

122

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA DE CAMPINAS  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

SECAGEM PNEUMÁTICA  
DE BAGAÇO DE CANA

Autor : Silvia Azucena Nebra  
Mestre Eng. Mecânica  
Professor DEM/FEC-UNICAMP

098/85

Orientador: Isaias de Carvalho Macedo  
Dr. Eng. Mecânica  
Professor DEM/FEC-UNICAMP  
Chefe da Divisão Industrial Centro de Tecnologia Copersucar

*Este exemplar corresponde à  
redação final da tese defendida  
por Silvia Azucena Nebra e aprovada  
pela Comissão Julgadora em 22/11/85.  
Isaias de Carvalho Macedo*

OUTUBRO 1985  
UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL

Tese apresentada à Faculdade de  
Engenharia da Universidade Estadu  
dual de Campinas - UNICAMP como  
parte dos requisitos exigidos  
para obtenção do título de  
DOUTOR em Engenharia Mecânica.

## AGRADECIMENTOS

Ao meu orientador Dr. Isaias de Carvalho Macedo,

Aos Engenheiros e Técnicos da Divisão Industrial do Centro de Tecnologia Copersucar,

Aos Engenheiros e Técnicos do Laboratório de Metrologia do Centro de Tecnologia/UNICAMP,

Aos Engenheiros e Técnicos do Departamento de Tecnologia de Alimentos da Faculdade de Engenharia de Alimentos/UNICAMP,

Ao Centro de Tecnologia Copersucar,

Ao Centro de Tecnologia/UNICAMP,

Ao Departamento de Tecnologia de Alimentos FEA/UNICAMP,

Aos meus colegas do Departamento de Engenharia Mecânica/FEC/UNICAMP,

A minha família,

pelo valioso apoio

A Elza Cotegepe, Wilton Furquin e Roger Darros Barbosa pela datilografia, desenhos e correção da linguagem deste trabalho.

## SUMÁRIO

Foi desenvolvido um modelo teórico da secagem num secador pneumático constituído por um injetor, uma coluna principal e um ciclone, funcionando com mistura de tamanhos e formas de partículas. Foram avaliadas as perdas de carga e de calor no sistema.

Foi feito um estudo experimental de tamanhos e formas das partículas de bagaço assim como a determinação do coeficiente de arrasto em função do número de Reynolds da partícula.

Foi feita a simulação do funcionamento de um sistema específico para secagem de bagaço instalado na usina Barra Grande (Lençóis Paulista, S.P., Brasil) executado segundo projeto do Centro de Tecnologia Copersucar (Piracicaba, S.P., Brasil). Os resultados obtidos foram comparados com os dados disponíveis do Sistema Industrial. Verificou-se a influência de parâmetros relevantes no funcionamento do sistema: granulometria do material, vazões de gases e sólidos, temperatura inicial dos gases, etc. Foram obtidos resultados que contribuem para a otimização do sistema analisando o dimensionamento relativo entre a coluna principal e o ciclone e a resposta esperada para diferentes condições de trabalho.

## SUMMARY

A theoretical model of drying in a pneumatic dryer made of particles injector, main column and cyclone operating with different shapes and sizes of particles was developed. The equipment pressure drop and heating loss were evaluated. An experimental study of the shapes and sizes of bagasse particles as well as the determination of the drag coefficient as function of the particles Reynolds number were performed. The theoretical model was used to simulate the operation of an existing system in the Barra Grande sugar mill (Lençóis Paulista, S.P., Brazil) designed and built according to a project elaborated by the Centro de Tecnologia Copersucar (Piracicaba, S.P., Brazil). The results of the simulation were compared to data available from the industrial system. The influence of different parameters on the system operation (size of material, massic rate of gas and solids flow, gas inlet temperature, etc.) was analysed. The results obtained contribute to an optimization of the system through the analysis of the main column - cyclone relative dimensions and the system performance under different working conditions.

## ÍNDICE

NOMENCLATURA .....	1v
INTRODUÇÃO .....	1
CAPÍTULO I : MODELO BÁSICO DE SECAGEM PARA UM ÚNICO TAMANHO DE PARTÍCULA .....	6
CAPÍTULO II : CARACTERIZAÇÃO DAS PROPRIEDADES GEOMÉTRICAS DAS PARTÍCULAS DE BAGAÇO E DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE TERMINAL E O COEFICIENTE DE ARRASTO ...	13
CAPÍTULO III : MODELO DE SECAGEM NO CICLONE .....	26
CAPÍTULO IV : EXTENSÃO DO MODELO DE SECAGEM PARA MISTURA DE TAMANHOS DAS PARTÍCULAS .....	33
CAPÍTULO V : AVALIAÇÃO DAS PERDAS DE CALOR NO SISTEMA INDUSTRIAL .....	38
CAPÍTULO VI : AVALIAÇÃO DAS PERDAS DE CARGA NO SISTEMA INDUSTRIAL .....	43
CAPÍTULO VII : RESULTADOS E CONCLUSÕES .....	48
APÊNDICE A : VALORES ADOPTADOS PARA OS PARÂMETROS DA SIMULAÇÃO: DADOS TIRADOS DA LITERATURA .....	85
APÊNDICE B : TABELAS DE CARACTERIZAÇÃO DE PROPRIEDADES DAS PARTÍCULAS DE BAGAÇO .....	91
APÊNDICE C : METODOLOGIA E ANÁLISE DE CONFIABILIDADE DAS MEDIÇÕES REALIZADAS NO SECADOR .....	107
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	115

## NOMENCLATURA

### Símbolos do Alfabeto Latino

- a : dimensão da partícula de bagaço (m)
- a : número de moles na equação de queima do bagaço, Apêndice C
- A : área da seção transversal da tubulação ( $m^2$ )
- $A_p$  : área projetada máxima da partícula ( $m^2$ )
- b : dimensão da partícula de bagaço (m)
- b : número de moles na equação de queima do bagaço, Apêndice C
- b : dimensão do ciclone, Capítulo III (m)
- B : constante ( $(m)^{3/2}/s$ )
- c : dimensão do ciclone, Capítulo III (m)
- $c_p$  : calor específico a pressão constante ( $J/(Kg \text{ } ^\circ C)$ )
- C : densidade molar da mistura de gases úmidos
- $d_p$  : diâmetro da partícula, calculado na base da abertura das peneiras (m)
- D : diâmetro equivalente da tubulação (m)
- $D_p$  : diâmetro da partícula (m)
- $D_{1-4}$  : coeficiente de difusão do vapor nos gases ( $m^2/s$ )
- e : espaçamento entre o tubo central e a parede externa do equipamento (m)
- f : coeficiente de atrito partículas-gás
- $f_o$  : coeficiente de atrito partículas-paredes do tubo
- $f_4$  : coeficiente de atrito gás-paredes do tubo
- $f_j$  : coeficiente de atrito partículas-gás, para cada tipo de partícula
- $f_{loc}$  : coeficiente de atrito localizado
- g : aceleração da gravidade ( $m^2/s$ )
- h : altura de queda das partículas na medição de velocidade terminal (m)

- $h_1$  : entalpia do vapor de água à temperatura dos gases de secagem (J/Kg)
- $h_2$  : entalpia da água líquida à temperatura das partículas (J/Kg)
- $h_{12}$  : entalpia de transformação da água líquida à vapor (J/Kg)
- $h_c$  : coeficiente de transferência de calor por convecção da parede externa do equipamento ao ar ambiente (J/m<sup>2</sup>S °C)
- $h_r$  : coeficiente de transferência de calor por radiação da parede externa do equipamento ao ar ambiente (J/m<sup>2</sup>S °C)
- $H$  : altura nas paredes verticais, medida desde a borda inferior do equipamento (m)
- $k$  : coeficiente de condutividade térmica (J/mS °C)
- $k_c$  : coeficiente de transferência de calor em cavidade (J/mS °C)
- $k_m$  : coeficiente de transferência de massa ( $k_m = \alpha_m / (\rho_4 (1 + w) D_{1-4})$ ) (1/m)
- $K$  : constante de proporcionalidade definida pelas equações (II.19) e (II.20)
- $\ell$  : dimensão da partícula de bagaço (m)
- $\ell$  : dimensão do ciclone, Capítulo III (m)
- $L$  : comprimento das cavidades e paredes duplas do equipamento, Capítulo V (m)
- $\dot{m}$  : vazão mássica (Kg/s)
- $m_p$  : massa de uma partícula (Kg)
- $M$  : peso molecular
- $n$  : número de frações de tamanho das partículas
- $N$  : constante (m<sup>2</sup>/s)
- $p$  : pressão absoluta (total) (Pa)
- $p_a$  : pressão atmosférica (Pa)
- $p_c$  : pressão crítica (Pa)
- $p_s$  : pressão de vapor junto à superfície da partícula (Pa)
- $p_1$  : pressão parcial do vapor de água nos gases de secagem (Pa)
- $q_y$  : calor perdido por unidade de comprimento do percurso à altura do ponto y (J/m)

$Q_y$  : calor perdido no percurso desde o início até o ponto y (J)  
 $r$  : raio genérico, coordenadas esféricas (m)  
 $R$  : raio do ciclone (m)  
 $R_c$  : raio de curvatura da tubulação num cotovelo (m)  
 $S$  : área de transferência de calor e massa partícula-gás por  
 unidade de comprimento do percurso [ $m^2/m$ ]  
 $S_p$  : seção transversal das partículas tipo fibras ( $m^2$ )  
 $t$  : tempo (s)  
 $T$  : temperatura ( $^{\circ}C$ )  
 $T_a$  : temperatura ambiente ( $^{\circ}C$ )  
 $T_c$  : temperatura crítica ( $^{\circ}K$ )  
 $T_e$  : temperatura da parede externa do equipamento ( $^{\circ}C$ )  
 $T_s$  : temperatura de saturação adiabática ( $^{\circ}C$ )  
 $u$  : umidade do bagaço (b.s.)  
 $(v)_{y,v}$  : velocidade na direção do eixo do equipamento (m/s)  
 $v^*$  : velocidade terminal de uma partícula (m/s)  
 $v_p$  : velocidade de uma partícula (m/s)  
 $(v)_t$  : velocidade tangencial no ciclone (m/s)  
 $v_{real}$  : velocidade relativa partícula-gás (m/s)  
 $v_r, v_{\theta}, v_{\lambda}$  : componentes da velocidade em coordenadas esféricas no  
 ciclone (m/s)  
 $V_p$  : volume de uma partícula ( $m^3$ )  
 $w$  : umidade dos gases (b.s.)  
 $x_s$  : concentração de vapor de água nos gases junto à superfície  
 da partícula  
 $x_l$  : concentração de vapor de água na corrente livre de gases  
 $y$  : coordenada espacial ao longo do eixo do equipamento (m)  
 $y_x$  : fração molar do componente x  
 $z$  : coordenada cilíndrica no ciclone (m)

## Símbolos do Alfabeto Grego

$\alpha_m$	: coeficiente de transferência de massa (Kg/(m <sup>2</sup> S))
$\alpha_q$	: coeficiente de transferência de calor (J/(m <sup>2</sup> S °C))
$\beta$	: ângulo característico do cone do ciclone
$\gamma$	: fator de correção definido pela equação (III.16.c)
$\epsilon$	: emissividade da parede externa do equipamento
$\eta$	: coeficiente na equação (VI.14)
$\theta, \lambda$	: ângulos genéricos, coordenadas esféricas, no ciclone
$\mu$	: coeficiente de viscosidade do gás úmido à temperatura média (Kg/(mS))
$\mu_o$	: coeficiente de viscosidade do gás úmido à temperatura $T_o$ (Kg/(mS))
$\mu_b$	: coeficiente de viscosidade do gás úmido à temperatura $T_4$ (Kg/(mS))
$\mu$	: coeficiente de viscosidade do ar (Kg/(mS))
$\nu$	: viscosidade cinemática (m <sup>2</sup> /S)
$\rho$	: densidade (Kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_x$	: densidade do componente x na fase respectiva (massa de x/volume total da fase) (Kg/m <sup>3</sup> )
$\sigma$	: constante de Radiação
$\tau$	: constante de tempo (s)

## Subíndices

o	: substrato sólido
1	: vapor de água
2	: água líquida
4	: gás de secagem (seco)
i	: valor inicial
j	: índice de fração de tamanho
n	: passo na simulação numérica

## Números Adimensionais

$$\text{Número de Grashof : } Gr_L = \frac{g(T_e - T_a)L^3}{\left(\frac{T_e + T_a}{2}\right)v^2}$$

$$\text{Número de Froude : } Fr = \frac{v_o^2}{D_p g}$$

$$\text{Número de Nusselt de transferência de calor: } Nu_q = \frac{\alpha_q D_p}{k}$$

$$\text{Número de Nusselt de transferência de massa: } Nu_m = k_m D_p$$

$$\text{Número de Prandtl: } Pr = \frac{c_p}{k\mu}$$

$$\text{Número de Reynolds da partícula: } Re = \frac{|v_o - v_4| D_p \rho}{\mu}$$

$$\text{Número de Schmidt: } Sc = \frac{\mu}{\rho D_{1-4}}$$

## Introdução

A secagem de bagaço de cana em si, independentemente da tecnologia utilizada, vem sendo analisada dentro da discussão maior da utilização de combustíveis alternativos [1] e do aproveitamento do bagaço de cana como subproduto da indústria açucareira [2, 3, 4, 5].

O desenvolvimento da agro-indústria da cana de açúcar no Brasil nos últimos 10 anos levou ao processamento industrial, hoje, de cerca de 220 milhões de toneladas de cana. Nas nossas condições isto significa queimar em caldeiras cerca de 56 milhões de toneladas de bagaço de cana com 50% de umidade (equivalentes energeticamente a mais de 10 milhões de toneladas de óleo combustível). No Brasil há cerca de 1000 caldeiras onde se queima bagaço, sendo que 350 delas estão no sistema Copersucar, onde no ano de 1984 verificou-se uma eficiência média (ao P.C.I.) de 73%. Há caldeiras com os mais diversos sistemas de queima e de recuperação; no entanto, é bastante claro hoje que um grande salto será dado na eficiência (entre 7 a 10% dependendo da caldeira) com o uso de um secador de bagaço usando os gases de saída do pré-aquecedor de ar.

A tecnologia de secagem de bagaço de cana vem sendo pesquisada há alguns anos tanto no nosso país como fora dele [1, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13, 14], com propostas diferentes de equipamento. Os tipos de secadores que estão sendo testados a nível industrial no nosso país são os pneumáticos [12, 13, 14], por terem apresentado vantagens construtivas e de funcionamento.

Um secador ideal usaria um mínimo de potência em adição aos exaustores da caldeira, operaria com carga variável de bagaço e teria condições de secar a 10% de umidade final (para operações posteriores com o bagaço, como peletização) ou até cerca de 40% (apenas como regenerador, retornando o bagaço à caldeira). Deveria também apresentar um custo compatível com um rápido retorno do investimento (comparado ao valor de mercado do bagaço).

Nenhuma solução existe no exterior que possa ser usada nas nossas condições; na Austrália o grande interesse levou a um projeto, já com seis anos, de testes de protótipos em escala reduzida. Não há resultados práticos ainda, essencialmente pelas grandes dificuldades envolvidas neste tipo de modelagem e no aumento de escala do sistema.

No Brasil o Centro de Tecnologia Copersucar iniciou há quatro anos o projeto de instalação de um secador já em escala industrial, para uma vazão de 25 toneladas/hora de bagaço [14]; o projeto perseguiu os objetivos do "secador ideal" descrito acima. Muitas mudanças foram feitas até atingir resultados satisfatórios, há dois anos este secador trabalha sem problemas, nas condições normais de funcionamento de uma usina de açúcar e álcool. Este secador é como se indica nas figuras que seguem.

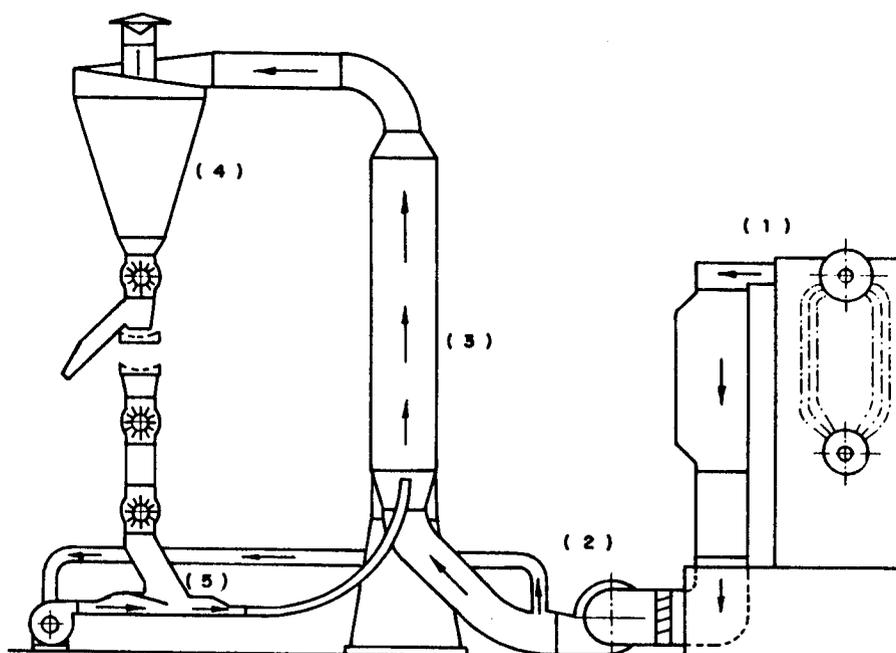


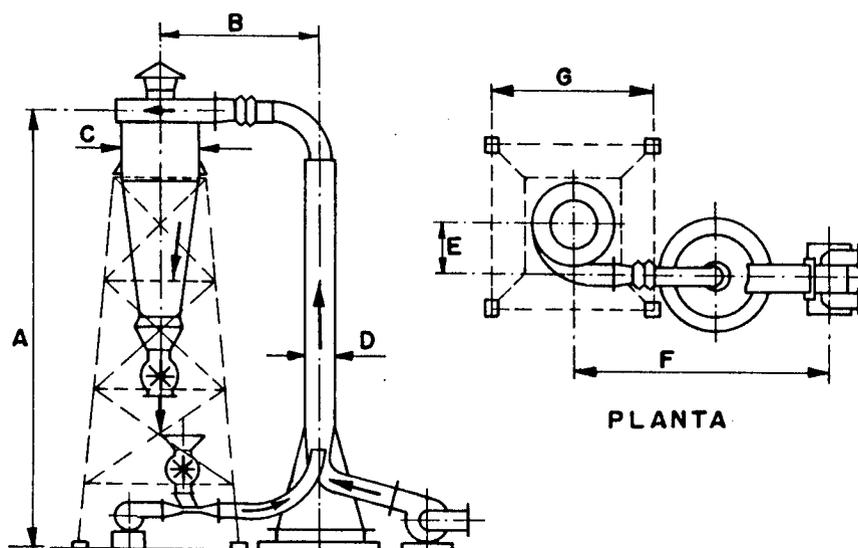
FIG. 1 - SECADOR DE BAGAÇO. (REPRODUZIDA DA Pág. 256 DE [14])

Na Fig. 1 pode-se observar as principais características do equipamento: os gases que saem da caldeira 1 passam pelo pré-aquecedor de ar antes de entrar no ventilador maior 2. O bagaço é alimentado através de uma fita transportadora e uma válvula rotativa ingressando no injetor no ponto 5, onde é acelerado pelo ventilador menor através do injetor. O injetor despeja o bagaço a velocidade de alta na coluna principal 3, onde é bruscamente desacelerado. Finalmente, as partículas são separadas no ciclone 4, onde também é completado o processo de secagem.

Na Fig. 2 dão-se as dimensões do equipamento.

Como informação auxiliar, na Tabela 1 se incluem os dados de consumo de energia do sistema em funcionamento.

O objetivo do trabalho apresentado aqui é a otimização do sistema. Para isso desenvolveram-se modelos de secagem para o bagaço que levassem em conta as peculiaridades do sistema: partículas com uma ampla faixa de formatos e tamanhos e elementos constituintes do sistema com características próprias de funcionamento (inje-



CAPAC. (T.B.H.)	CALD. ( $m^2$ )	A (mm)	B (mm)	$\phi$ C (mm)	$\phi$ D (mm)	E (mm)	F (mm)	$\phi$ G (mm)	PESO TOTAL (TON.)
15	1250	25000	5200	3300	1800	1970	11000	6000	67
20	1500	25000	5500	3600	2000	2170	11000	6000	70
30	1800 2000	25000	6000	4000	2200	2380	13000	6000	76

FIG. 2 - CARACTERÍSTICAS DO SECADOR DE BAGAÇO, ( REPRODUZIDA DA  
Pag. 257 DOS ANAIS DO I SEMINÁRIO ... [ 14 ] )

tor, coluna principal e ciclone), fazendo-se paralelamente uma avaliação das perdas de carga e das perdas de calor.

Tabela 1: Dados de Consumo de energia do sistema [59]

	Voltagem	Amperagem	Potência Instalada	Potência real consumida
	V	A	HP	HP
Transporte de bagaço úmido	380	7.8	10	4.63
Transporte de bagaço seco	380	7.0	10	4.16
Transporte intermediário	380	3.0	3.0	1.78
Moega do ciclone	380	7.6	15	4.61
Ventilador do injetor	380	125	125	75
Ventilador de exaustão da caldeira				71.36

Os modelos desenvolvidos foram testados com os dados disponíveis de funcionamento do sistema. Também foi feito um estudo comparativo de dois tipos de injetores utilizados até agora, quantificando as perdas de carga no sistema global. Verificaram-se as possibilidades de trabalho com diversas vazões de bagaço e de gases de secagem e a adaptação a caldeiras com projetos diferentes de pré-aquecedor (várias temperaturas do gás de exaustão). Foram analisados também dimensionamentos relativos diferentes da coluna principal e do ciclone.

