |                 |                 |                 |
| 0,10-0,06              | 0,08                      | 0,0051                    | 0,0021                    | 0,0101                    | 0,0391                    | 0,0080          |                 |                 |                 |                 |

Tabela 4.32 - Distribuição de tamanho para os elutriados do experimento nº 19

| Elutriado número       | 1                         |                           | 2                         |                           | 3               |                 | 4               |                 |
|------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
|                        | $\bar{d}_p=0,67\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,59\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,70\text{mm}$ | $\bar{d}_p=0,95\text{mm}$ |                 |                 |                 |                 |
| Faixa de diâmetro (mm) | dp (mm)                   | Fração de Massa           | Fração de Massa           | Fração de Massa           | Fração de Massa | Fração de Massa | Fração de Massa | Fração de Massa |
| 5,66-1,40              | 3,53                      | 0,0687                    | 0,0729                    | 0,1343                    | 0,4864          |                 |                 |                 |
| 1,40-1,00              | 1,20                      | 0,1490                    | 0,1163                    | 0,2383                    | 0,2037          |                 |                 |                 |
| 1,00-0,63              | 0,82                      | 0,4048                    | 0,3482                    | 0,3784                    | 0,1646          |                 |                 |                 |
| 0,63-0,32              | 0,48                      | 0,3501                    | 0,3855                    | 0,1813                    | 0,0668          |                 |                 |                 |
| 0,32-0,20              | 0,26                      | 0,0235                    | 0,0627                    | 0,0441                    | 0,0522          |                 |                 |                 |
| 0,20-0,10              | 0,15                      | 0,0035                    | 0,0137                    | 0,0203                    | 0,0221          |                 |                 |                 |
| 0,10-0,06              | 0,08                      | 0,0004                    | 0,0008                    | 0,0033                    | 0,0042          |                 |                 |                 |

Tabela 4.33 - Distribuição de tamanho para os elutriados do experimento nº 21

| Cilindro nº 1 |                      | Cilindro nº 2 |                      | Cilindro nº 3 |                      |
|---------------|----------------------|---------------|----------------------|---------------|----------------------|
| X             | d                    | X             | d                    | X             | d                    |
| (b.s.)        | (g/cm <sup>3</sup> ) | (b.s.)        | (g/cm <sup>3</sup> ) | (b.s.)        | (g/cm <sup>3</sup> ) |
| 6,66          | 1,09                 | 6,66          | 1,09                 | 6,66          | 1,09                 |
| 6,01          | 1,00                 | 6,08          | 1,01                 | 6,05          | 0,98                 |
| 5,49          | 0,94                 | 5,62          | 0,94                 | 5,59          | 0,92                 |
| 5,02          | 0,87                 | 5,19          | 0,88                 | 5,18          | 0,86                 |
| 4,34          | 0,76                 | 4,57          | 0,82                 | 4,56          | 0,79                 |
| 3,78          | 0,68                 | 4,07          | 0,74                 | 4,06          | 0,74                 |
| 3,31          | 0,62                 | 3,63          | 0,67                 | 3,63          | 0,67                 |
| 2,70          | 0,53                 | 3,08          | 0,62                 | 3,09          | 0,59                 |
| 1,81          | 0,41                 | 2,25          | 0,50                 | 2,30          | 0,50                 |
| 1,02          | 0,31                 | 1,49          | 0,39                 | 1,55          | 0,39                 |
| 0,24          | 0,19                 | 0,66          | 0,27                 | 0,72          | 0,28                 |
| 0,09          | 0,17                 | 0,15          | 0,18                 | 0,22          | 0,19                 |
| 0,04          | 0,17                 | 0,02          | 0,16                 | 0,05          | 0,17                 |
|               |                      |               |                      | 0,00          | 0,16                 |
| Cilindro nº 4 |                      | Cilindro nº 5 |                      | Cilindro nº 6 |                      |
| X             | d                    | X             | d                    | X             | d                    |
| (b.s.)        | (g/cm <sup>3</sup> ) | (b.s.)        | (g/cm <sup>3</sup> ) | (b.s.)        | (g/cm <sup>3</sup> ) |
| 6,66          | 1,11                 | 6,66          | 1,07                 | 6,66          | 1,06                 |
| 6,06          | 1,01                 | 6,09          | 1,01                 | 6,08          | 0,98                 |
| 5,57          | 0,96                 | 5,63          | 0,95                 | 5,64          | 0,94                 |
| 5,13          | 0,89                 | 5,22          | 0,89                 | 5,25          | 0,89                 |
| 4,49          | 0,80                 | 4,61          | 0,80                 | 4,66          | 0,82                 |
| 3,98          | 0,74                 | 4,13          | 0,77                 | 4,21          | 0,75                 |
| 3,53          | 0,67                 | 3,71          | 0,69                 | 3,80          | 0,70                 |
| 2,98          | 0,59                 | 3,17          | 0,62                 | 3,30          | 0,62                 |
| 2,22          | 0,55                 | 2,42          | 0,54                 | 2,59          | 0,54                 |
| 1,47          | 0,40                 | 1,69          | 0,44                 | 1,89          | 0,44                 |
| 0,69          | 0,29                 | 0,90          | 0,31                 | 1,15          | 0,34                 |
| 0,21          | 0,21                 | 0,40          | 0,23                 | 0,67          | 0,27                 |
|               |                      | 0,05          | 0,17                 | 0,17          | 0,19                 |
|               |                      | 0,00          | 0,16                 | 0,11          | 0,18                 |

Tabela 4.34 - Densidade em função da umidade para os cilindros de cana. Estimativa de relação densidade - umidade para o bagaço.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. BRASIL. Ministério da Indústria e Comércio. Conselho de Desenvolvimento Industrial. Utilização racional do bagaço de cana. Brasília, 1981. 127 p.
2. CORONADO, J. Bagaço aquece a indústria. Química e Derivados. 16(190): 44-56, 1982.
3. CAMPOS Fº, M.M. & ISOLDI, V. Análise global da situação atual e perspectivas do bagaço de cana de açúcar. Campinas, Companhia Paulista de Força e Luz, 1983. 32 p.
4. MACEDO, I.C. Economia de energia em usinas de açúcar e álcool; Anais do CONGRESSO BRASILEIRO DE ENERGIA, 2.; Rio de Janeiro, abr. 1981. Rio de Janeiro, Clube de Engenharia, 1981. p. 573-586.
5. PATURAU, J.M. Characteristics of bagasse. In: \_\_\_\_\_. By-products of the cane sugar industry. Amsterdam, Elsevier, 1969. cap. 3. p. 25-41.
6. HUGOT, E. Produção de vapor. In: \_\_\_\_\_. Manual de Engenharia açucareira. São Paulo, Mestre Jou, 1977. vol. 2. cap. 42. p. 935-1050.
7. BRASIL. Ministério da Indústria e Comércio. Secretaria de Tecnologia Industrial. Conservação de energia em destilarias e usinas de açúcar e utilização do bagaço. Brasília, 1982. 27 p.
8. GOSH, S.K. Bagasse drying - a comparison with others methods of waste heat utilization; Proceedings of the CONGRESS of INTERNATIONAL SOCIETY of SUGAR CANE TECHNOLOGISTS, 16.; São Paulo, 9-20/07/1977. São Paulo, ISSCT, 1978. p. 2363-2373.