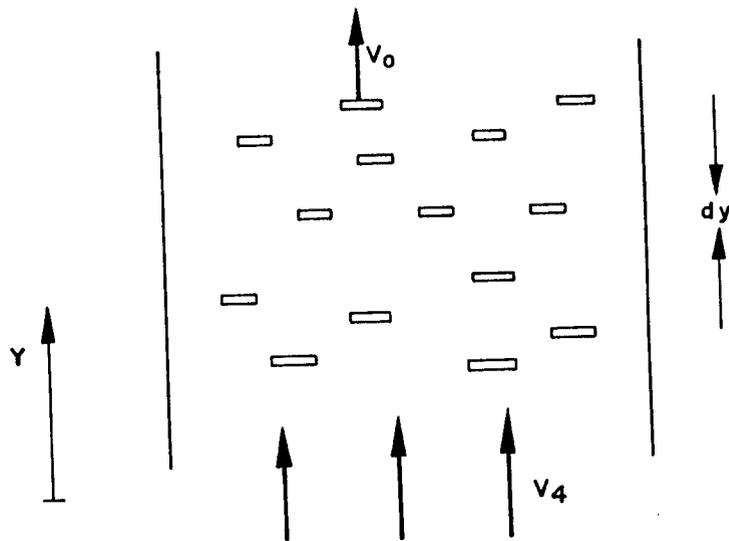
Estima-se que os resultados obtidos poderão ser incorporados imediatamente a novos projetos. Simultaneamente em várias

áreas verificou-se a necessidade de mais investigação básica, estas áreas são identificadas nas conclusões finais.

CAPÍTULO I

MODELO BÁSICO DE SECAGEM PARA UM ÚNICO  
TAMANHO DE PARTÍCULA

Consideremos o seguinte processo físico:



Gás escoando com uma certa velocidade  $v_4$  e fibras de bagaço movimentando-se a velocidade diferente do gás, com uma velocidade  $v_0$ . Ambas velocidades variam na direção  $\vec{Oy}$ . O bagaço úmido vai sendo secado pelo gás a medida que avança na direção vertical.

Hipóteses:

- O secador será considerado funcionando em regime estacionário.
- As partículas secarão segundo o modelo de uma gota d'água de condutividade térmica infinita. Quer dizer, tanto a transferência de massa quanto a de calor são controlados exclusivamente na superfície da partícula, sendo que dentro dela tanto a umidade quanto a temperatura tem o mesmo valor em todos os pontos.

As equações fundamentais que descrevem o processo são [15, 16, 17, 18]:

Equação de Transferência de massa:

$$\dot{m}_o \frac{du}{dy} = \alpha_m S \left[ \frac{x_s - x_1}{1 - x_s} \right] \quad (I.1)$$

onde:

$x_s$  = concentração de vapor junto à superfície da partícula =  $\frac{p_s}{p}$

$x_1$  = concentração de vapor na corrente livre de gases =  $\frac{p_1}{p}$

$p_s$  = pressão de vapor junto a superfície da partícula.

Equação de Transferência de energia para o bagaço:

$$\begin{aligned} \dot{m}_o \left[ c_{p0} \frac{dT_o}{dy} + \frac{du}{dy} c_{p2} T_o + u c_{p2} \frac{dT_o}{dy} - \frac{du}{dy} h_1 \right] = \\ = S \alpha_q [T_4 - T_o] \end{aligned} \quad (I.2)$$

Equação de Transferência de energia para o ar:

$$\dot{m}_4 \left[ c_{p4} \frac{dT_4}{dy} + c_{p1} w \frac{dT_4}{dy} \right] = S \alpha_q [T_o - T_4] \quad (I.3)$$

Equação de Conservação da massa:

$$\dot{m}_o \left( \frac{du}{dy} \right) = -\dot{m}_4 \left( \frac{dw}{dy} \right) \quad (I.4)$$

Equação de Transferência de quantidade de movimento gás ↔ partículas para uma partícula:

$$\frac{dv_o}{dy} = \pm \frac{g}{v_o} - f \frac{\rho_4 (1+w)}{\pi \left( \frac{D_p}{2} \right) v_o \rho_o (1+u)} [v_o - v_4] |v_o - v_4| \quad (I.5)$$

neste caso supos-se uma partícula de formato cilíndrico (fibra) movimentando-se na vertical. Para trajetos horizontais, desaparece o primeiro termo.

A discussão dos valores adotados dos parâmetros do sistema,  $\alpha_m$ ,  $\alpha_q$  encontra-se no Apêndice A, assim como o detalhe da deter

minação da temperatura de saturação adiabática, pressão de vapor de saturação, e propriedades do gás.

As dimensões geométricas das partículas de bagaço, assim como sua densidade, foram determinados experimentalmente, os resultados são reportados no Capítulo II e Apêndice B.

A determinação do coeficiente de arrasto para fibras foi também feita experimentalmente, os resultados são reportados no Capítulo II e Apêndice B.

As equações (I.1) a (I.5) constituem um conjunto que permite calcular passo a passo o processo de secagem tanto no injetor quanto na coluna para um material de tamanho homogêneo, uma vez especificadas as condições iniciais e de contorno.

### Dois Modelos de Secagem

Na equação (I.1) o cálculo da concentração de umidade dos gases em contato com a partícula,  $x_g$ , na camada de gás que rodeia a mesma exige uma análise mais detalhada, já que podem neste caso fazer-se hipóteses diferentes, levando em conta de que maneira acontece a transferência de calor e massa na interfase partícula-gás e no interior da partícula.

Na determinação de  $x_g$  é introduzida neste trabalho a aproximação usual [15, 17]: considera-se que essa camada de gás encontra-se em equilíbrio com o sólido úmido; a concentração do vapor de água nela então seria a correspondente a um gás saturado de vapor de água à temperatura da superfície do sólido.

#### Modelo A

Considera-se que o substrato de celulose e a água nele contida encontram-se à mesma temperatura, sendo esta única temperatura também a da superfície da partícula. A pressão de saturação  $p_g$  em  $x_g$  é calculada à temperatura  $T_0$  da partícula. No que diz respeito à transferência de calor e massa internas considera-se um modelo concentrado, o que equivale a supor que existe sempre uma distribuição uniforme de temperatura e umidade no volume da partícula incluindo sua superfície.

Neste caso é a equação de transferência de massa que determina a secagem, produzindo-se inclusive uma re-umidificação inicial, sendo que a evaporação da água nas partículas só começaria

quando elas atingem uma temperatura praticamente igual à de saturação adiabática dos gases. (Nas condições de secagem correspondentes a este processo, a máxima temperatura atingida pela partícula enquanto ainda úmida na simulação, foi de  $1,5^{\circ}\text{C}$  ou menos, abaixo da temperatura de saturação adiabática dos gases de secagem).

### Modelo B

Neste caso também considera-se um modelo concentrado de transferência de calor e massa, só que supõe-se que existe na superfície da partícula permanentemente uma camada de água "livre" que rapidamente atinge a temperatura de saturação adiabática e é evaporada. A pressão de saturação  $p_s$  em  $x_s$  é calculada à temperatura  $T_s$  de saturação adiabática dos gases.

Neste caso é a transferência de calor que passa a controlar a secagem, sendo que o aquecimento do substrato sólido só começaria depois que a secagem terminou.

### Validade dos Modelos Propostos

A diferença fundamental entre ambos modelos é a consideração respeito à temperatura da superfície das partículas que trás como consequência diferenças nos valores obtidos para  $x_s$ , e portanto um comportamento diferente da umidade e temperatura das partículas na simulação, como já foi indicado.

Estritamente, nenhum dos modelos coincide com as condições reais, na realidade ter-se-á ao longo do raio das partículas uma distribuição de temperatura e umidade, a temperatura na superfície será seguramente maior que o interior, aproximando-se rapidamente à de saturação adiabática, embora ficando sempre levemente embaixo dela, porque é a camada de gás que se encontra por cima da partícula a que, teoricamente nessa etapa do processo, deve encontrar-se a  $T_s$ .

Uma medida do formato da distribuição de temperatura dentro da partícula pode ser dada através do tempo característico dela:

$$\tau = (D_p/2)^2 / (k/C_p\rho).$$

Na Tabela I.1 reportam-se valores de  $\tau$ , calculado na primeira coluna com as propriedades da água líquida e na segunda coluna com as propriedades da celulose, nas colunas seguintes reportam-se valores do tempo de permanência das partículas no sistema, resulta-

do da simulação feita. Comparando os valores nas diferentes colunas pode concluir-se que deve ser a água a responsável pela condução do calor ao interior da partícula, que para os tamanhos maiores o modelo B deve estar mais próximo do real, e que o modelo A poderia ser adequado para partículas pequenas.

Tabela I.1: Constantes de tempo referentes à transferência de calor no interior das partículas, e tempos de permanência no sistema.

$D_p$ [mm]	$\tau(\text{água})$ [s]	$\tau(\text{celulose})$ [s]	$t(\text{injetor})$ [s]	$t(\text{total})$ [s]
3.21	17.2	223	0.581	11.4
1.34	2.99	38.8	0.460	9.14
0.49	0.40	5.19	0.361	7.29
0.29	0.14	1.82	0.295	6.20
1.68	4.71	61.0	0.193	5.14
0.84	1.18	15.2	0.189	4.95
0.37	0.23	2.96	0.172	4.54

No que respeita a suposição feita em ambos os modelos da existência de uma camada de gás saturado de vapor de água no entorno da partícula (à temperatura  $T_0$  no modelo A e  $T_s$  no modelo B) ela se sustenta na suposição que a partícula tem suficiente umidade superficial para prover a água necessária ao gás para manter a saturação dele. Quando esta condição não pode ser mais mantida, a temperatura da camada de gases e conseqüentemente a da partícula elevar-se-ão acima de  $T_s$ . Isto provavelmente acontece no fim da secagem.

Não foram encontrados na literatura dados conclusivos que permitessem uma avaliação deste efeito, de qualquer modo, no caso das partículas pequenas, que secam completamente, este efeito levaria a um aquecimento gradual da partícula paralelamente à secagem, na última fase, processando-se a secagem nelas a taxas mais baixas que as supostas na simulação. Esta pequena desviação não afetaria de masiado os resultados gerais.

No Capítulo VII são reportados os resultados para ambos os modelos, se bem que para a análise posterior adotou-se o modelo B por considerá-lo mais próximo da situação real.

Equações a Diferenças Finitas

Roteiro da Simulação

Dados de entrada:

$$(u)_1, (w)_1$$

$$(T_o)_1, (T_4)_1$$

$$\dot{m}_o, \dot{m}_4$$

$$(v_o)_1, (v_4)_1$$

1. - Da equação (I.1) é calculado o novo valor de u:

$$\left(\frac{du}{dy}\right)_n = -\alpha_m \left(\frac{S}{\dot{m}_o}\right) \left(\frac{P_s - P_1}{1 - (p_s/p)}\right) \frac{1}{P} \quad (I.6)$$

$$u_{n+1} = \left(\frac{du}{dy}\right)_n \Delta y + u_n$$

2. - Da equação (I.5) é calculado o novo valor de  $v_o$ :

$$\left(\frac{dv_o}{dy}\right)_n = \pm \frac{g}{v_o} - f \frac{\rho_4(1+w)}{\pi\left(\frac{D_p}{2}\right) \rho_o(1+u)} [v_o - v_4] |v_o - v_4| \quad (I.7)$$

$$v_{o_{n+1}} = \left(\frac{dv_o}{dy}\right)_n \Delta y + v_{o_n}$$

3. - Da equação (I.2) é calculado o novo valor de  $T_o$ :

$$\left(\frac{dT_o}{dy}\right)_n = \frac{\alpha q \frac{S}{\dot{m}_o} (T_{o_n} - T_{4_n}) - \left(\frac{du}{dy}\right)_n (c_{p_2} T_{o_n} - h_{1_n})}{(c_{p_o} + u_n c_{p_2})} \quad (I.8)$$

$$T_{o_{n+1}} = \left(\frac{dT_o}{dy}\right)_n \Delta y + T_{o_n}$$

4. - O valor de  $T_4$ , para maior exatidão, é calculado fazendo o balanço energético global desde o início da simulação:

$$\begin{aligned}
 T_4 = & \{ \dot{m}_4 [c_{p4} + (w)_1 c_{p1}] (T_4)_1 - \dot{m}_0 [(c_{p0} + c_{p1} u) (T_0 - (T_0)_1) \\
 & - ((u)_1 - u) (h_{12} - c_{p2} (T_0)_1)] \} / \{ \dot{m}_4 [c_{p4} + (w)_1 c_{p1}] + \\
 & + \dot{m}_0 [(u)_1 - u] c_{p1} \} \quad (I.9)
 \end{aligned}$$

onde a entalpia do vapor é calculada segundo:

$$h_1 = h_{12} + c_{p1} T_4 \quad (A.7)$$

de acordo aos valores reportados no Apêndice A, equação (A.7).

O subíndice i indica valor inicial no processo.

Para o calor específico do gás é obtido um valor médio entre  $(T_4)_1$  e  $T_4$  a cada passo da simulação, fazendo um cálculo iterativo de  $T_4$ .

5. - Da equação (I.4) é calculado o novo valor da umidade do gás:

$$w_{n+1} = - \frac{\dot{m}_0}{\dot{m}_4} \left( \frac{du}{dy} \right)_n \Delta y + w_n \quad (I.10)$$

6. - Depois é calculada a secção da coluna ocupada pelas partículas úmidas:

$$A_0 + A_2 = \frac{\dot{m}_0}{\rho_0 v_0} \quad (I.11)$$

7. - Dali a velocidade dos gases:

$$A_1 + A_4 = A - A_0 + A_2$$

$$v_4 = \frac{\dot{m}_4}{(A_1 + A_4) \rho_4} \quad (I.12)$$

Quando a concentração é muito baixa pode utilizar-se  $A_1 + A_4 \approx A$ .

Em cada ponto devem ser re-calculadas todas as propriedades dos gases que variam com  $T_4$  e  $w$ , assim como os coeficientes de transferência e arrasto.

## CAPÍTULO II

### CARACTERIZAÇÃO DAS PROPRIEDADES GEOMÉTRICAS DAS PARTÍCULAS DE BAGAÇO E DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE TERMINAL E O COEFICIENTE DE ARRASTO

A caracterização de tamanho e forma das partículas de bagaço é um trabalho delicado, na medida em que os resultados finais dependerão estreitamente da metodologia adotada. O critério fundamental que norteou a escolha da metodologia no presente caso foi o de relacionar cada uma das propriedades determinadas com o fenômeno físico no qual ela aparece, por exemplo, no caso da determinação do diâmetro das partículas, quando se trata de transferência de massa ou calor, o fundamental é a área de troca; no caso de arrasto: a área projetada perpendicular à corrente principal. Por outro lado era importante ter uma caracterização da amostra global em termos das propriedades de interesse. No caso, por exemplo em [19] fez-se um exaustivo estudo de tamanhos, com uma amostra muito grande, embora deixando de lado as partículas menores de 1 mm (29% do total), além disto, evidentemente, o tipo de moenda utilizado nesse caso produzia partículas muito grandes.

#### Metodologia

A amostra analisada provinha da Usina da Barra Grande (Lençóis Paulista, S.P.). Do saco-amostra que veio da Usina foi simplesmente tirada uma boa quantidade, esta sub-amostra foi quarteada várias vezes e depois secada em estufa (para poder peneirá-la) durante 4 horas.

A amostra seca por sua vez foi quarteada, uma destas partes quarteadas foi deixada num saco aberto à atmosfera, vários dias, até atingir o equilíbrio com o ar ambiente, então foi determinada sua umidade, obtendo-se 8,4% (b.u.).

Com as outras partes secas e quarteadas foram feitas o

restante das medidas.

Da observação a olho nú do material ficou logo evidente que ele é composto por dois tipos de partículas bem diferenciadas: umas alongadas, com formato de fibras, e outras, constituídas fundamentalmente de medula [2, 20]. Decidiu-se então que era necessário fazer dois tipos de estudo do material: medição das dimensões de cada tipo de partícula, fibras e pó, separadamente; e também, de terminação do percentual em peso de cada tipo de partícula na amostra. Estas duas determinações foram feitas em duas das partes quartereadas da amostra original, secada.

A fim de fazer uma primeira classificação, as duas amostras foram peneiradas em peneira mecânica durante 1/2 hora, os resultados estão indicados nas Tabela B.1 e B.2 do Apêndice B.

#### Determinação do Percentual de Fibra e "pó" no Bagaço

Esta determinação foi feita com a segunda das amostras peneiradas.

No caso das malhas 8, 14 e 28 a separação foi feita trabalhando com toda a quantidade retida na peneira, a olho nú, com o auxílio de uma pinça.

Como com a malha 28 a separação foi longa e penosa, no caso da malha 48 decidiu-se quarterear novamente o material retido na peneira e trabalhar com uma lupa de pé.

No caso das malhas 28 e 48 o trabalho foi difícil em razão da existência de pequenas fibras curtas, o critério adotado foi o de considerar pó aquelas partículas com uma relação longitude/diâmetro menor que 3:1, embora como era impossível medir cada uma delas, e de uma observação posterior ao microscópio, pode-se dizer com segurança que foram efetivamente consideradas "pó", partículas com uma relação menor que 6:1. No caso das malhas 8 e 14 realmente a classificação pode ser feita com uma relação - limite de 3:1.

O peso foi determinado com balança de precisão de 0,01g no caso das malhas 8, 14 e 28 e 0,0001g no caso da malha 48.

Considerou-se que as malhas 65, 100 e o Fundo eram impossíveis de fracionar, ao menos com uma técnica deste tipo, embora continuasse nelas a incidência dos dois tipos de partículas.

Os resultados obtidos estão na Tabela B.2, como era de se esperar a incidência de partículas tipo "pó" aumenta ao diminuir a abertura da malha nas peneiras.

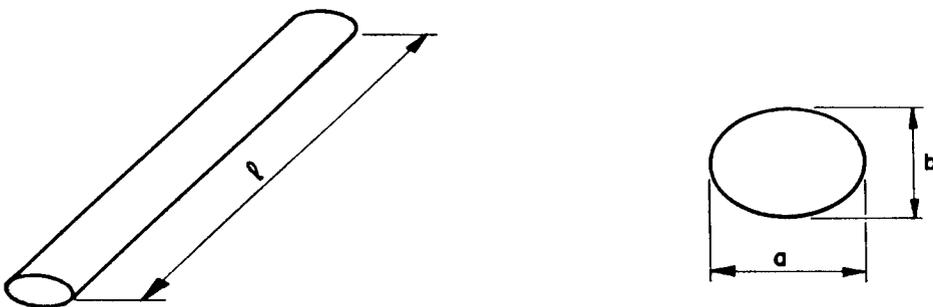
### Determinação das Dimensões

Neste caso trabalhou-se com a primeira amostra peneirada. De cada um dos tamanhos de malha foram escolhidos ao acaso em torno de 10 partículas de cada tipo. No quadro B.3 indicam-se os tipos de partículas, a quantidade e os instrumentos utilizados na medida.

Em razão da forma da escolha e do número de partículas analisadas, não se pode dizer que as dimensões médias determinadas sejam estritamente médias estatísticas, é mais prudente considerá-las dimensões representativas.

No quadro B.3 indica-se que para a medição das dimensões foram utilizados o paquímetro e o microscópio. No caso do paquímetro foi possível determinar três dimensões no caso do microscópio só duas. Em razão disto e também do tipo de partícula o tratamento dos dados foi feito de maneiras diferentes.

No caso das partículas tipo fibras, das malhas maiores, medidas com paquímetro, elas apresentam a forma de um prisma de base elíptica.



As fibras mais grossas de bagaço são formadas por um conglomerado de fibras mais finas ligadas por medula, isto resulta fatalmente num formato arredondado das bordas do prisma. Com o paquímetro mediu-se a, b e l.

No caso destas fibras então, adotou-se como diâmetro das

partículas e de um cilindro de igual área superficial que o prisma elíptico (desprezando-se as bases):

$$D_p = \sqrt{\frac{a^2 + b^2}{2}} \quad (\text{II.1})$$

Além deste valor também foram calculados: a razão longitude/(dimensão transversal maior) =  $\ell/a$  (II.2)

a área projetada máxima

$$A_p = a \cdot \ell \quad (\text{II.3})$$

a seção

$$S_p = \frac{\pi ab}{4} \quad (\text{II.4})$$

o volume

$$V_p = S_p \cdot \ell \quad (\text{II.5})$$

e a densidade aparente para cada malha

$$\rho = \frac{\sum m_p}{\sum V_p} \quad (\text{II.6})$$

que foi corrigida depois para obter a densidade aparente do bagaço seco:

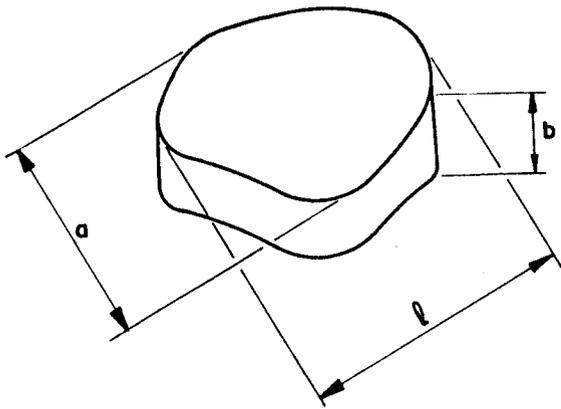
$$\rho_o = \rho [1 - u(\text{b.u.})] \quad (\text{II.7})$$

No caso das fibras medidas com microscópio, adotou-se como diâmetro simplesmente a dimensão a.

No caso das partículas tipo pó, de formato irregular, calculou-se:

$$A_p = a \cdot \ell \quad (\text{II.8})$$

$$D_p = \sqrt{\frac{4A_p}{\pi}} \quad (\text{II.9})$$



$$b < a < l$$

$$A_p = a \times l \quad (\text{II.8})$$

$$D_p = \sqrt{\frac{4A_p}{\pi}} \quad (\text{II.9})$$

neste caso só  $a$  e  $l$  foram medidas.

Para cada malha também foi calculado o diâmetro médio das partículas de acordo as dimensões das peneiras [21, 22], como:

$$\ln \bar{d}_p = \frac{\ln e_s + \ln e_i}{2} \quad (\text{II.10})$$

onde:

$e_s$  = espaçamento na peneira superior

$e_i$  = espaçamento na peneira inferior, onde as partículas ficaram retidas

Nas Tabelas B.4 a B.10 encontram-se os valores medidos e calculados para cada malha.

#### Valores adotados no Cálculo

No caso de partículas tipo fibra no cálculo dos números adimensionais e coeficientes de transferência foi adotada uma partícula de forma cilíndrica com diâmetro  $D_p$  determinado como foi explicado anteriormente.

No caso de partículas tipo "pó", no cálculo dos coeficientes de transferência de calor e massa e números adimensionais relacionados, decidiu-se adotar uma partícula de forma esférica, com diâmetro  $d_p$ , calculado segundo (II.10), ou seja determinado pela abertura das peneiras.

Para partículas tipo "pó", no cálculo do coeficiente de arrasto, ante a variedade de formas observadas ao microscópio, decidiu-se calcular uma "esfericidade de forma" como é proposto por Becker [23]:

$$\phi = \frac{\pi d_p^2}{4A_p} \quad (\text{II.11})$$

onde  $(\pi d_p^2/4)$  seria a área projetada de uma esfera que tem o mesmo volume que a partícula e  $A_p$  a área projetada da partícula.

Levando em conta (II.9) esta esfericidade fica:

$$\phi = \left(\frac{d_p}{D_p}\right)^2 \quad (\text{II.12})$$

Uma vez obtido  $\phi$ , no cálculo do coeficiente de arrasto utiliza-se o valor:

$$D_p = \frac{d_p}{\sqrt{\phi}} \quad (\text{II.13})$$

Na Tabela II.1 reportam-se os valores obtidos para cada peneira e logo embaixo o valor médio de  $\phi$  que foi adotado no cálculo.

Tabela II.1: Valores da esfericidade de forma para cada peneira, para partículas tipo "pó".

Malha	$x_1$ (pó)	$d_p$ [mm]	$D_p$ [mm]	$\phi_1$
8	desprezível			
14	1.84	1.68	2.71	0.38
28	6.80	0.84	1.90	0.20
48	15.38	0.42	0.84	0.25
65	2.65	0.25	0.451	0.31
100	2.15	0.18	0.356	0.26
	28.82			

$$\bar{\phi} = \frac{\sum x_1 \phi_1}{\sum x_1} = 0.25 \quad (\text{II.14})$$

Finalmente, em razão dos pequenos percentuais das malhas 65, 100 e Fundo, e como foi observado que do mesmo modo que as partículas da malha 48 estas partículas sempre secam completamente du-

rante o processo, decidiu-se adotar somente quatro tamanhos na caracterização final do bagaço reunindo as malhas 48, 65, 100 e Fundo num único tamanho determinando adequadamente o  $D_p$  médio em cada caso, levando em conta as diferentes frações.

O quadro final de valores adotados no cálculo está reportado na Tabela II.2. No caso o valor da densidade aparente corresponde à do bagaço seco, havendo corrigido o valor obtido levando em conta a umidade da amostra, que foi determinada (Eqs. II.6 e II.7).

Tabela II.2: Caracterização dimensional do bagaço de cana. Quadro resumo.

Malhas	Tipos	%	$D_p$ [mm]	$\rho_o$ [Kg/m <sup>3</sup> ]
8	Fibras	20.95	3.21	210
	Pó	0.0	-	
14	Fibras	14.91	1.34	340
	Pó	1.84	1.68	
28	Fibras	21.55	0.49	600
	Pó	6.80	0.84	
48	Fibras	13.67	0.29	600
	Pó	20.18	0.37	

O cociente  $S/\dot{m}_o$  que aparece nas equações básicas foi calculado como segue:

$$\frac{S}{\dot{m}_o} = \frac{\text{(Área superficial da partícula)}}{\text{(Volume da partícula)}} \times \frac{\text{(Volume total de bagaço por unidade de comprimento do duto de secagem)}}{\dot{m}_o}$$

No caso das fibras desprezando as bases no cálculo da área, é:

$$\frac{S}{\dot{m}_o} = \frac{4}{D_p} \times \frac{1}{v_o \rho_o} \quad (\text{II.15})$$

No caso de partículas tipo "pó" é:

$$\frac{S}{\dot{m}_o} = \frac{6}{D_p} \times \frac{1}{v_o \rho_o} \quad (\text{II.16})$$

As medições reportadas foram realizadas nos laboratórios de Metrologia do Centro de Tecnologia e no de Frutas e Hortalizas do Departamento de Tecnologia de Alimentos da Faculdade de Engenharia de Alimentos.

No caso das partículas tipo "pó", o cociente  $[A_p/m_p]$  da equação de transferência de quantidade de movimento gas ↔ partículas (I.5) foi calculado como segue:

$$\frac{A_p}{m_p} = \frac{3}{2} \frac{1}{\rho_o (1 + u)} \times \frac{1}{d_p \phi} \quad (\text{II.17})$$

### Determinação do Coeficiente de Arrasto

#### Metodologia

O coeficiente de arrasto foi determinado medindo a velocidade terminal das partículas em queda livre. Neste caso é necessário medir o seguinte conjunto de variáveis:

- Dimensões de cada partícula
- densidade e viscosidade do ar ambiente
- tempo e altura de queda

Como as dimensões já tinham sido determinadas procedeu-se as outras medições. A densidade e viscosidade do ar foram determinadas medindo a pressão e a temperatura. A altura foi medida com uma precisão de  $\pm 2$  cm e o tempo com um cronômetro de precisão 0,01s, embora neste caso tem-se o erro do tempo de reação das pessoas que efetuaram a medida, o que eleva o erro a  $\pm 0,2$ s aproximadamente.

Com base nestes dados, tentou-se calcular a velocidade terminal. Como as partículas maiores caíam muito rapidamente, era difícil determinar pela simples observação visual se elas atingiam

uma velocidade constante ou não. Procurou-se então atirá-las de uma boa altura e depois ajustar o cálculo da velocidade terminal.

Na impossibilidade prática de obter mais dados decidiu-se fazer o tratamento que se explica a seguir.

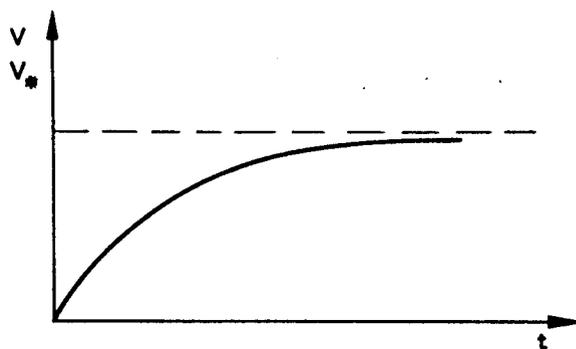
A equação do movimento seria:

$$m_p \frac{dv_p}{dt} = m_p g - f \frac{A_p \rho_{ar} v_p^2}{2} \quad (\text{II.18})$$

desprezando o empuxo.

Quando a velocidade terminal é atingida, é  $(dv_p/dt) = 0$ , e  $v_p = v_*$ .

Fazendo a suposição que a velocidade terminal é atingida assintoticamente na forma de uma curva exponencial assim:



o que implica supor que o coeficiente de arrasto obedece a correlação:

$$f = \frac{K}{Re_p} \quad (\text{II.19})$$

onde  $K$  é uma constante a ser determinada. Teríamos, substituindo em (II.18)

$$\frac{dv_p}{dt} + K \left[ \frac{A_p \mu_{ar}}{2m_p D_p} \right] v_p = g \quad (\text{II.20})$$

integrando a equação diferencial (II.20) com as condições:

$$t = 0 \quad v_p = 0 \quad (dv_p/dt) = g$$

fica:

$$v_p = \frac{g}{K \left( \frac{A_p \mu_{ar}}{2m_p D_p} \right)} \left[ 1 - e^{-K \left( \frac{A_p \mu_{ar}}{2m_p D_p} \right) t} \right] \quad (\text{II.21})$$

para  $t \rightarrow \infty$  é:

$$v_p = v_* = \frac{g}{K \left( \frac{A_p \mu_{ar}}{2m_p D_p} \right)} \quad (\text{II.22})$$

em função da altura de queda livre é:

$$h = v_* \left\{ t + \frac{\frac{gt}{v_*}}{\frac{g}{v_*}} - \frac{1}{\frac{g}{v_*}} \right\} \quad (\text{II.23a})$$

ou

$$h \left( \frac{g}{v_*} \right)^2 - gt \left( \frac{g}{v_*} \right) - e^{\left( \frac{g}{v_*} \right) t} - 1 = 0 \quad (\text{II.23b})$$

Como as variáveis medidas foram  $h$  e  $t$  a equação (II.23) foi resolvida pelo método de prova e erro, com o método de aproximação pela tangente, método de Newton - Raphson [24].

Se  $v_*$  fosse calculado simplesmente como  $(h/t)$  o maior erro cometido em nosso caso seria da ordem de 7%, e o menor 0,2%. Embora fosse mais trabalhoso decidiu-se fazer a correção em razão de tratar-se de um erro sistemático, já que calculando com  $v_*= (h/t)$  o valor obtido é sempre menor que o real, e nas partículas maiores o erro seria da mesma ordem ou maior que os outros erros da medição.

Os valores calculados encontram-se nas Tabelas B.4, B.5 e B.6. Como se observa, com este método só foi possível medir partículas das malhas 8, 14 e 28, tipo fibras.

No gráfico II.1 mostra-se o valor de  $v_*$  em função de  $D_p$ . Na mesma folha foram desenhados os únicos dados que foram encontrados para bagaço, determinados por Grobert e reportados em [6]. Como se observa, há entre ambas correlações uma diferença da ordem de 30%, que não é possível justificar em virtude da publicação [6] não ser o trabalho original de Grobert, e ali não se explicita o mé-

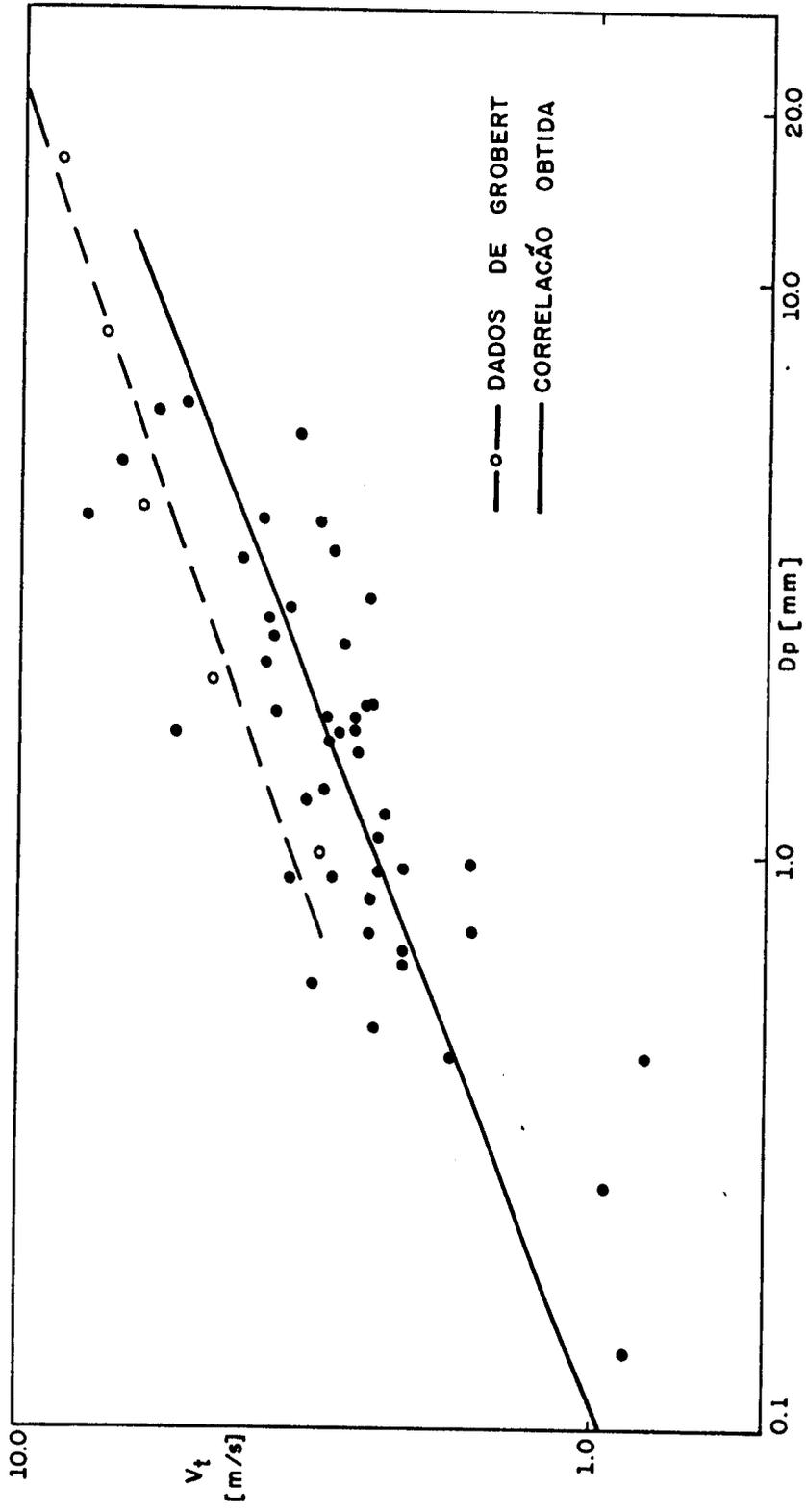


FIG. II.1 - VELOCIDADE TERMINAL EM FUNÇÃO DO DIÂMETRO DA PARTÍCULA PARA PARTÍCULAS DE BAGAÇO TIPO "FIBRAS"

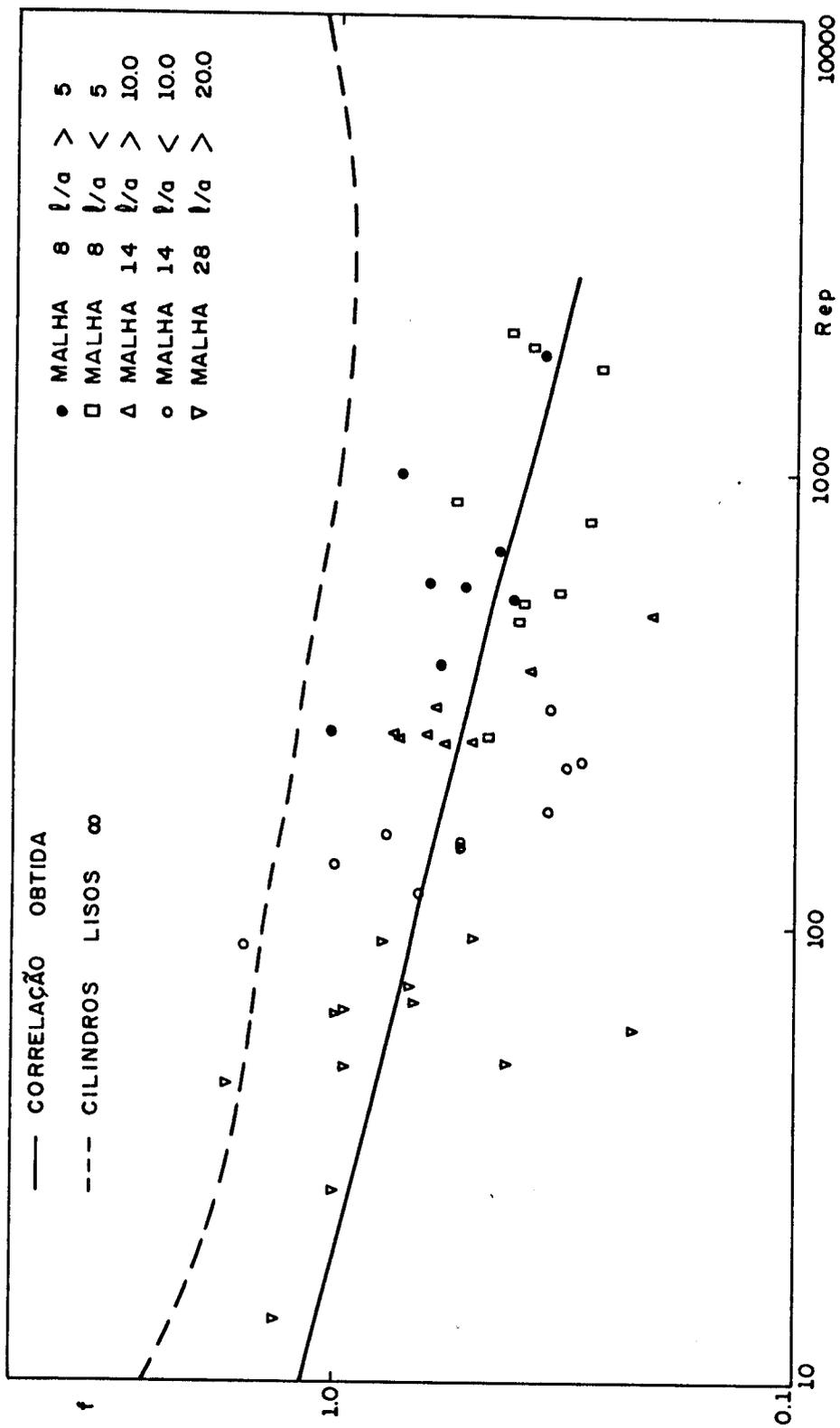


FIG. II. 2 - CORRELAÇÃO COEFICIENTE DE ARRASTO - NÚMERO DE REYNOLDS DA PARTÍCULA, PARA PARTICULAS DE BAGAÇO TIPO "FIBRAS"

todo utilizado na determinação, nem o que é que o autor considera como diâmetro da partícula. Apesar dos esforços realizados foi impossível conseguir o trabalho original, publicado em Cuba.

Nas Tabelas de cálculo B.4, B.5 e B.6 pode observar-se que o coeficiente  $K$  da relação (II.19) não é uma constante, ele apresenta uma dependência, embora pequena, com o número de Reynolds. Decidiu-se então fazer uma correlação do tipo:

$$f = N Re^m \quad (II.24)$$

Utilizando o método de mínimos quadrados, obteve-se a correlação:

$$f = 2,067 Re^{-0,2417} \quad (II.25)$$

$$\text{para } 10 < Re < 2000$$

com um coeficiente de correlação de 0,606.

Os pontos obtidos e a correlação proposta estão no gráfico II.2 onde também fez-se a comparação com cilindros lisos infinitos, com valores tirados da literatura [25].

Como se observa,  $f$  é aproximadamente a metade que para cilindros lisos infinitos. A dispersão dos pontos é também bastante grande; é bom esclarecer a respeito disto que essa dispersão não é devida unicamente a erros de medição, que podem ser estimados em torno de 10% em média, senão as próprias características do material estudado, já que foi observado que algumas partículas caem com movimento relativo a seus eixos de simetria, quer dizer rolando em torno do seu eixo principal e em torno do seu centro de gravidade, em quanto outras não. Nos casos em que foi possível observar, a tendência foi para um  $f$  acima da média nas partículas que não rolavam, de acordo ao comportamento esperado.

## CAPÍTULO III

### MODELO DE SECAGEM NUM CICLONE

Ao abordar esta fase do trabalho encontraram-se muitas dificuldades, basicamente surgidas do fato que a bibliografia disponível [26 a 43] se referia basicamente ao estudo de ciclones enfocados do ponto de vista da separação das partículas do gás. Sendo que apenas um dos trabalhos [39] reportava alguns dados experimentais a respeito de tempos de permanência das partículas e transferência de calor entre o interior do ciclone e o meio externo.

No caso dos trabalhos clássicos sobre ciclones, orientados à determinação de sua eficiência de separação, o problema deles termina quando a partícula atinge a parede do aparelho [35], presa à camada externa de fluido ela será seguramente separada. Num estudo com outras finalidades é neste ponto que o problema começa porque é então que aparecem outros fenômenos como a aderência às paredes, maior efeito da presença de umas partículas sobre as outras, etc.

Ante estas dificuldades decidiu-se adotar o modelo de fluxo proposto por Bloor e Ingham [36], que permitisse a incorporação das equações de secagem, completando o equacionamento com um fator de correção experimental da velocidade das partículas.

#### Modelo de Fluxo para os Gases

O tipo de ciclone considerado pelos autores [36] é de tipo cônico como o do projeto do C.T.C. (Fig. III.1).

O sistema de coordenadas adotado é esférico (Fig. III.2), com a origem no vértice do cone e  $0 \leq \theta \leq \beta$ , sendo  $\beta$  o ângulo característico do cone do ciclone e  $0 \leq \lambda \leq 2\pi$ .