9. BAILLIET, J.V. Bagasse drying versus air preheating. Sugar Journal. 38(10): 52-53, 1976.
10. MARANHÃO, L.E.C. Secagem de bagaço; SEMINÁRIO SOBRE RACIONALIZAÇÃO DA PRODUÇÃO E CONSUMO DE ENERGIA NA AGROINDÚSTRIA CANAVIEIRA NO NORDESTE, 1.; Maceió, jun. 1979. 24 p.
11. \_\_\_\_\_. Secador individual para bagaço. CONGRESS of INTERNATIONAL SOCIETY of SUGAR CANE TECHNOLOGISTS, 17.; Filipinas, fev. 1980. 17 p.
12. MASSARANI, G. & VALENÇA, G. Secagem de bagaço de cana; Anais do ENCONTRO NACIONAL de SECAGEM, 3.; Viçosa, jul. 1981. Viçosa, Centreinar, 1982. p. 355.
13. \_\_\_\_\_ & \_\_\_\_\_. Secagem de bagaço de cana II; CONGRESO LATINO-AMERICANO de TRANSFERÊNCIA de CALOR e MASSA, 1.; La Plata, nov. 1982. 14 p.
14. \_\_\_\_\_ & MEDEIROS, J.L. Secagem de bagaço III; Anais do ENCONTRO sobre ESCOAMENTO em MEIOS POROSOS, 10.; São Carlos, out. 1982. São Carlos, Universidade Federal, 1982. p. 222-241.
15. TREYBAL, R.E. Mass Transfer Operations. 3. ed. New York, Mc Graw-Hill, 1980. cap. 7, p. 220-274, cap. 12, p. 655-716.
16. TSAO, G.T. & WHEELOCK, T.D. Drying theory and calculations. Chemical Engineering. 19(6): 201-214, 1967.
17. YAMADA, T. & KIYAMA, K. On the studies of operations for drying, roasting and salt-coating of sesame seeds in the fluidized bed. Journal of the Agricultural Chemical Society of Japan. 51(5): 327-329, 1977.
18. BRUNELLO, G. & do NASCIMENTO, C.A.O. Secagem de sorgo em leito fluidizado. Estudo das trocas térmicas. Revista Latinoamericana de Transferência de Calor e Matéria. 3: 27-38, 1979.

19. KUNII, D. & LEVENSPIEL, O. Fluidization Engineering. 2. ed. New York, Robert E. Krieger Publishing Co, 1977. 534 p.
20. FARKAS, D.F.; ROBERT, R.L. & CARLSON, R.A. Application of a continuous centrifugal fluidized bed dryer to the preparation of quick-cooking rice products. Journal Food Science. 44(1): 248-250, 1979.
21. \_\_\_\_\_; \_\_\_\_\_ & \_\_\_\_\_. Preparation of quick-cooking brown rice product using a centrifugal fluidized bed dryer. Journal Food Science. 45(4): 1080-1081, 1980.
22. \_\_\_\_\_; HANNI, P.F. & BROWN, G.E. Design and Operating parameters for a continuous centrifugal fluidized bed dryer. Journal Food Science. 41(5): 1172-1176, 1976.
23. CANNON, M.W. Nuovo essiccatoio a letto fluido per ortaggi. Industrie Alimentari. 17(6): 522-524, 1978.
24. HEYWOOD, B. Continuous vibratory fluid bed drying. Food Processing Industry. 47(557): 21-25, 1978.
25. FINZER, J.R. Secagem de fatias de cebola em leito vibro-fluidizado. Campinas, Faculdade de Engenharia de Alimentos e Agrícola, 1984. 134 p. Tese (Mestrado) - Universidade Estadual de Campinas.
26. SANZ, F.J.; FITO, P. & FLORS, A. Secado de salvado de arroz em lecho vibro-fluidizado. I. Estudio de la fluidización. Revista de Agroquímica y Tecnología de Alimentos. 15(2): 220-226, 1975.
27. \_\_\_\_\_. Secado de salvado de arroz em lecho vibro-fluidizado. II. Estudio de la cinética del secado en el período de velocidad de secado constante. Revista de Agroquímica y Tecnología de Alimentos. 17(1): 131-139, 1977.