O fluxo dentro de um ciclone pode ser dividido em três regiões bem diferenciadas, uma região de camada limite junto as paredes externas, onde devem ser levados em conta os efeitos da viscosidade, uma região intermediária que é tratada por vários autores com um equacionamento tipo vortice livre de um fluido ideal, e que ocupa aproximadamente  $2/5R$ , e uma região interna onde o movimento

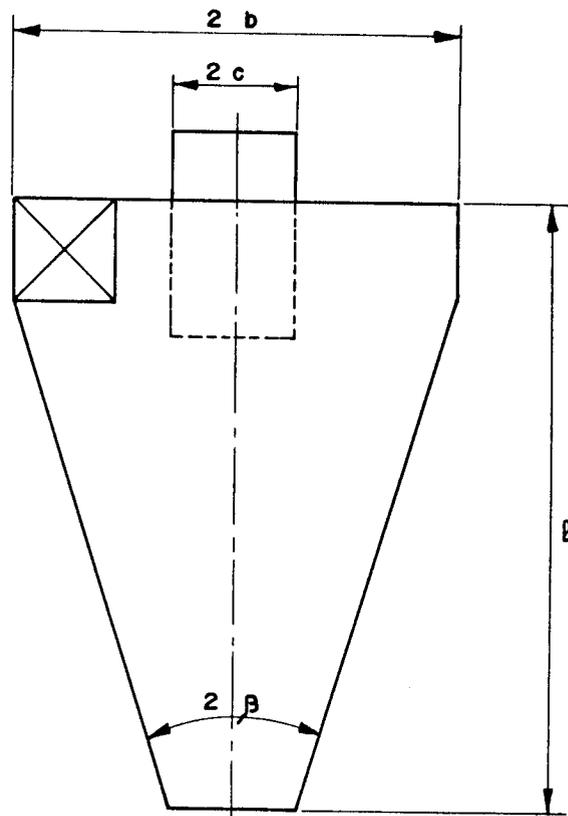


FIG. III. 1 - ESQUEMA DO CICLONE

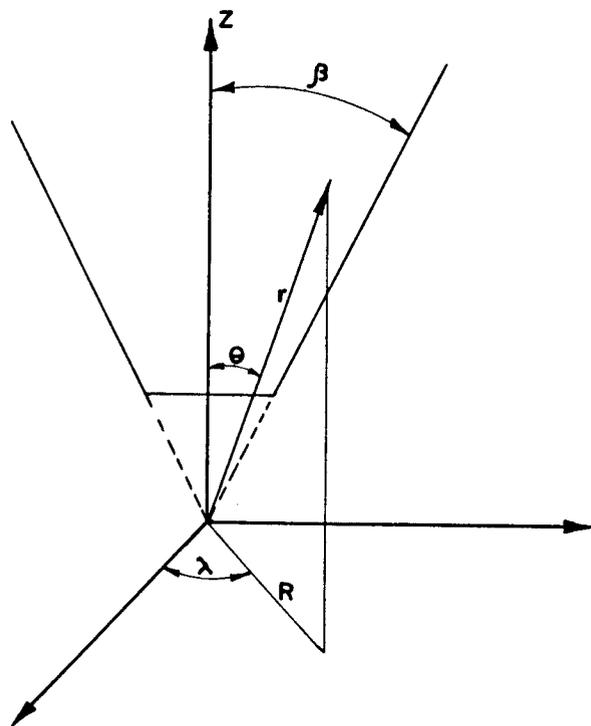


FIG. III. 2 - SISTEMA DE COORDENADAS NO  
CICLONE

do fluido é ascendente e onde o fluxo tem características similares à rotação de um corpo sólido. O equacionamento proposto em [36] refere-se à região intermediária de escoamento descendente e efeitos viscosos desprezíveis.

Supondo então um escoamento de um fluido ideal incompressível e sem viscosidade, as equações de conservação do impulso seriam:

$$v_r \frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial v_r}{\partial \theta} - \frac{v_\theta^2 + v_\lambda^2}{r} = - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r} \quad (\text{III.1})$$

$$v_r \frac{\partial v_\theta}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial v_\theta}{\partial \theta} + \frac{v_r v_\theta}{r} - \frac{v_\lambda^2 \cot \theta}{r} = - \frac{1}{r} \frac{\partial p}{\partial \theta} \quad (\text{III.2})$$

$$v_r \frac{\partial v_\lambda}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial v_\lambda}{\partial \theta} + \frac{v_r v_\lambda}{r} + \frac{v_\theta v_\lambda}{r} \cot \theta = 0 \quad (\text{III.3})$$

A equação de continuidade, será:

$$\frac{\partial}{\partial r} (r^2 \sin \theta v_r) + \frac{\partial}{\partial \theta} (r \sin \theta v_\theta) = 0 \quad (\text{III.4})$$

A solução da eq. (III.3) corresponde à de um vortice livre sobre o eixo de simetria:

$$v_\lambda = \frac{N}{r \sin \theta} \quad (\text{III.5})$$

onde  $\underline{N}$  é uma constante a ser determinada.

Depois de um tratamento matemático adequado os autores chegam a equações aproximadas (para  $\beta$  pequeno) das velocidades, que concordam razoavelmente com valores experimentais dentro da região antes mencionada:

$$v_r = \frac{1}{2} B (r\theta)^{-1/2} (3\beta - 5\theta) \quad (\text{III.6})$$

$$v_\theta = - \frac{3}{2} B r^{-1/2} \theta^{1/2} (\beta - \theta) \quad (\text{III.7})$$

onde  $\underline{B}$  é uma constante.

A constante  $B$  é determinada com base na vazão volumétrica no ciclone:

$$2\pi B c^{3/2} \left( \beta - \frac{c}{l} \right) = \frac{\dot{m}_4}{\rho_4} \quad (\text{III.8})$$

e  $N$  com base na velocidade na entrada:

$$N = b(v_\lambda)_{\text{entrada}} \quad (\text{III.9})$$

Em coordenadas cilíndricas as componentes da velocidade dos gases são:

$$v_z = - \frac{1}{2} \frac{B}{\sqrt{z\theta}} (3\beta - 5\theta) \quad (\text{III.10})$$

$$v_R = - B R^{-1/2} \theta^{3/2} \quad (\text{III.11})$$

$$v_t = \frac{N}{z\theta} \quad (\text{III.12})$$

onde também foram desprezados termos, supondo  $\beta$  pequeno.

No modelo finalmente adotado foram consideradas as médias na seção de fluido descendente para as velocidades vertical e tangencial, e desprezada a velocidade radial:

$$(v_4)_z = - \frac{1}{2} \frac{B}{\sqrt{z}} \sqrt{\beta} \quad (1.0793) \quad (\text{III.13})$$

$$(v_4)_t = \frac{N}{z\beta} \quad (1.277) \quad (\text{III.14})$$

Os valores obtidos com (III.13) e (III.14) praticamente coincidem com os calculados na base de (III.10) e (III.12) no ponto médio da seção considerada de fluido descendente.

#### Velocidade das Partículas

A velocidade das partículas foi equacionada do mesmo modo que na coluna principal, com base na equação de transferência de

impulso, utilizando o conceito de coeficiente de arrasto. Não foi levado em conta o deslocamento radial das partículas.

A velocidade tangencial para partículas com formato de fibras seria então calculada de acordo com a seguinte equação:

$$\frac{d(v_o)_t}{dy} = -f \frac{\rho_4(1+w)}{\pi(D_p/2) \rho_o(1+u)(v_o)_y} \left[ (v_o)_t - (v_4)_t \right] \left| (v_o)_t - (v_4)_t \right| \quad (\text{III.15})$$

Para a velocidade na direção vertical foram consideradas três possibilidades:

#### Modelos A e B:

Considerando o peso das partículas:

$$\frac{d(v_o)_y}{dy} = -\frac{g}{(v_o)_t} - f \frac{\rho_4(1+w)}{\pi(D_p/2) \rho_o(1+u)(v_o)_y} \left[ (v_o)_y - (v_4)_y \right] \left| (v_o)_y - (v_4)_y \right| \quad (\text{III.16.a})$$

#### Modelo C

Desprezando o peso:

$$\frac{d(v_o)_y}{dy} = -f \frac{\rho_4(1+w)}{\pi(D_p/2) \rho_o(1+u)(v_o)_y} \left[ (v_o)_y - (v_4)_y \right] \left| (v_o)_y - (v_4)_y \right| \quad (\text{III.16.b})$$

#### Modelo D

Introduzindo um fator de correção:

$$\frac{d(v_o)_y}{dy} = -\left(\frac{1}{Y}\right) f \frac{\rho_4(1+w)}{\pi(D_p/2) \rho_o(1+u)(v_o)_y} \left[ (v_o)_y - (v_4)_y \right] \left| (v_o)_y - (v_4)_y \right| \quad (\text{III.16.c})$$

O comportamento do sistema para cada um destes casos pode apreciar-se no conjunto de gráficos que integram a Fig. 1 no Capítulo VII.

A idéia de desprezar o peso das partículas e de introduzir um fator de correção na velocidade de deslocamento vertical surgiu essencialmente da comparação dos dados experimentais com o modelo, a conclusão básica foi que o tempo de permanência das partículas devia ser maior que o do primeiro modelo que considerava o peso. O ajuste do coeficiente  $\gamma$  foi feito sob a condição que a umidade final coincidi-se com o valor experimental. O valor obtido nas condições testadas foi  $\gamma = 8$ .

### Conjunto de Equações Básicas

O conjunto de equações proposto no capítulo I fica inalterado, de (I.1) a (I.4), exceto (I.5) que é substituída por (III.15) e (III.16).

Em relação aos parâmetros do sistema dependentes do número de Reynolds, o cálculo não muda, só que agora a velocidade relativa no cálculo do Reynolds é obtida segundo:

$$v_{rel} = \left\{ \left[ (v_o)_t - (v_4)_t \right]^2 + \left[ (v_o)_y - (v_4)_y \right]^2 \right\}^{1/2} \quad (III.17)$$

### Equações a Diferenças finitas

#### Roteiro da Simulação

Na entrada do ciclone é necessário re-definir os valores das velocidades.

A velocidade tangencial das partículas foi igualada a velocidade das mesmas na tubulação no ponto de entrada no ciclone.

Como  $(v_o)_y$  não podia ter um valor nulo, adotou-se:

$$(v_o)_y = (9,8 \Delta y)^{1/2} \quad (III.18)$$

Em relação ao roteiro proposto no Capítulo I:

1. A eq. (I.6) fica inalterada.
2. A eq. (I.7) é substituída por (III.15) e (III.16) a diferenças finitas.
3. a 5. Equações (I.8), (I.9) e (I.10) ficam inalteradas.

6. e 7. A velocidade dos gases é calculada em cada ponto segundo (III.13) e (III.14).

Foi ainda considerada uma pressão média constante na região de fluxo descendente.

CAPÍTULO IV

EXTENSÃO DO MODELO DE SECAGEM PARA MISTURA DE  
TAMANHOS DAS PARTÍCULAS

Equações Básicas

O único trabalho encontrado na literatura para secagem pneumática com mistura de tamanhos numa coluna foi o de Mendes [17]; nele se reporta o equacionamento básico para a coluna, a alimentação de partículas no caso é diferente, e não é considerada a secagem no ciclone.

Cada tamanho de partícula tem valores diferentes das variáveis próprias:

- $v_{0j}$  : velocidade
- $u_j$  : umidade
- $T_{0j}$  : temperatura
- $\rho_{0j}$  : densidade aparente
- $x_j$  : fração de cada tamanho
- $D_{pj}$  : diâmetro médio de cada fração
- $t_{0j}$  : tempo de permanência de cada fração
- $f_j$  : coeficiente de arrasto
- $\alpha_{qj}$  : coeficiente de transferência de calor
- $\alpha_{mj}$  : coeficiente de transferência de massa

Na mesma ordem em que foram colocados no Capítulo I, as equações básicas modificam-se agora como segue.

Equação de Transferência de massa para partículas tipo fibras:

$$\left(\frac{du}{dy}\right) = - \alpha_{mj} \frac{4}{D_{pj} v_{0j} \rho_{0j}} \times \frac{(p_{sj} - p_1)/p}{(1 - p_{sj}/p)} \quad (\text{IV.1.a})$$

e tipo pó:

$$\left(\frac{du}{dy}\right)_j = -\alpha_{mj} \frac{6}{D_{pj} v_{oj} \rho_{oj}} \times \frac{(p_{sj} - p_1)/p}{(1 - p_{sj}/p)} \quad (\text{IV.1.b})$$

$p_s$  é diferente para cada fração por ser dependente de  $T_{oi}$ .

Equação de transferência de energia para as partículas tipo fibras:

$$\left(\frac{dT_o}{dy}\right)_j = \frac{4\alpha_{qj}}{D_{pj} v_{oj} \rho_{oj}} \frac{(T_4 - T_{oj})}{(c_{p_o} + u_j c_{p_2})} - \frac{(c_{p_2} T_{oj} - h_{1j})}{(c_{p_o} + u_j c_{p_2})} \left(\frac{du}{dy}\right)_j \quad (\text{IV.2.a})$$

tipo pó:

$$\left(\frac{dT_o}{dy}\right)_j = \frac{6\alpha_{qj}}{d_{pj} v_{oj} \rho_{oj}} \frac{(T_4 - T_{oj})}{(c_{p_o} + u_j c_{p_2})} - \frac{(c_{p_2} T_{oj} - h_{1j})}{(c_{p_o} + u_j c_{p_2})} \left(\frac{du}{dy}\right)_j \quad (\text{IV.2.b})$$

A equação correspondente a (I.3) como já foi dito no Capítulo I foi substituída por um balanço global de energia, eq. (I.9); para mistura de partículas seria:

$$\begin{aligned} T_4 = & \{\dot{m}_4 [c_{p_4} + (w)_1 c_{p_1}] (T_4)_1 - \dot{m}_o [c_{p_o} (\bar{T}_o - (T_o)_1) + \\ & + c_{p_1} \left( \sum_{j=1}^n x_j u_j T_{oj} - \bar{u} (T_o)_1 + \right. \\ & \left. + ((u)_1 - \bar{u}) (h_{12} - c_{p_2} (T_o)_1) \right] \} / \{\dot{m}_4 [c_{p_4} + (w)_1 c_{p_1}] + \\ & + [(u)_1 - \bar{u}] \dot{m}_o c_{p_1} \} \end{aligned} \quad (\text{IV.3})$$

onde a entalpia do vapor é calculada como já foi indicado:

$$h_1(T_4) = h_{12} + c_{p_1} T_4 \quad (\text{A.7})$$

e como já foi dito  $c_{p_4}$  é um valor médio entre  $(T_4)_1$  e  $T_4$ , sendo  $T_4$  calculada então em forma iterativa a cada passo.

O subíndice  $i$  indica valor inicial. Os valores médios  $i_n$

dicados calculam-se segundo as equações que seguem:

$$\bar{u} = \sum_{j=1}^n x_j u_j \quad (\text{IV.4})$$

$$\bar{v}_o = \frac{1}{\sum_{j=1}^n \left(\frac{x_j}{v_{oj}}\right)} \quad (\text{IV.5})$$

$$\bar{T}_o = \sum_{j=1}^n x_j T_{oj} \quad (\text{IV.6})$$

Pode também ser calculado um tempo médio de permanência a cada passo da simulação

$$\Delta t = \frac{\Delta y}{v_o} \quad (\text{IV.7})$$

o total é simplesmente a soma dos  $\Delta t$  ao longo da simulação.

Equação de Conservação da massa:

$$\dot{m}_o \sum_{j=1}^n x_j \left(\frac{du}{dy}\right)_j = - \dot{m}_4 \left(\frac{dw}{dy}\right) \quad (\text{IV.8})$$

Equações de Arrasto:

Para fibras:

$$\left(\frac{dv_o}{dy}\right)_j = \pm \frac{g}{v_{oj}} - f_j \frac{\rho_4(1+w) [v_{oj} - v_4]}{v_{oj} \pi \left(\frac{d_{pj}}{2}\right) \rho_{oj} (1+u_j)} |v_{oj} - v_4| \quad (\text{IV.9.a})$$

para pó:

$$\left(\frac{dv_o}{dy}\right)_j = \pm \frac{g}{v_{oj}} - f_j \frac{3\rho_4(1+w) [v_{oj} - v_4]}{2v_{oj} d_{pj} \phi \rho_{oj} (1+u_j)} |v_{oj} - v_4| \quad (\text{IV.9.b})$$

Equações Específicas do Ciclone

Como foi visto no Capítulo III no conjunto de equações proposto, só precisam ser modificadas as equações das velocidades.

Velocidade tangencial, para fibras:

$$\frac{d(v_{0j})_t}{dy} = - f_j \frac{\rho_4(1+w) [(v_{0j})_t - (v_4)_t]}{\pi \left(\frac{D_{pj}}{2}\right) \rho_{0j}(1+u)(v_{0j})_y} |(v_{0j})_t - (v_4)_t| \quad (\text{IV.10.a})$$

e para pó:

$$\frac{d(v_{0j})_t}{dy} = - f_j \frac{3\rho_4(1+w) [(v_{0j})_t - (v_4)_t]}{2d_{pj}\phi \rho_o(1+u_j)(v_{0j})_y} |(v_{0j})_t - (v_4)_t| \quad (\text{IV.10.b})$$

Velocidade vertical:

Modelos A e B: são as mesmas que (IV.9 .a e b)

Modelo C: elimina-se o primeiro termo em (IV.9 .a e b).

Modelo D: introduz-se o fator de correção:

para fibras:

$$\frac{d(v_{0j})_y}{dy} = - \left(\frac{1}{\gamma}\right) f_j \frac{\rho_4(1+w) [(v_{0j})_t - (v_4)_t]}{v_{0j} \pi \left(\frac{D_{0j}}{2}\right) \rho_{0j}(1+u_j)} |v_{0j} - v_4| \quad (\text{IV.11.a})$$

para pó:

$$\frac{d(v_{0j})_y}{dy} = - \left(\frac{1}{\gamma}\right) f_j \frac{3\rho_4(1+w) [(v_{0j})_t - (v_4)_t]}{2v_{0j} d_{pj}\phi \rho_{0j}(1+u_j)} |v_{0j} - v_4| \quad (\text{IV.11.b})$$

e a velocidade relativa para o cálculo do número de Reynolds será:

$$(v_{rel})_j = \left\{ [(v_{0j})_t - (v_4)_t]^2 + [(v_{0j})_y - (v_4)_y]^2 \right\}^{1/2} \quad (\text{IV.12})$$

Roteiro da Simulação

Dados de entrada:

$$(u_j)_1, (w)_1$$

$$(T_{o_j})_1, (T_4)_1$$

$$\dot{m}_o, \dot{m}_4$$

$$(v_{o_j})_1, (v_4)_1$$

$$x_j, D_{p_j}, d_{p_j}, \rho_{o_j}$$

1. Das equações (IV.1) é calculado o valor de  $(du/dy)_j$  e  $u_j$  para cada fração e o valor médio com (IV.4).

2. Das equações (IV.9) é calculado o valor de  $(dv_o/dy)_j$  e  $v_{o_j}$  para cada fração e o valor médio com (IV.5).

3. De (IV.2) é calculado o valor de  $(dT_o/dy)_j$  e  $T_{o_j}$  para cada fração e o valor médio com (IV.6).

4. O valor da temperatura do gás é obtido da equação de balanço integral (IV.3).

5. O novo valor da umidade dos gases é obtido de (IV.8).

6. A área da seção ocupada pelo bagaço úmido é obtida (no injetor e na coluna), assim:

$$A_o + A_2 = \dot{m}_o \sum_{j=1}^n \frac{x_j}{\rho_{o_j} v_{o_j}} \quad (\text{IV.13})$$

7. Daí é calculada a velocidade dos gases, como antes:

$$A_1 + A_4 = A - A_o + A_2$$

$$v_4 = \frac{\dot{m}_4}{(A_1 + A_4)\rho_4} \quad (\text{I.12})$$

No ciclone só agrega-se no item 2 o cálculo da velocidade tangencial para cada fração de acordo com (IV.10) e (IV.11), e (I.12) é substituída por (III.13) e (III.14).

CAPÍTULO V

AVALIAÇÃO DAS PERDAS DE CALOR NO SISTEMA INDUSTRIAL

Para efeito do computo das perdas de calor o secador foi idealizado como se indica na Fig. V.1.

No computo foram considerados essencialmente dois mecanismos de transferência do calor, convecção e radiação; caracterizados por três coeficientes,  $h_c$  de transferência de calor por convecção da parede externa ao ar ambiente,  $h_r$ , de radiação da parede externa ao ar ambiente, e  $k_c$ , de convecção no caso em que houvesse paredes duplas ou cavidades.

Foi desprezada a diferença de temperatura existente entre o gás de secagem e a parede interna, considerando-se então no cálculo que esta parede estava na mesma temperatura do gás.

O calor perdido, por unidade de comprimento do percurso, foi calculado a cada passo com a equação:

$$q_y = \frac{\pi(T_4 - T_a)}{\ln \left[ \frac{(D+e)}{D} \right] \frac{1}{k_c} + \frac{1}{(D+e)h_e} + \frac{1}{(D+e)h_r}} \quad (V.1)$$

Como era necessária a efeitos do cálculo dos coeficientes, a temperatura da parede externa (quando  $e \neq 0$ ) foi obtida por prova-e-erro.

Para o cálculo do diâmetro equivalente para os casos de tubulação retangular seguiu-se o recomendado em [25].

Avaliação dos Coeficientes

Coeficiente de radiação:

Foi utilizada a equação:

$$h_r = \frac{\sigma [(T_e)^4 - T_a^4]}{[T_e - T_a]} \epsilon \quad (V.2)$$

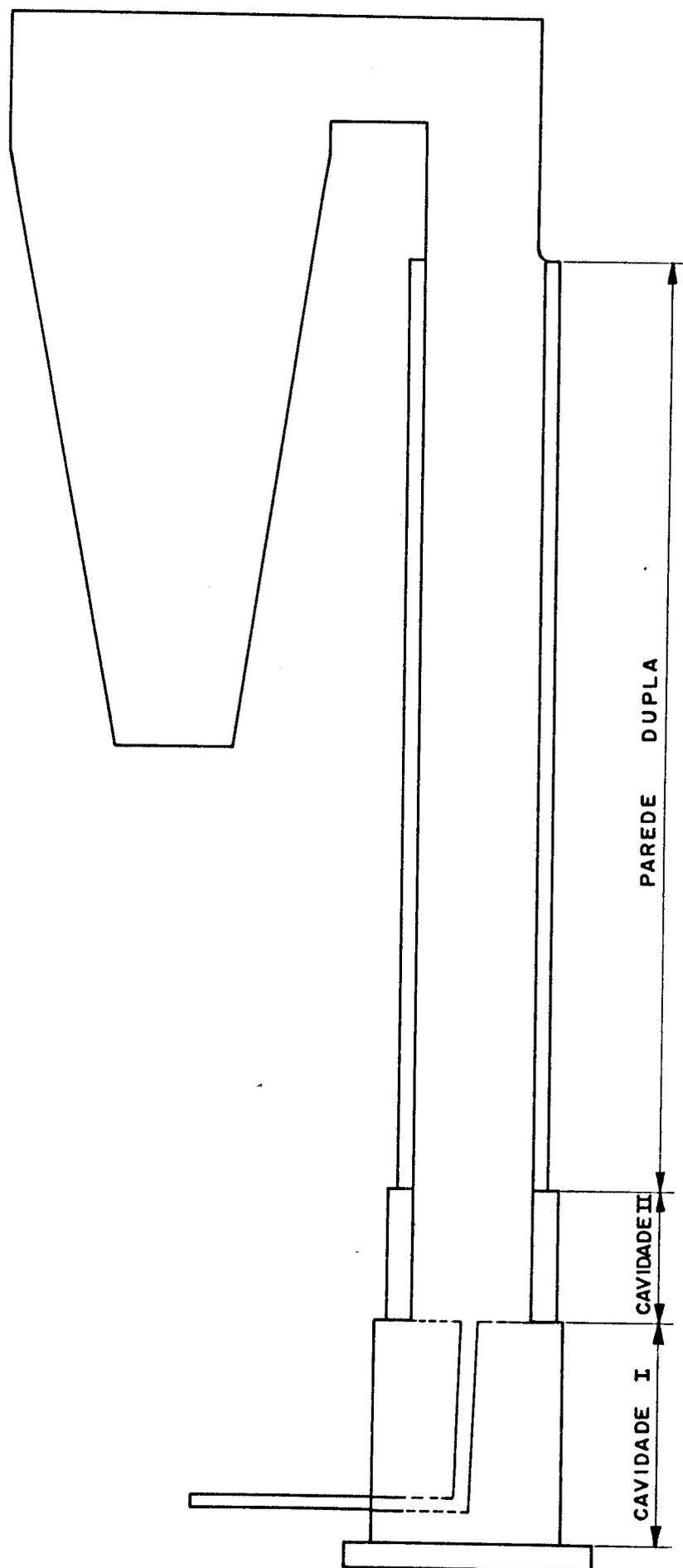


FIG. V. 1 - ESQUEMA DO SISTEMA PARA EFEITOS DE CÁLCULO DAS PERDAS DE CALOR

onde:

$\sigma$  : constante de radiação

$T_e$  : temperatura da parede externa

$\epsilon$  : emissividade, depende das características da parede

Seguindo a McAdams [44], adotou-se  $\epsilon = 0.3$  no presente caso.

#### Coefficiente de Convecção na Parede Externa

A convecção externa calculou-se com as relações recomendadas para cilindros horizontais e para placas (e cilindros) verticais, convecção natural, considerando as paredes a temperatura constante [25, 45].

Foram adotadas as correlações propostas por Holman [45].

Nos trechos horizontais, o número de Grashoff foi calculado com base no diâmetro equivalente:

$$Gr_D = \frac{g(T_e - T_a)D^3}{\left(\frac{T_e + T_a}{2}\right)\nu^2} \quad (V.3)$$

onde:

$\nu$  : viscosidade cinemática do ar à temperatura de película:  $(T_e + T_a)/2$ .

Nos trechos verticais, calculou-se com base na altura, contada a partir da borda inferior do equipamento, acompanhando o computo passo a passo da simulação.

$$Gr_H = \frac{g(T_e - T_a)H^3}{\left(\frac{T_e + T_a}{2}\right)\nu^2} \quad (V.4)$$

onde:

$H$  : altura.

As relações utilizadas foram [44]:

Cilindros horizontais:

$$10^4 < Gr \times Pr < 10^9 \quad Nu_D = 0,53(Gr_D \times Pr)^{1/4}$$

$$10^9 < Gr \times Pr < 10^{12} \quad Nu_D = 0,13(Gr_D \times Pr)^{1/3} \quad (V.5)$$

Cilindros Verticais:

$$10^4 < Gr \times Pr < 10^9 \quad Nu_H = 0,59(Gr_H \times Pr)^{1/4}$$

$$10^9 < Gr \times Pr < 10^{13} \quad Nu_H = 0,10(Gr_H \times Pr)^{1/3} \quad (V.6)$$

O  $h_c$  era então calculado a partir do número de Nusselt correspondente.

### Cavidades e Paredes Duplas

Foram utilizadas as correlações para espaços confinados também recomendados em [45].

Calculou-se:

$$Gr_e = \frac{g(T_4 - T_e)e^3}{\left(\frac{T_4 + T_e}{2}\right)\nu^2} \quad (V.7)$$

Considerou-se os espaços cheios de ar à pressão atmosférica do lugar. O valor de  $e$  foi o correspondente as cavidades e as paredes duplas, indicado na Fig. V.1.

As correlações utilizadas foram:

$$6 \times 10^3 < Gr_e \times Pr < 2 \times 10^5 \quad k_c = 0,197(Gr_e \times Pr)^{1/4} (L/e)^{-1/9} k_{ar}$$

$$2 \times 10^5 < Gr_e \times Pr < 1,1 \times 10^7 \quad k_e = 0,073(Gr_e \times Pr)^{1/3} (L/e)^{-1/9} k_{ar} \quad (V.8)$$

Na verdade os valores de  $(L/e)$  na região de parede dupla excedem os experimentais com os quais estas correlações foram obtidas:  $11 < L/e < 42$ . Então naqueles casos em que resultasse  $k_c < k_{ar}$  adotou-se  $k_{ar}$ .

### Roteiro da Simulação

Como foi indicado,  $q_y$  foi calculado com (V.1) a cada passo da simulação, daí, o valor total:

$$Q_y = \sum q_y \Delta y \quad (V.9)$$

foi também sendo computado progressivamente a cada passo e foi incorporado na equação (IV.3) assim:

$$\begin{aligned}
 T_4 = & \{ \dot{m}_4 [c_{p4} + (w)_1 c_{p1}] (T_4)_1 - \dot{m}_0 [c_{p0} (\bar{T}_0 - (T_0)_1) + \\
 & + c_{p1} ( \sum_{j=1}^n x_j u_j T_{0j} - \bar{u} (T_0)_1 ) + ((u)_1 - \bar{u}) (h_{12} - \\
 & c_{p2} (T_0)_1 ) - Q \} / \{ \dot{m}_4 [c_{p4} + (w)_1 c_{p1}] + \\
 & + [(u)_1 - \bar{u}] \dot{m}_0 c_{p1} \} \quad (V.10)
 \end{aligned}$$

(V.10) então substitue (IV.3) no roteiro da simulação.

No Capítulo VII são reportados os valores obtidos, fazendo uma análise do peso deste efeito no funcionamento global do secador.

## CAPÍTULO VI

### AVALIAÇÃO DAS PERDAS DE CARGA NO SISTEMA INDUSTRIAL

Considerável esforço teórico e experimental vem sendo realizado no estudo da perda de carga em sistemas de transporte pneumático [47 a 56].

Como é tradicional neste tipo de sistemas de escoamento em fase diluída [17, 18, 47] para efeito de cálculo das propriedades dos gases, foi considerada uma pressão (média) constante ao longo do sistema, avaliando em separado a perda de carga.

No caso do injetor de bagaço e da coluna o cálculo foi realizado passo a passo juntamente com a simulação. No caso do ciclone foi feita uma avaliação global da perda de carga.

#### Equações para o Injetor e a Coluna

Essencialmente a equação de perda de carga nada mais é do que a equação de transferência de impulso gás↔partículas; cada um dos termos que compõem esta equação foram desenvolvidos como segue; para o caso em que se tenha frações de tamanhos diferentes nas partículas:

i) Impulso transferido do gás às partículas:

$$- \frac{\dot{m}_o}{(A_1 + A_4)} \sum_{j=1}^n x_j (1 + u_j) \frac{dv_{oj}}{dy} \quad (\text{VI.1})$$

Observar que no injetor,  $\frac{dv_o}{dy} > 0$ , haverá realmente uma perda de carga; na coluna,  $\frac{dv_o}{dy} < 0$  inicialmente o gás ganhará impulso a expensas das partículas.

ii) Impulso transferido ao vapor de água que saiu da partícula num  $\Delta y$  (ele vinha com velocidade  $v_{oj}$  e passa a ter velocidade  $v_4$ ):

$$- \frac{\dot{m}_o}{(A_1 + A_4)} \sum_{j=1}^n x_j \frac{du_j}{dy} (v_{oj} - v_4) \quad (\text{VI.2})$$

este termo não é considerado em [17] e [18]. Observar que ele é (-) se sendo  $(\frac{du_j}{dy}) < 0$ , é  $v_4 > v_{oj}$  e é (+) se sendo  $(\frac{du_j}{dy}) < 0$  é  $v_{oj} > v_4$ . A condição  $(\frac{du_j}{dy}) > 0$  só aparece no início do injetor no modelo A, onde  $v_4 > v_{oj}$  de modo que ali este termo é (+).

iii) o gás sustenta o peso das partículas, nos trechos verticais:

$$- \frac{\dot{m}_o}{(A_1 + A_4)} g \sum_{j=1}^n x_j \left( \frac{1 + u_j}{v_{oj}} \right) \quad (\text{VI.3})$$

iv) o gás sustenta seu próprio peso nos trechos verticais:

$$- \frac{\dot{m}_4(1 + w)}{(A_1 + A_4)} \frac{g}{v_4} \quad (\text{VI.4})$$

v) levando em conta o atrito gás↔paredes da coluna [4]

$$- f_4 \frac{2\rho_4(1 + w)v_4^2}{D} \quad (\text{VI.5})$$

o coeficiente de atrito foi avaliado segundo a correlação proposta em [25]:

$$f_4 = 0.00140 + 0.125(\text{Re})^{-0.32} \quad (\text{VI.6})$$

onde o número de Reynolds de (VI.6) é o que corresponde ao escoamento da corrente de gases somente.

vi) atrito partículas-paredes da coluna [18]:

$$- \frac{\dot{m}_o}{D} \sum_{j=1}^n f_j (1 + u_j) x_j \frac{v_{oj}}{2} \quad (\text{VI.7})$$

onde foi considerada uma concentração volumétrica de partículas sólidas na coluna calculada segundo:

$$\frac{A_0}{A} = \frac{\dot{m}_0}{A} \sum_{j=1}^n \frac{x_j}{\rho_{0j} v_{0j}} \quad (\text{VI.8})$$

e o coeficiente de atrito é avaliado segundo [18]:

$$f_j = 27 \times Fr^{-0.75} \quad \text{para} \quad \frac{D}{D_p} > 20 - 25 \quad (\text{VI.9})$$

onde o número de Froude da partícula é definido assim:

$$Fr = \frac{v_0^2}{D_p g} \quad (\text{VI.10})$$

vii) Atrito do gás em cotovelos da tubulação:

$$- f_{loc} \left(1 - \frac{A_0}{A}\right) \rho_4 (1 + w) \frac{v_4^2}{2} \quad (\text{VI.11})$$

onde foi desprezada a concentração de partículas sólidas  $\left(\frac{A_0}{A}\right)$  por ser da ordem de  $10^{-4}$  nos locais de interesse.

No cálculo só foi considerado o cotovelo na saída da coluna vertical, desconsiderando o da entrada do injetor na coluna em razão de ter um raio de curvatura grande em relação ao tamanho da tubulação [46].

O coeficiente de atrito localizado foi avaliado segundo as correlações propostas em [46], no único cotovelo considerado, foi:

$$f_{loc} = 0.2 \quad (\text{VI.12})$$

viii) Arrasto das partículas nos cotovelos:

$$- f_{loc} \rho_4 (1 + w) \frac{v_0^2}{2} \quad (\text{VI.13})$$

Neste caso, seguindo a Mujumdar [18] fez-se:

$$f_{loc} = \eta Fr^{-0.75} \quad \text{para} \quad R_c \geq 2.50 \quad (\text{VI.14})$$

onde  $R_c$  é o raio de curvatura da tubulação no cotovelo e  $\eta$  é:

para uma mudança na direção do fluxo horizontal → vertical

$$\eta = 6.9 \left( \frac{D_p}{R_c} \right)^{1/2} \quad (\text{VI.14a})$$

e para vertical → horizontal

$$\eta = 4.1 \left( \frac{D_p}{R_c} \right)^{1/2} \quad (\text{VI.14b})$$

Se bem que o cotovelo superior não cumplise a condição  $\left( \frac{R_c}{D} \right) \geq 2.5$  decidiu-se estender a correlação (VI.14) na falta de outra mais adequada.

A soma das equações indicadas de (i) a (viii) nos dá o valor de  $(dp/dy)$  a cada ponto do trajeto seguido pelo gás no injetor e na coluna, o que permite facilmente calcular a perda de carga global em forma acumulativa, passo a passo na simulação.

Fazendo um estudo da ordem de grandeza dos termos da derivada  $(dp/dy)$  em diferentes pontos do sistema, chegou-se a conclusão que nenhum deles era desprezível com segurança, em razão disto decidiu-se mantê-los a todos no cálculo.

#### Perda de Carga no Ciclone

Como o cálculo da perda de carga deste sistema funciona como um estudo aparte da secagem propriamente dita, e ela serviria apenas como uma avaliação do tipo de ventiladores a serem utilizados, para o ciclone optou-se pela expressão global recomendada em [26] para este tipo de ciclones:

$$\Delta P = 4.0 \rho_4 (1 + w) (v_4)_1^2 \quad (\text{VI.15})$$

#### Resultados Obtidos

Conjuntamente com o restante dos resultados, os de perda de carga são apresentados no próximo capítulo (Tabela VII.4), onde inclusive se faz um estudo comparativo da perda de carga para diferentes tipos de injetores de bagaço. Nas sucessivas tabelas repor-

tam-se também os dados para diferentes condições de funcionamento do sistema (Tabelas VII.5 a VII.11).

## CAPÍTULO VII

### RESULTADOS E CONCLUSÕES

#### Resultados da Simulação

A simulação foi realizada com as equações correspondentes a partículas de diferentes tamanhos de acordo com a distribuição reportada no Capítulo II, considerando o sistema completo, incluindo sempre as perdas de calor.

Foram obtidos resultados para diferentes condições, com a finalidade de avaliar a incidência de diferentes parâmetros do sistema.

#### Características Gerais de Funcionamento do Sistema

Na Fig. VII.1.a, b e c se graficaram os valores médios das variáveis de interesse ao longo do percurso, para as condições que se indicam na própria figura, comparando-os com os dados experimentais disponíveis. No caso, estes dados foram obtidos de uma média de cinco medidas efetuadas nas mesmas condições de funcionamento do secador.

Os gráficos estão divididos em três etapas, correspondendo respectivamente ao injetor de bagaço ( $0 < y < 5,6\text{m}$ ), a coluna principal ( $5,6 < y < 31\text{m}$ ) e ao ciclone ( $31 < y < 42,3\text{m}$ ). A distância  $y$  é sempre medida ao longo do eixo do equipamento, os valores indicados de  $v_0$  e  $v_4$  em (VII.1.c) correspondem também a direção  $y$ . A variação de  $v_4$  reflete as mudanças de geometria da tubulação.

Nos três gráficos foram traçadas as curvas para os quatro modelos de secagem propostos (ver Capítulos I e III).

O bagaço é acelerado rapidamente no injetor, entrando com boa velocidade na coluna principal, onde é freiado, mais ou menos rápido, conforme o tamanho da partícula. Como pode observar-se a taxa de secagem seria alta no período de desaceleração pelo efeito combinado da alta velocidade relativa e alta temperatura dos gases

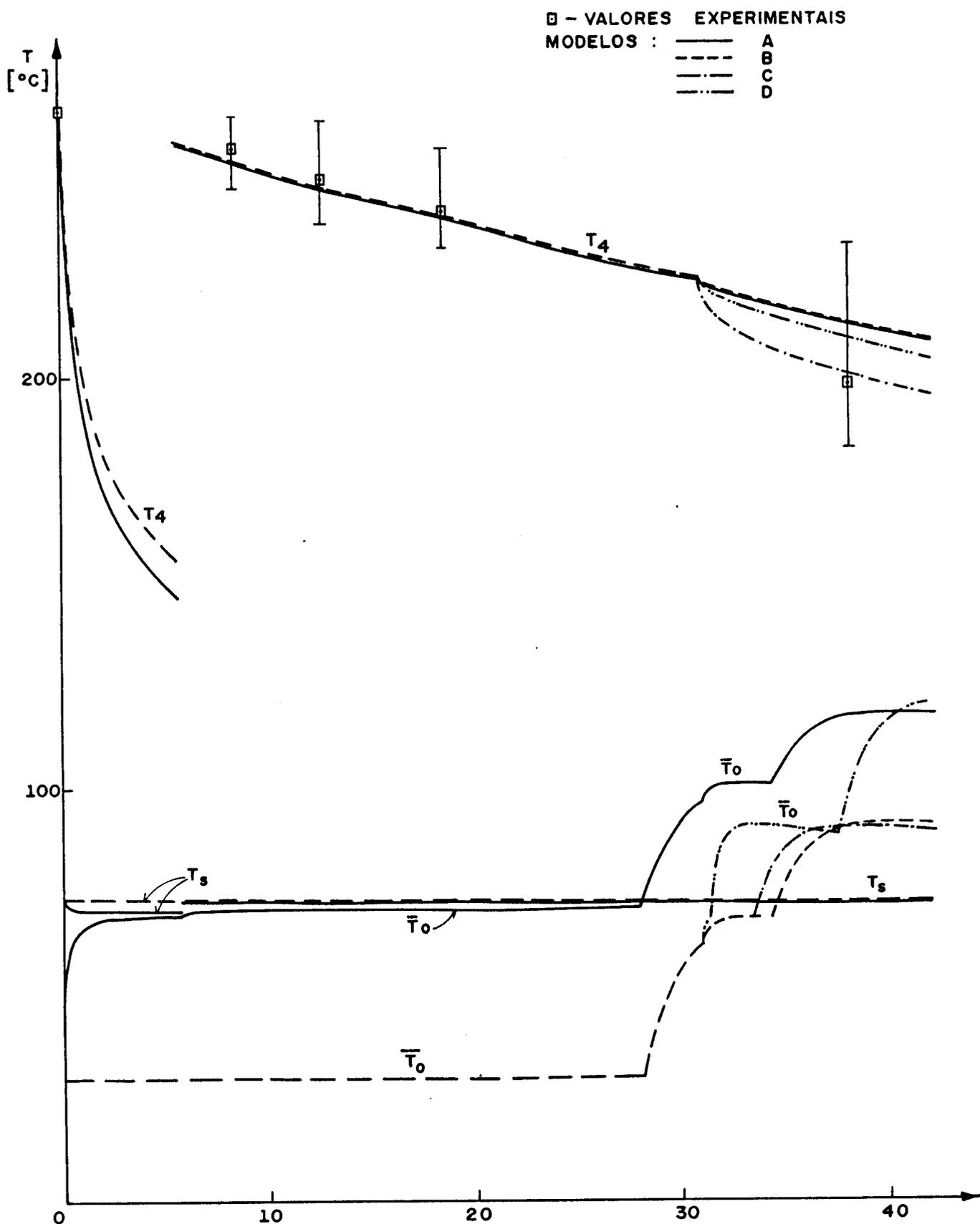


FIG. VII. 1a - VALORES INICIAIS :  $\dot{m}_4 = 76866 \text{ Kg/h}$  ,  $\dot{m}_0 = 3204 \text{ Kg/h}$  ,  $(\dot{m}_4)_{lI} = 5163 \text{ Kg/h}$  ,  
 $(T_4)_l = 265^\circ\text{C}$  — INJETOR DE BAGAÇO MODELO I.

- VALORES MÉDIOS DAS TEMPERATURAS AO LONGO DO PERCURSO  
 PARA OS QUATRO MODELOS DE SECAGEM PROPOSTOS.