28. \_\_\_\_\_. Secado de salvado de arroz em lecho vibro-fluidizado. III. Período de velocidad decreciente. Revista de Agroquímica y Tecnología de Alimentos. 17(1): 140-148, 1977.
29. KITIC, D. & BREA, F.M. Influence of moisture on fluidising velocities in batch fluid bed drying. Transactions of the Institution of Chemical Engineers. 58: 208-210, 1980.
30. LAUL, M.S. & GIRADKAR, J.R. Fluidized bed drying of chillies. Drying 80: developments in drying. Hemisphere Publishing Co, New York, 1: 475-480, 1980.
31. ARAI, N.; HORI, I.; HASATANI, M. & SOGIYAMA, S. Drying of moist porous particles in a batch fluidized bed. Journal of Chemical Engineering of Japan. 13(2): 165-168, 1980.
32. BREKKEN, R.A.; LANCASTER, E.B. & WHEELLOCK, T.D. Fluidization of flour in a stirred aerated bed: part I. General Fluidization characteristics. Chemical Engineering Progress Symposium Series. 66(101): 81-90, 1970.
33. \_\_\_\_\_; \_\_\_\_\_ & \_\_\_\_\_. Fluidization of flour in a stirred aerated bed: part II. Solids mixing and circulation. Chemical Engineering Progress Symposium Series. 66(105): 277-284, 1970.
34. NIELSEN, R.H.; HARNBY, N. & WHEELLOCK, T.D. Mixing and circulation in fluidized beds of flour. Powder Technology. 32: 71-86, 1982.
35. NAZEMI, A.; LANCASTER, E.B. & WHEELLOCK, T.D. Heat Transfer in fluidized beds of flour and starch. American Institute of Chemical Engineers Symposium Series. 67(116):106-113, 1971.
36. OWER, E. & PANKHURST, R.C. The measurement of air flow. 5.ed. London, Pergamon Press, 1977.

37. DIN. Normas para medidores de vazão tipo orifício (Tradução Vieira, R.C.C.). USP-SC. 1965.
38. VANECEK, V.; MARKVART, M. & DRBOHLAR, R. Fluidized bed drying. London, Leonard Hill, 1966.
39. RODRIGUES, E.O.; CAVINATO, L.; BIONDI, P.R.; ALBERTINI, A.; RIBEIRO, A.P. & RIBEIRO, T.A.P. Testes de desempenho de um difusor de cana a escala de planta piloto; Anais do CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA, 6.; Campinas, 15-18/07/1984. Campinas, ABEQ, 1984. p. 365-386.
40. AOAC. Official Methods of Analysis of the Association of Official Analytical Chemists. 12. ed. Washington, 1975. p. 564.
41. JELINEK, Z.K. Mechanical methods. In: Particle size analysis. New York, Halsted Press, 1974. cap. 3. p. 58-63.
42. PERRY, R.H. & CHILTON, C.H. Chemical Engineers' Handbook. 5. ed. New York, Mc Graw-Hill, 1973. sec. 20, p. 78-87, sec. 21, p. 39-45.
43. CAMPOS, G. & MENEGALLI, F. Secagem de produtos alimentares em leito fluidizado. Campinas, Faculdade de Engenharia de Alimentos e Agrícola, 1983, 20 p. Relatório para a FAPESP. Universidade Estadual de Campinas.
44. GELPERIN, N.I. & EINSTEIN, V.G. Heat transfer in fluidized beds. In: DAVIDSON, J.F. & HARRISON, D. Fluidization. London, Academic Press, 1971. cap. 10. p. 471-540.
45. WEISS, A. Algorithms for the calculation of moist air properties on a hand calculator. Transactions of the American Society of Agricultural Engineers. 20(6): 1133-1136, 1977.
46. WILHELM, L.R. Numerical calculation of psychrometric properties in SI units. Transactions of the American Society of Agricultural Engineers. 19(2): 318-325, 1976.

47. ASHRAE. Psychrometrics. In: \_\_\_\_\_. ASHRAE Handbook and Product Directory 1977: Fundamentals. New York, 1977. cap. 5.
48. BRASIL. Ministério das Minas e Energia. Eletrobrás. Aproveitamento energético dos resíduos da agroindústria da cana-de-açúcar. Rio de Janeiro, Livros Técnicos e Científicos Editora, 1983. 340 p.