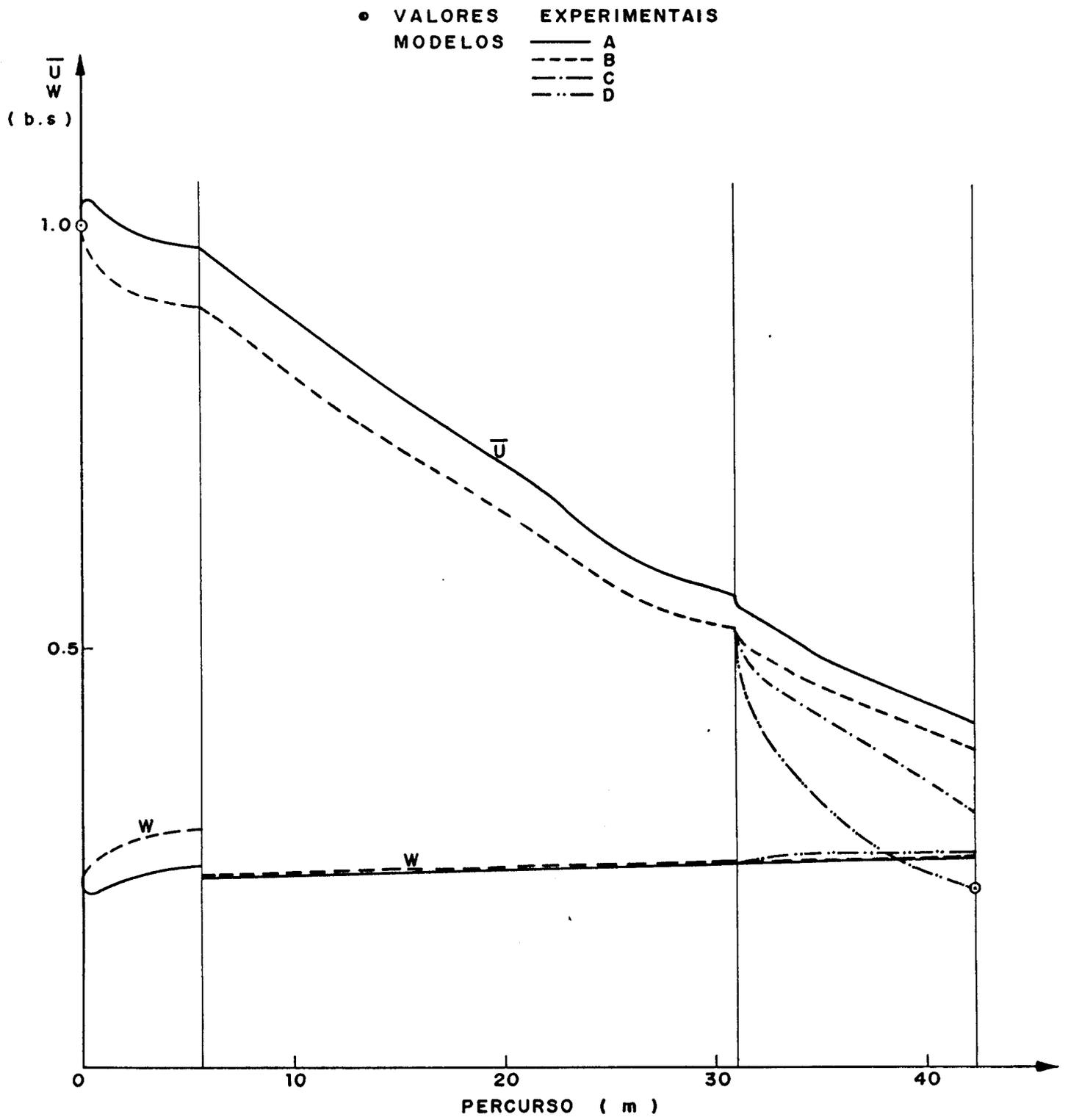


FIG. 1b — VALORES MÉDIOS DAS UNIDADES AO LONGO DO PERCURSO

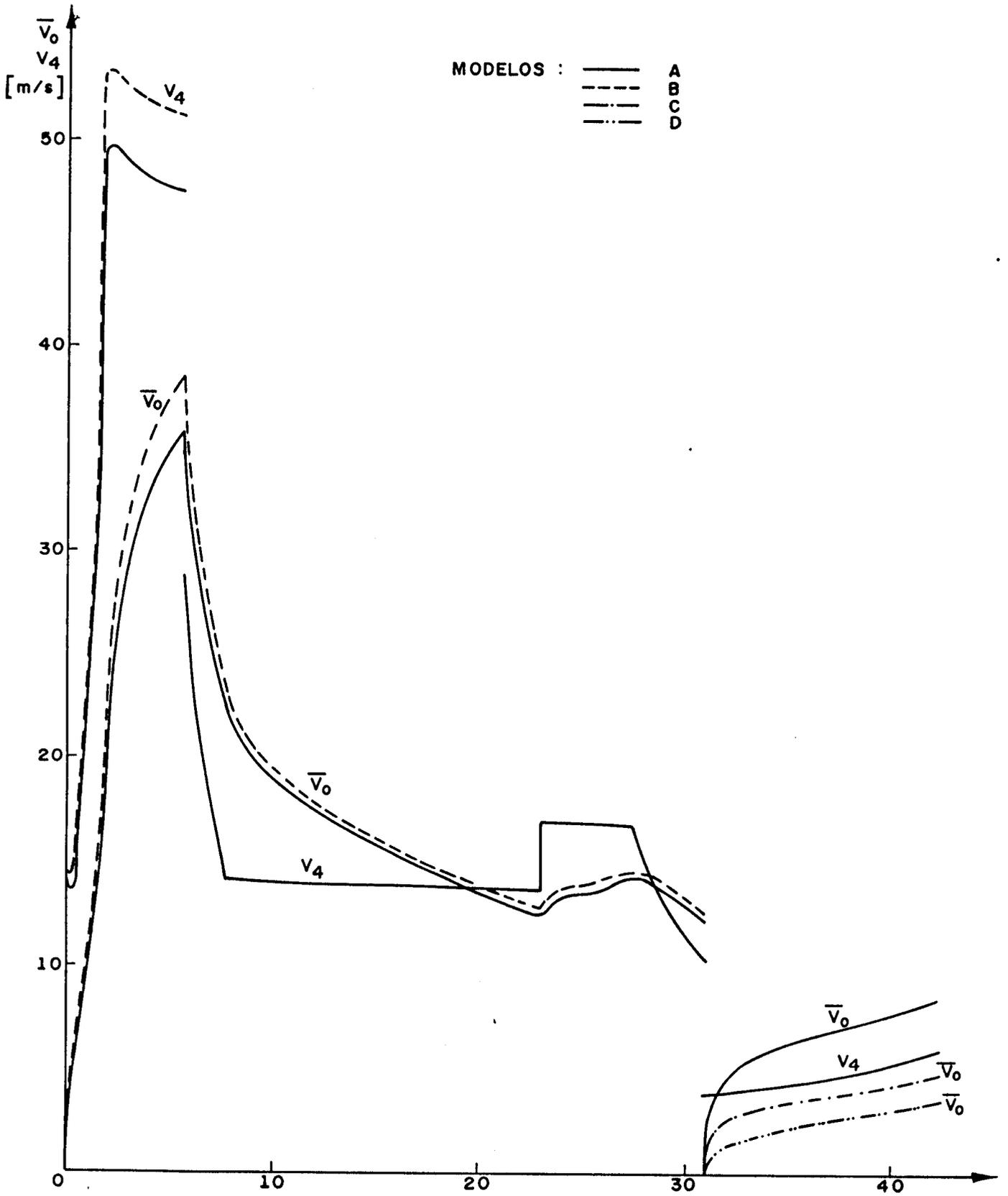


FIG. 1. c - VALORES DAS VELOCIDADES AO LONGO DO PERCURSO

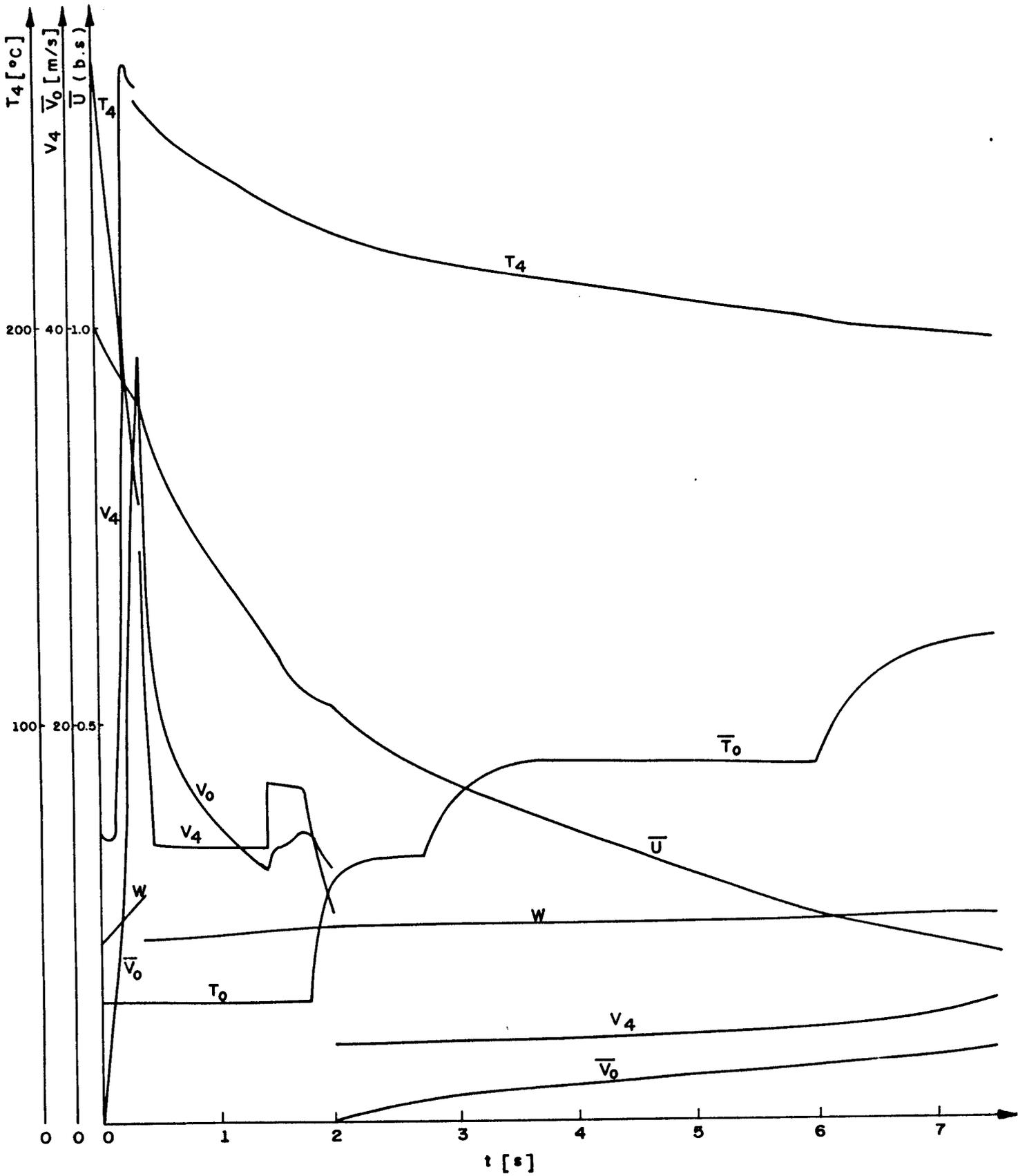


FIG. VII.1. d - MODELO D - VALORES MÉDIOS VARIÁVEIS AO LONGO DO TEMPO  
MODELO I DE INJETOR

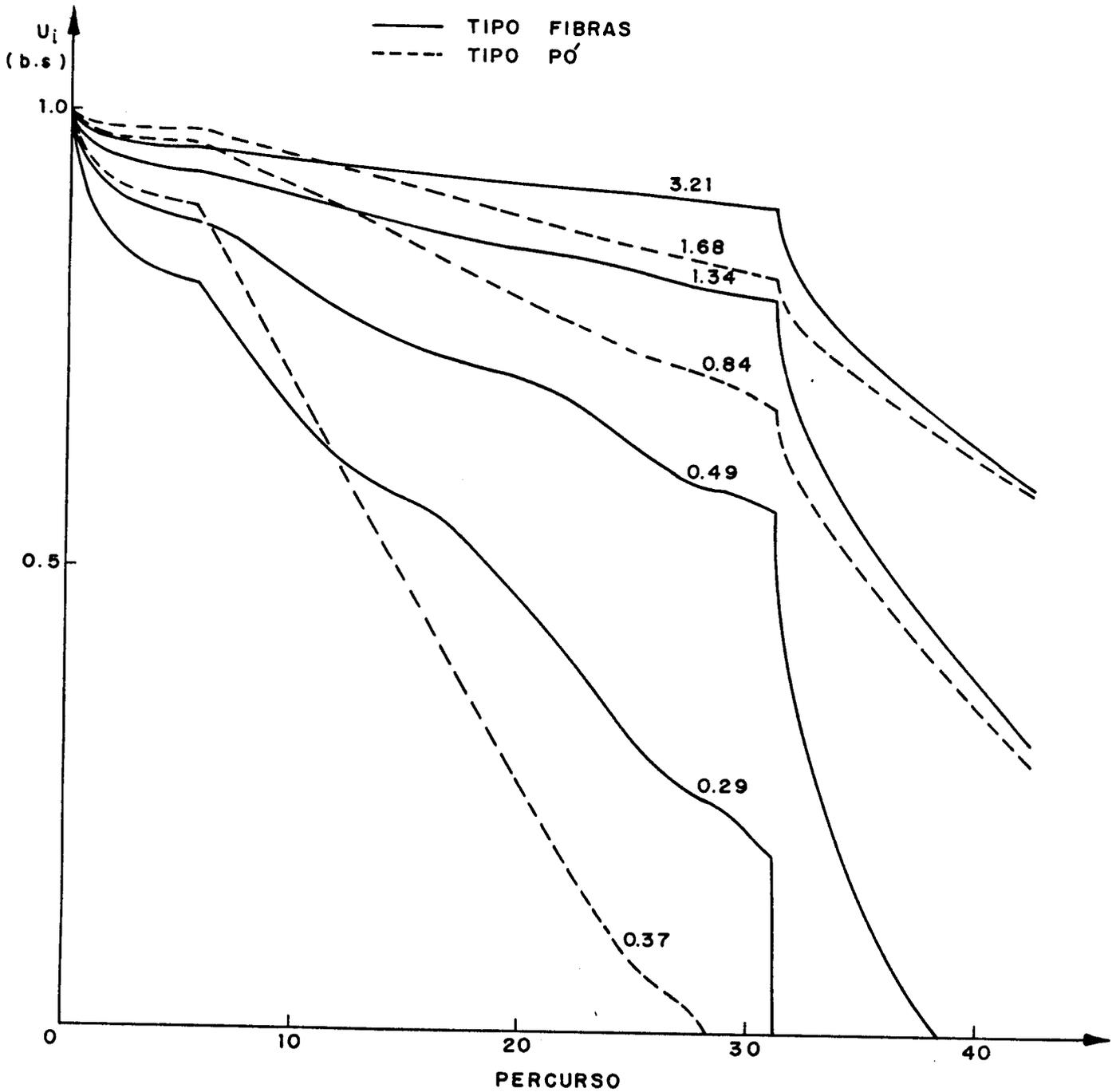


FIG. VII.1.e — MODELO D — UMIDADE DE CADA TAMANHO DE PARTÍCULA AO LONGO DO PERCURSO. — TIPO FIBRAS e TIPO PÓ. OS DIÂMETROS INDICADOS NO GRÁFICO ESTÃO EM [mm]. NAS MESMAS CONDIÇÕES DA FIG. 1.

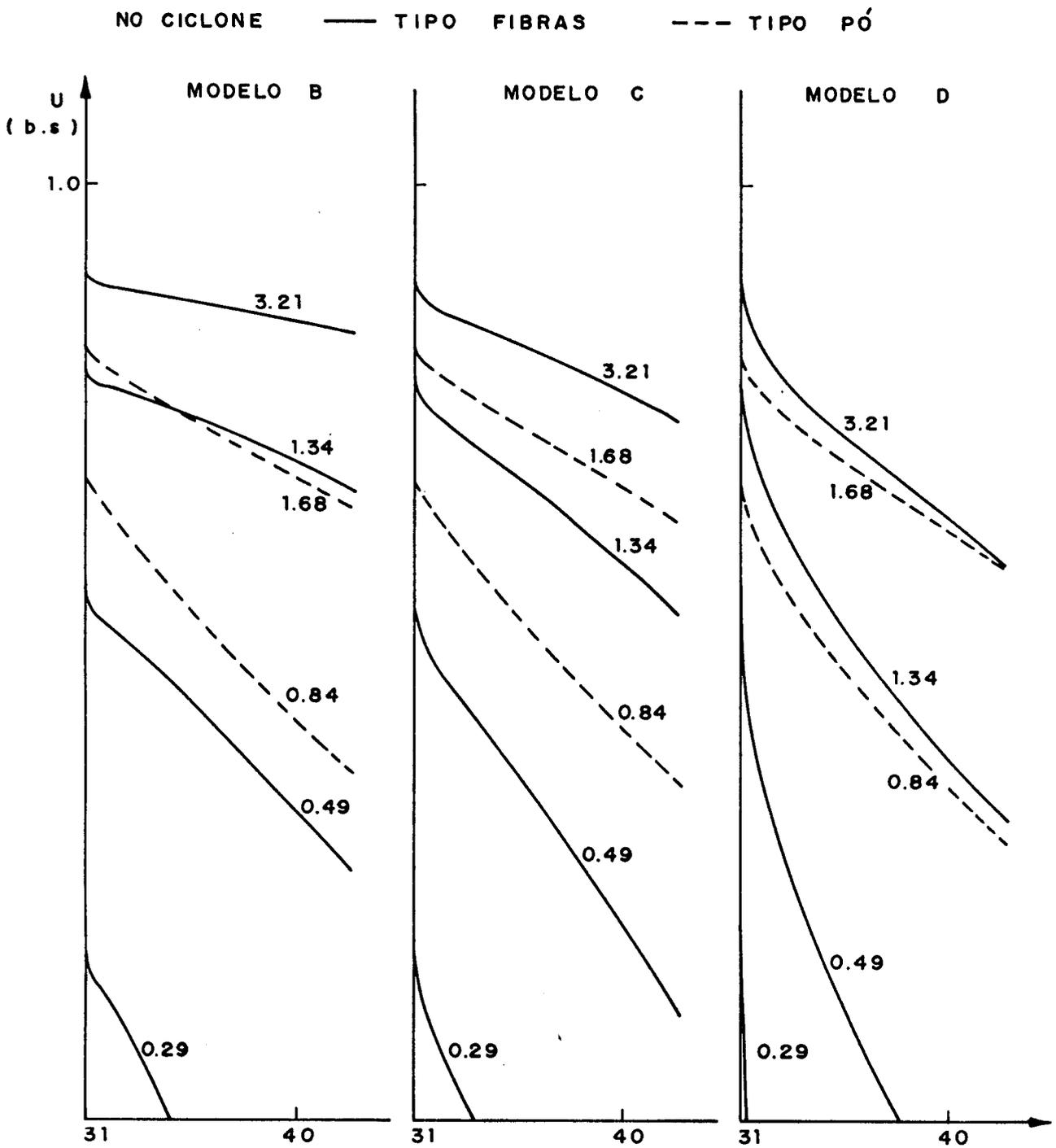


FIG. VII.1.f—UMIDADE DE CADA TAMANHO DE PARTÍCULA AO LONGO DO PERCURSO NO CICLONE PARA CADA UM DOS MODELOS, NAS MESMAS CONDIÇÕES DA FIG. 1. OS DIÂMETROS INDICADOS ESTÃO EM [mm]

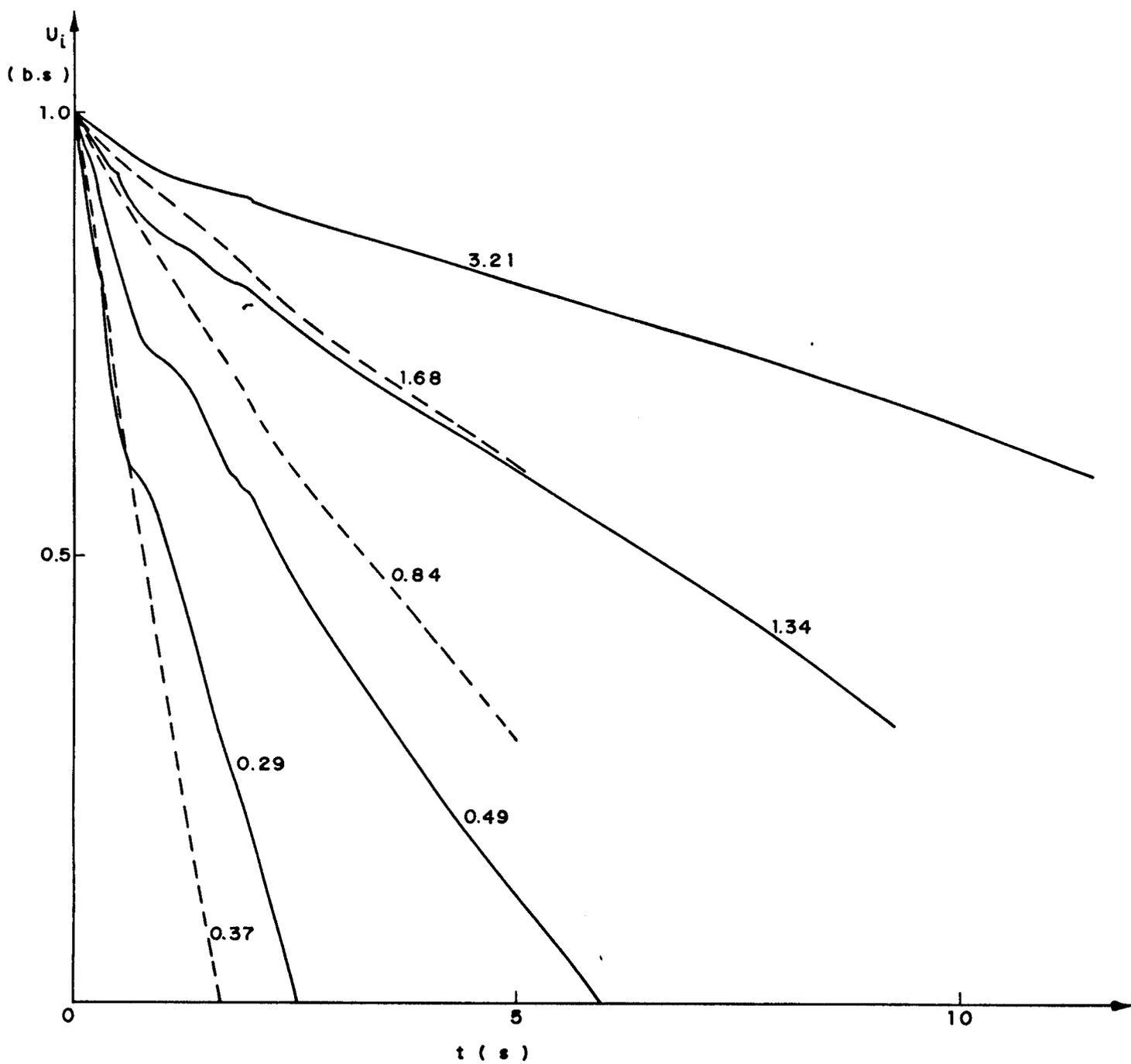


FIG. VII.1.g - MODELO D - UMIDADE DE CADA TAMANHO DE PARTÍCULA EM FUNÇÃO DO TEMPO. INJETOR MODELO I  
 $\dot{m}_0 = 3204 \text{ Kg/h}$      $\dot{m}_4 = 76866 \text{ Kg/h}$      $(T_4)_l = 265^\circ\text{C}$

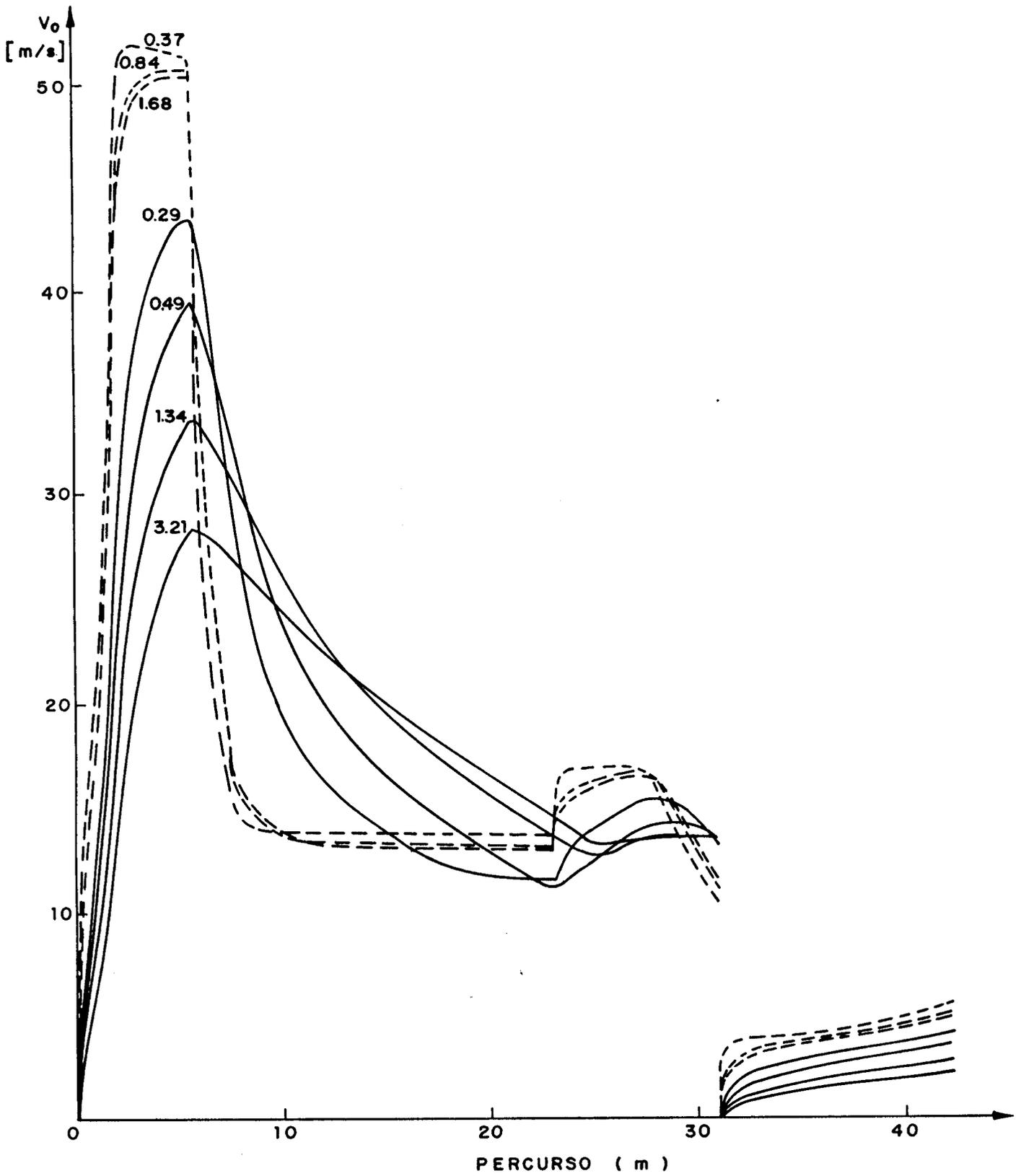


FIG. VII. 1. h - MODELO D - VELOCIDADES NA DIREÇÃO DO PERCURSO PARA CADA TAMANHO DE PARTÍCULA. OS DIÂMETROS SÃO INDICADOS EM [mm]

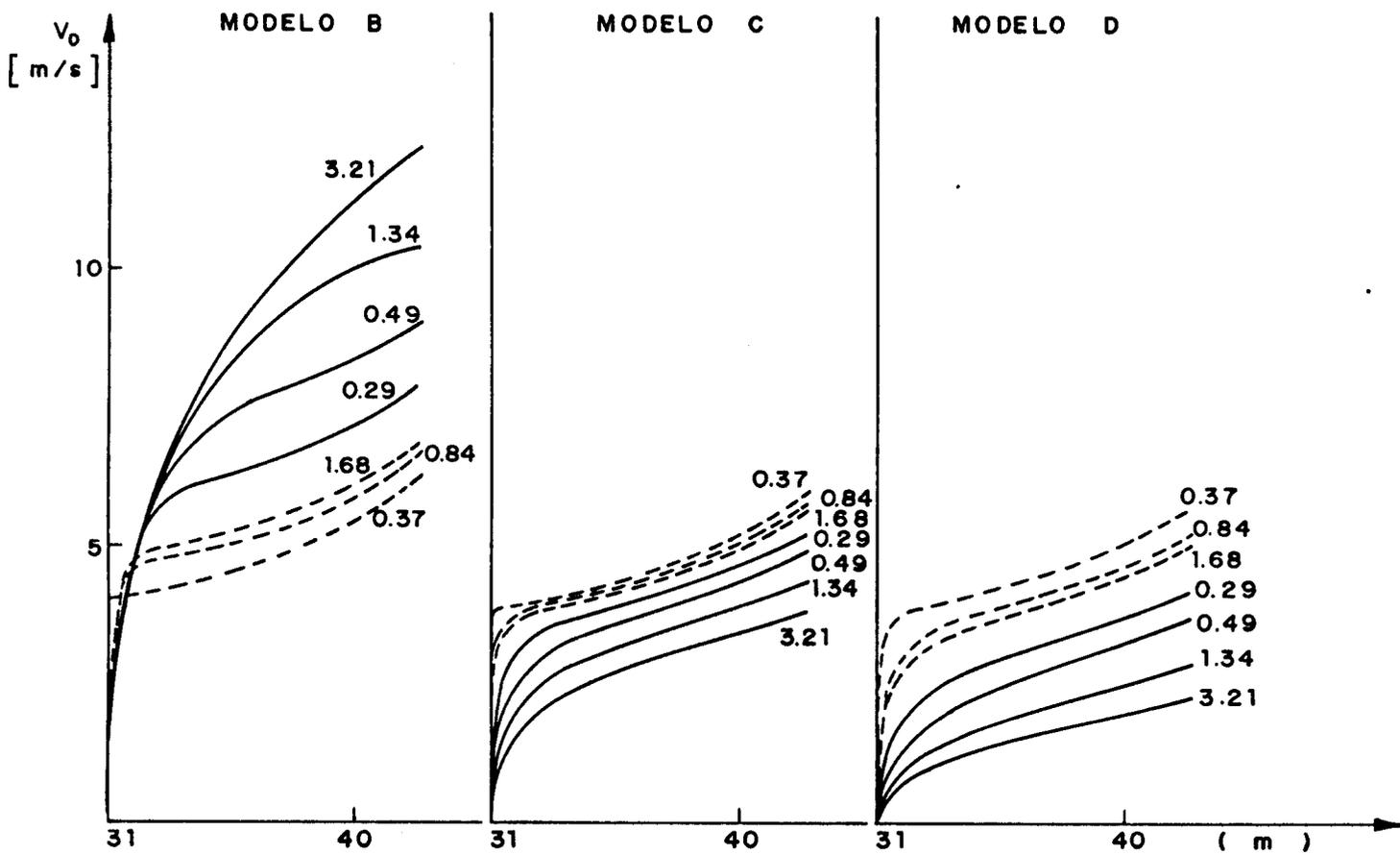


FIG. VII. 1.1 — VELOCIDADE DE CADA TAMANHO DE PARTÍCULA AO LONGO DO PERCURSO NO CICLONE PARA CADA UM DOS TAMANHOS OS DIÂMETROS INDICADOS ESTÃO EM [ mm ]

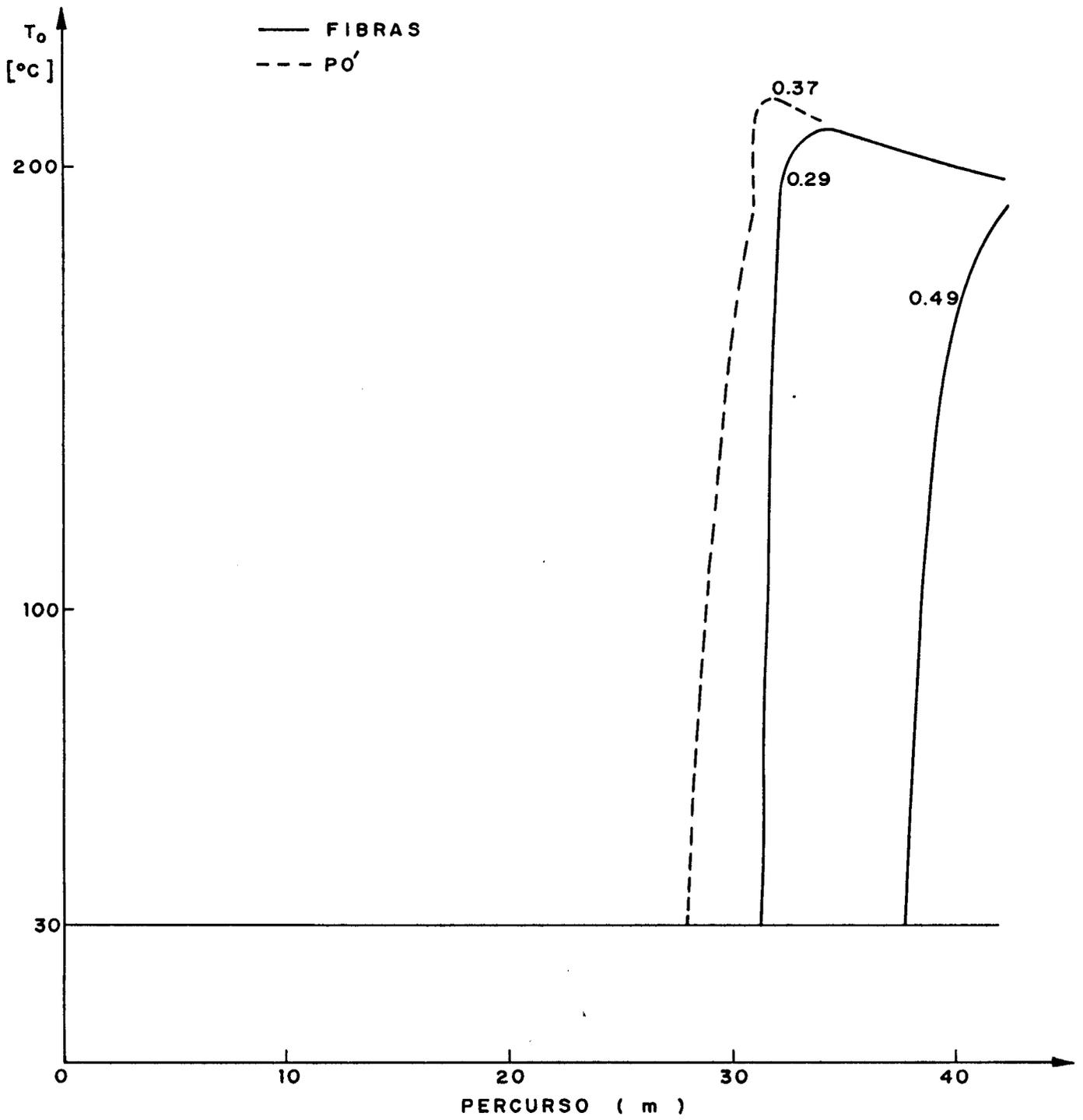


FIG. VII.1.) - MODELO D TEMPERATURA DE CADA TAMANHO DE PARTÍCULA AO LONGO DO PERCURSO. MODELO I DE INJETOR

de secagem. Quando a velocidade relativa diminua a taxa de secagem também diminuiria, de acordo com as correlações conhecidas para transferência de calor. No ciclone se processaria uma boa parte da secagem.

Nas Figs. VII.1.a e b se observa que se bem na parte da coluna os resultados da simulação e os dados experimentais concordam satisfatoriamente o mesmo não acontece no ciclone no caso dos modelos A, B e C. Foi em razão disto que se decidiu introduzir o fator  $\gamma$  de correção. Levando então os resultados a uma boa concordância com os dados medidos.

É bom comparar as Fig. (VII.1.a, b e c) com (VII.1.d) onde foram graficadas as mesmas variáveis, para o modelo D, em função do tempo de permanência médio das partículas no sistema. Ali se observa que o tempo de permanência no ciclone seria bem maior que no resto do sistema, sendo a taxa de secagem mais alta que na última parte da coluna onde a velocidade relativa partículas-gás é baixa.

Como já foi assinalado no Capítulo I, a temperatura do bagaço fica num patamar, aumentando além deste valor só quando alguma das frações de bagaço seca completamente, momento no qual a temperatura dessas partículas começa a crescer rapidamente, elevando assim a média.

O aumento de umidade dos gases acompanharia a diminuição de umidade do bagaço.

### Influência da Granulometria

Independentemente do modelo aqui apresentado, é possível afirmar que a influência da granulometria num secador deste tipo é decisiva, tanto que se poderia dizer que o projeto do secador deve começar com o estudo da granulometria do material a ser secado. No caso do bagaço somam-se ainda dois efeitos: o tamanho das partículas depende do tipo de moenda e do tipo de cana moída; e depois, em qualquer caso, tem-se uma grande diversidade de tamanhos e geometrias de partículas cobrindo uma ampla faixa.

Os gráficos VII.1.e até j mostram esta influência a partir de diferentes pontos de vista.

Na Fig. VII.1.e pode observar-se que enquanto as partículas menores aparentemente secariam completamente, as de tamanho

Tabela VII.1: Tempo de permanência dos diferentes tipos de partículas até o fim de cada etapa do processo, para as condições:  $\dot{m}_4 = 76866$  kg/h,  $\dot{m}_0 = 3204$  kg/h,  $(\dot{m}_4)_e = 5163$  kg/h,  $(T_4)_i = 265^\circ\text{C}$ ; modelo I de injetor de bagaço.

Tipo	$D_p$ [mm]	t [s] até a saída do injetor		t [s] até a entrada no ciclone		t [s] Total			
		A	B	A	B	A	B	C	D
fibras	3,21	0,61	0,58	2,22	2,09	3,74	3,61	6,70	11,40
	1,34	0,48	0,46	2,06	1,98	3,64	3,56	5,87	9,14
	0,49	0,38	0,36	2,06	2,02	3,77	3,73	5,30	7,29
	0,29	0,31	0,29	2,06	2,03	3,95	3,92	4,95	6,20
pó	1,68	0,20	0,19	2,00	1,98	4,12	4,10	4,63	5,14
	0,84	0,20	0,19	1,97	1,97	4,18	4,16	4,56	4,95
	0,37	0,18	0,17	1,95	1,93	4,35	4,33	4,42	4,54
Médio		0,376	0,358	2,053	1,996	3,905	3,847	5,374	7,505

maior completariam o percurso mantendo-se ainda bastante úmidas. Na Fig. VII.1.f se observa a resposta diferente do sistema no ciclone segundo cada um dos modelos adotados, no caso das partículas de menor massa, a diferença na resposta nos três modelos é menor.

A cinética do movimento das partículas é também diferente, na Fig. VII.1.h pode observa-se que em quanto a aceleração (ou deceleração) das partículas de menor massa é rapidíssima, com a menor praticamente acompanhando a velocidade do gás, as maiores reagem bem mais lentamente. No gráfico VII.1.i pode avaliar-se de que maneira atua a correção da velocidade proposta nos modelos C e D. A correção atua mais fortemente nas partículas maiores, além do que ao desconsiderar o peso inverte-se a relação das velocidades (Modelos B e C).

Fig. VII.1.j: o comportamento da temperatura de cada fração já foi assinalado.

Em razão das diferentes velocidades, os tempos de permanência são bastante diferentes, como se observa na Fig. VII.1.g completada com a Tabela VII.1.

### Comparação de dois Modelos de Injetor

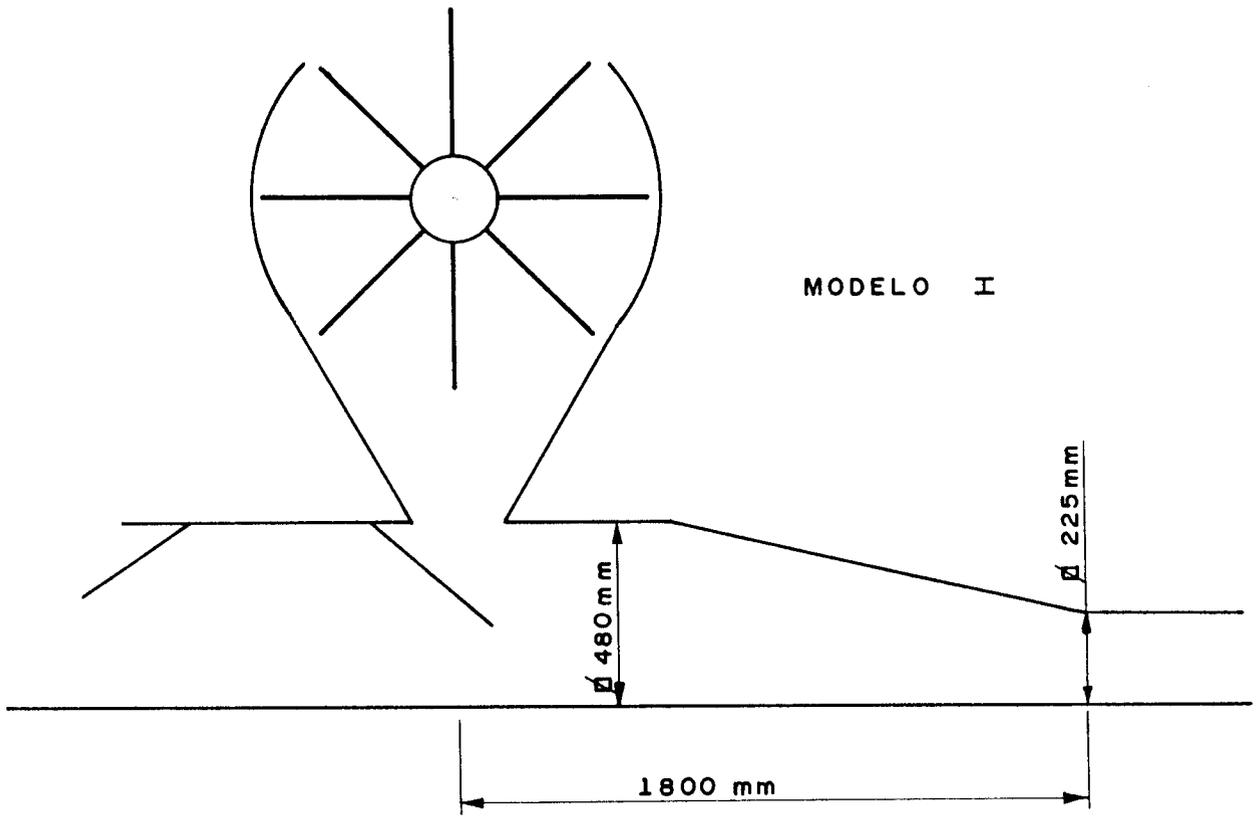
#### Perda de Carga no Sistema

Depois de aproximadamente um ano de testes com um primeiro modelo de injetor, ele foi trocado por um modelo novo, com outra concepção como se vê no desenho em baixo, e paralelamente foi tirada a válvula alimentadora que selava a entrada de ar.

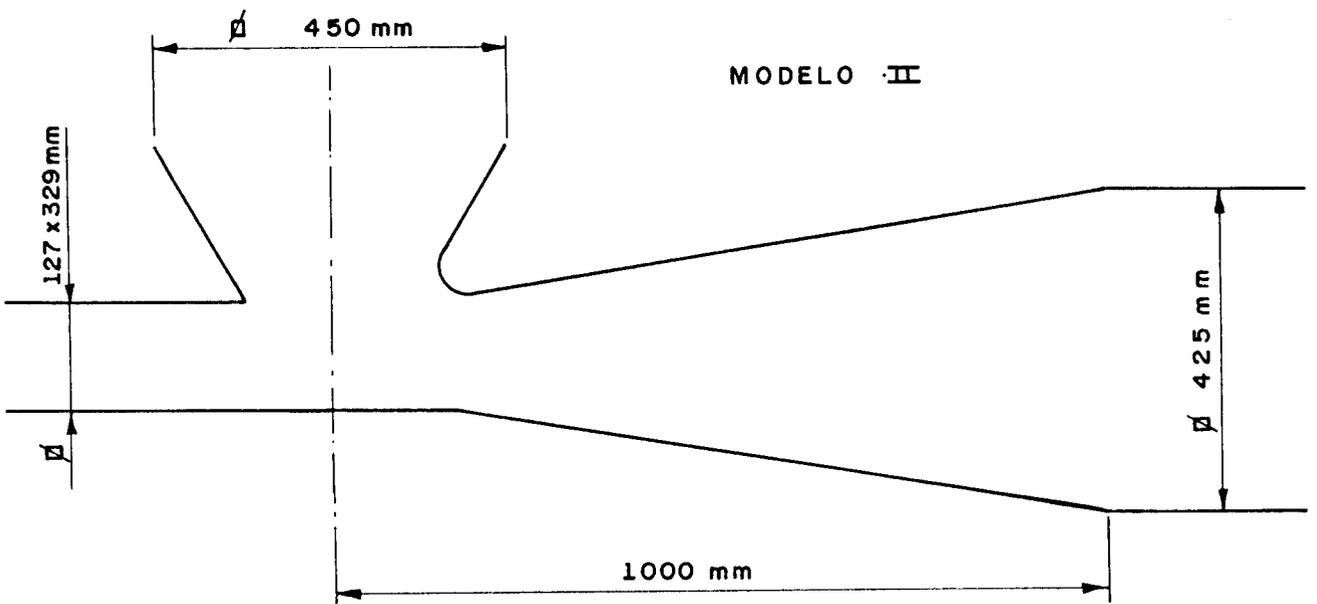
Na Fig. VII.2.a e b foram graficados os valores médios das variáveis ao longo do percurso para um caso hipotético: o modelo II de injetor funcionando com e sem válvula alimentadora nas mesmas condições da Fig.1. Ao funcionar sem válvula alimentadora existirá uma entrada importante de ar ambiente. O injetor II funcionou com uma razão maior de gases, que foi medida, conjuntamente com a entrada de ar ambiente (dados no Apêndice C), também alongou-se o percurso das partículas em 0,5m.

Comparando as Figs. VII.1.a, b e c (Modelo D) e VII.2.a e b, observa-se que com o modelo I as partículas se aceleram mais devagar, em razão da geometria diferente e do fluxo menor de gases. No modelo II, pelo contrário, a velocidade média praticamente não muda depois de 2m de percurso dentro do injetor.

Modelo I



Modelo II



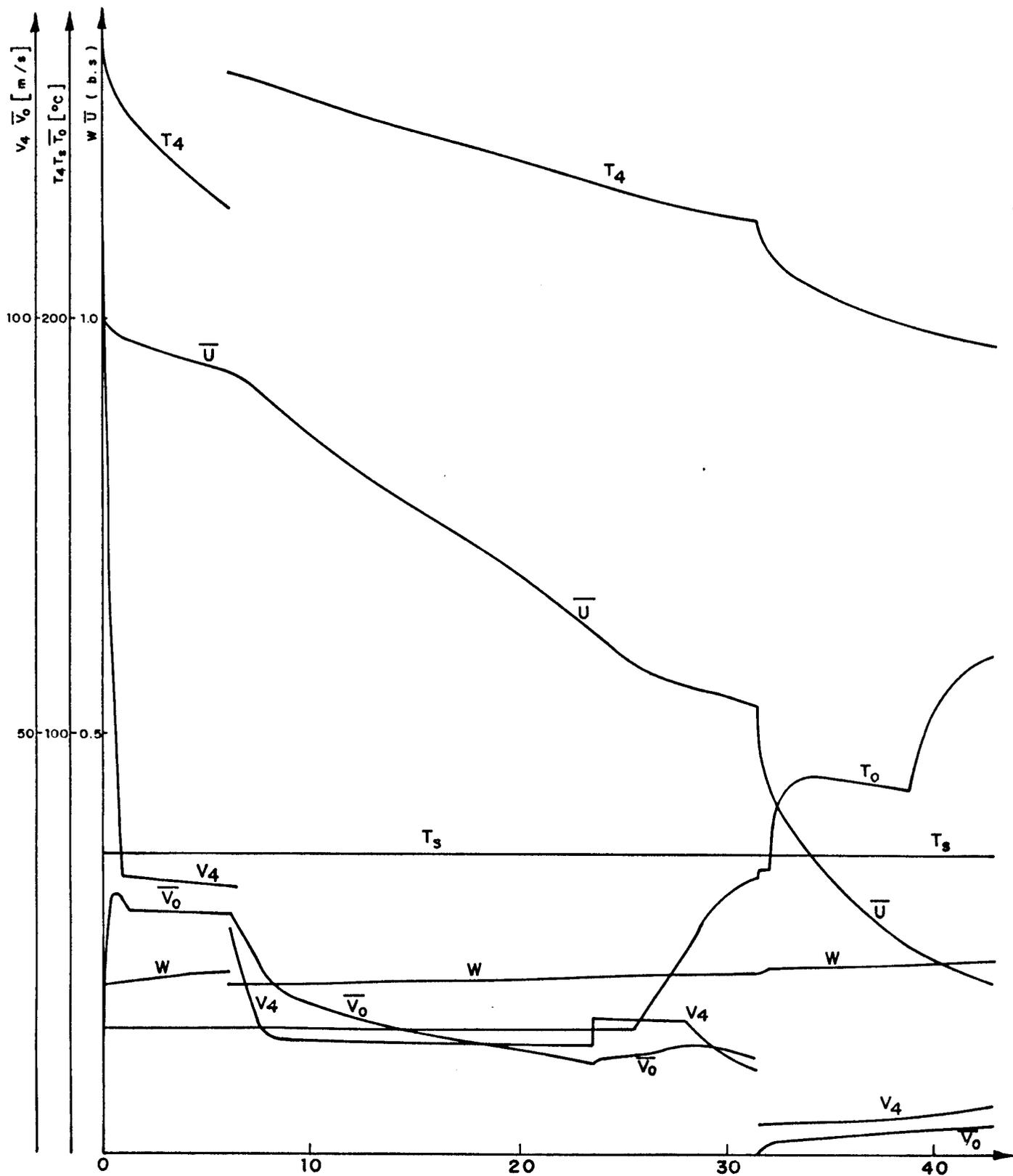


FIG. VII. 2 a - VALORES MÉDIOS DAS VARIÁVEIS AO LONGO DO PERCURSO  
 MODELO II DE INJETOR COM VÁLVULA ALIMENTADORA  
 $\dot{m}_0 = 3204 \text{ Kg/h}$   $\dot{m}_4 = 76866 \text{ Kg/h}$   $(\dot{m}_4)_e = 10878 \text{ Kg/h}$   $(T_4)_i = 265^\circ\text{C}$

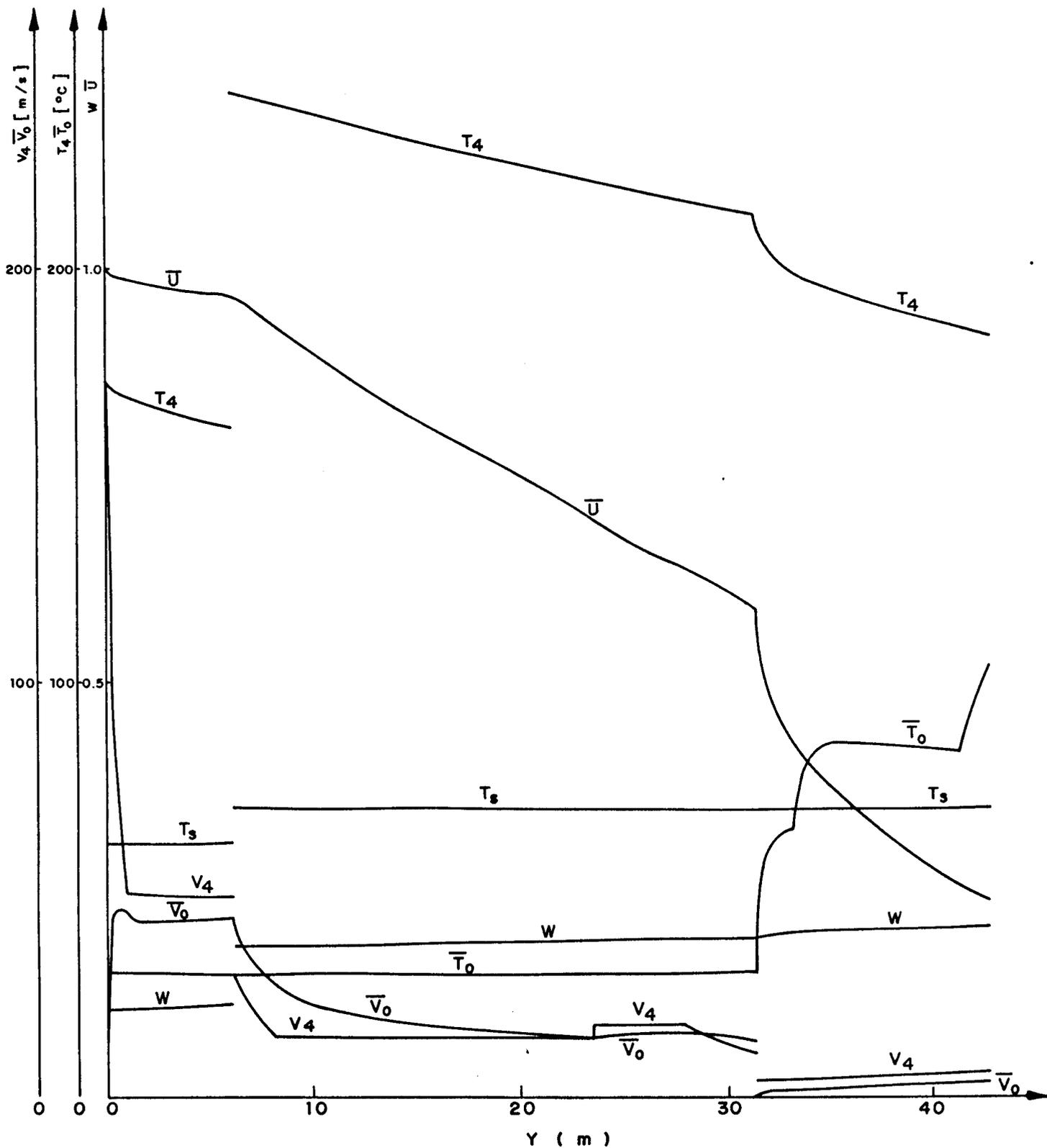


FIG. VII. 2 b - VALORES MÉDIOS DAS VARIÁVEIS AO LONGO DO PERCURSO  
 MODELO II DE INJETOR DE BAGAÇO SEM VÁLVULA ALIMENTADORA  
 $\dot{m}_4 = 76866 \text{ Kg/h}$   $\dot{m}_0 = 3204 \text{ Kg/h}$   $(\dot{m}_4) = 10878 \text{ Kg/h}$   $(T_4) = 265^\circ\text{C}$

A Tabela VII.2 é um quadro comparativo das velocidades alcançadas, segundo a simulação efetuada, por cada tamanho de partícula no injetor.

Tabela VII.2: Velocidade do bagaço e dos gases para as distintas frações de tamanho na saída do injetor, para as seguintes condições:  $\dot{m}_0 = 3204$  kg/h,  $\dot{m}_4 = 76866$ ,  $(\dot{m}_4)_{iI} = 5163$  kg/h,  $(\dot{m}_4)_{iII} = 10878$  kg/h  $(\dot{m}_{ar})_{iII} = 9779$  kg/h,  $(T_4)_i = 265^\circ\text{C}$

Tipo	$D_p$ [mm]	$V_o$ [m/s]		
		Modelo I com válvula	Modelo II com válvula	Modelo II sem válvula
fibras	3,21	28,0	22,5	33,6
	1,34	33,4	26,4	39,2
	0,49	39,1	31,1	45,7
	0,29	43,8	35,1	51,9
pó	1,68	50,3	32,6	48,5
	0,84	50,6	32,3	48,2
	0,37	51,4	32,0	47,6
média		38,2	28,8	42,7
dos gases		51,2	32,1	47,7

A Tabela VII.3 é um quadro comparativo teórico do desempenho do sistema com os dois injetores para vazões dos gases no injetor iguais as de operação e 50% maiores. Observa-se que não haveriam vantagens no aumento de vazão no injetor e que, como seria de se esperar, o ar ambiente que entra no injetor II exerce um efeito negativo, se bem que a performance final, nos três casos, é muito próxima.

Na Tabela VII.4 são reportados os valores de perda de carga calculados segundo o proposto no Capítulo VI, para as mesmas condições analisadas na tabela anterior.

Tudo indica, pelas particularidades deste sistema, que a perda de carga mais importante ocorre no injetor, entrando as partí

Tabela VII.3: Variáveis significativas do sistema em diferentes pontos, para as seguintes condições:  $\dot{m}_4 = 76866$  kg/h,  $\dot{m}_0 = 3204$  kg/h,  $(u)_I = 1,0$  (b.s.),  $(T_4)_I = 265^\circ\text{C}$ ,  $(\dot{m}_4)_{II} = 5163$  e  $7744,5$  kg/h,  $(\dot{m}_4)_{III} = 10878$  e  $16317$  kg/h,  $(\dot{m}_{ar})_{II} = 9779$  kg/h.

	$V_4$ [m/s]	$\bar{V}_0$ [m/s]	$\bar{u}$ (b.s.)				$T_4$ [ $^\circ\text{C}$ ]				$\bar{t}$ [s]			
			Na saída do injetor	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	Na saída do injetor	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	Na saída do injetor	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final
Modelo I com válvula	51,2	38,2	0,904	0,521	0,208	156	224	196	0,353	1,95	7,50			
	81,2	59,2	0,906	0,519	0,205	192	224	196	0,237	1,66	7,23			
Modelo II com válvula	32,1	28,8	0,936	0,537	0,204	227	224	194	0,211	2,03	7,81			
	49,1	43,5	0,944	0,543	0,209	242	224	194	0,143	1,73	7,52			
Modelo II sem válvula	47,7	42,7	0,967	0,589	0,235	161	213	184	0,145	1,42	7,01			
	64,9	57,3	0,965	0,566	0,232	185	213	183	0,109	1,48	6,89			

culas com boa velocidade na coluna principal, se reduziria enormemente a perda de carga nela. Além disto, um dado importante de projeto, tal qual é a perda de carga que deve suportar o ventilador do injetor, varia muito com a vazão de gases nele, e conseqüentemente com a velocidade das partículas, e como vimos na Tabela VII.3, nem sempre é compensador acelerar as partículas além de um certo valor, o que aumentaria bastante a perda de carga no injetor diminuindo levemente na coluna.

No item seguinte são reportados dados de perda de carga para vazões de bagaço maiores.

Tabela VII.4: Perda de carga no sistema para as mesmas condições analisadas na Tabela VII.3

	Perda de carga [K Pa]			
	Ao longo do injetor	Ao longo da coluna	No ciclone	Ao longo da coluna e o ciclone
Modelo I com válvula alimentadora	1,293	0,113	0,266	0,379
	2,152	0,094	0,266	0,360
Modelo II com válvula alimentadora	1,217	0,124	0,248	0,372
	1,885	0,111	0,248	0,359
Modelo II sem válvula alimentadora	1,875	0,117	0,298	0,415
	2,628	0,104	0,298	0,402

#### Resultados para Diferentes Vazões de Bagaço

Com a finalidade de comparar com dados experimentais disponíveis foi simulada a secagem para diferentes vazões de bagaço, e vazão e temperatura inicial dos gases fixas, com o modelo II de injetor. As condições e resultados são mostrados nas Figs. VII.3 e VII.4. A concordância com os dados experimentais é satisfatória, além do mais levando-se em conta que as condições experimentais não

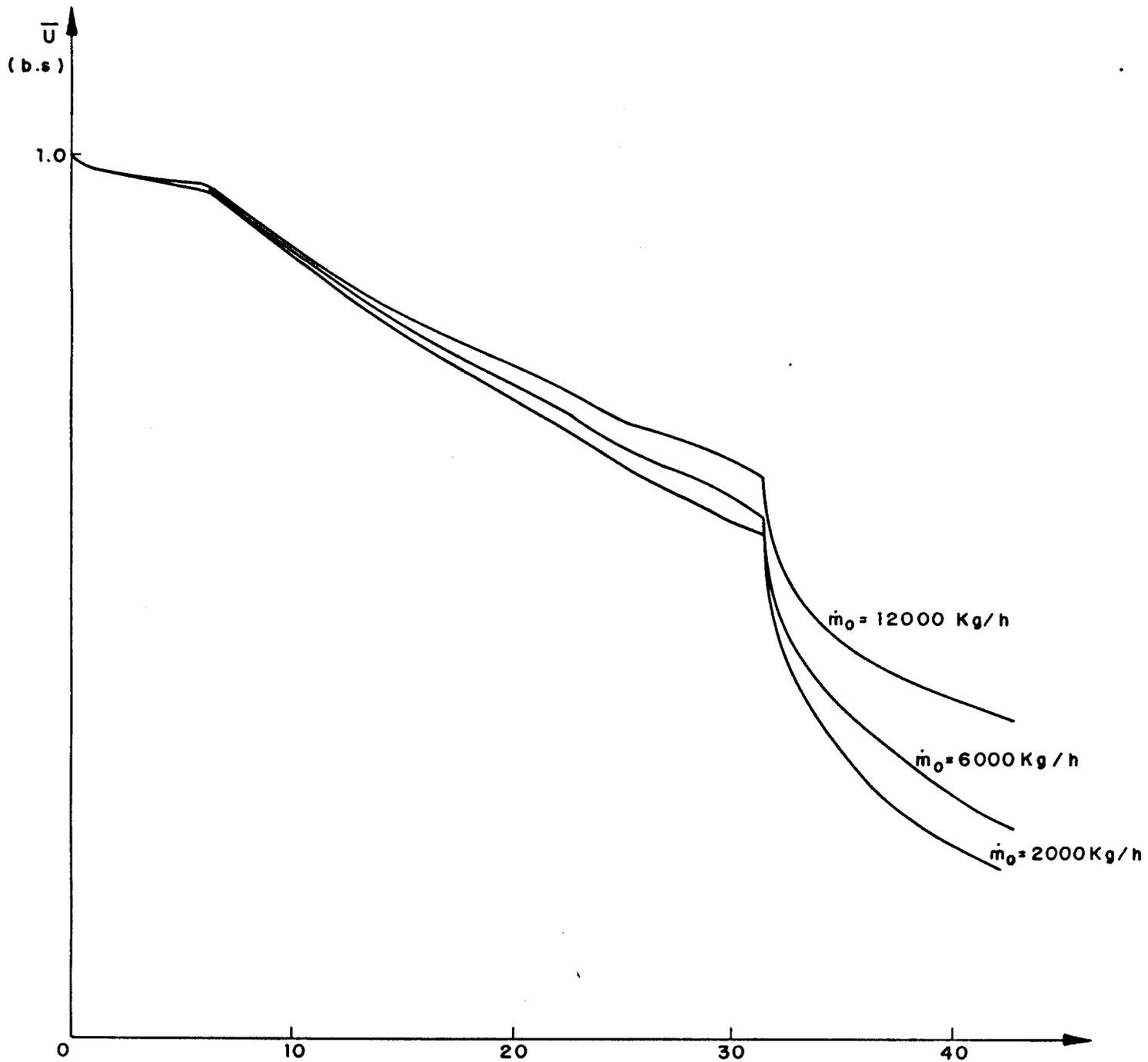


FIG. VII. 3 - VARIAÇÃO DA UMIDADE MÉDIA AO LONGO DO PERCURSO PARA DIFERENTES RAZÕES DE BAGAÇO

$\dot{m}_4 = 86.400 \text{ Kg/h}$      $\dot{m}_0 = 10878 \text{ Kg/h}$      $(T_4) = 300^\circ\text{C}$      $(\dot{m}_4) = 10878 \text{ Kg/h}$   
 INJETOR MODELO II - SEM VÁLVULA ALIMENTADORA  
 COLUNA DE TUBO DUPLO

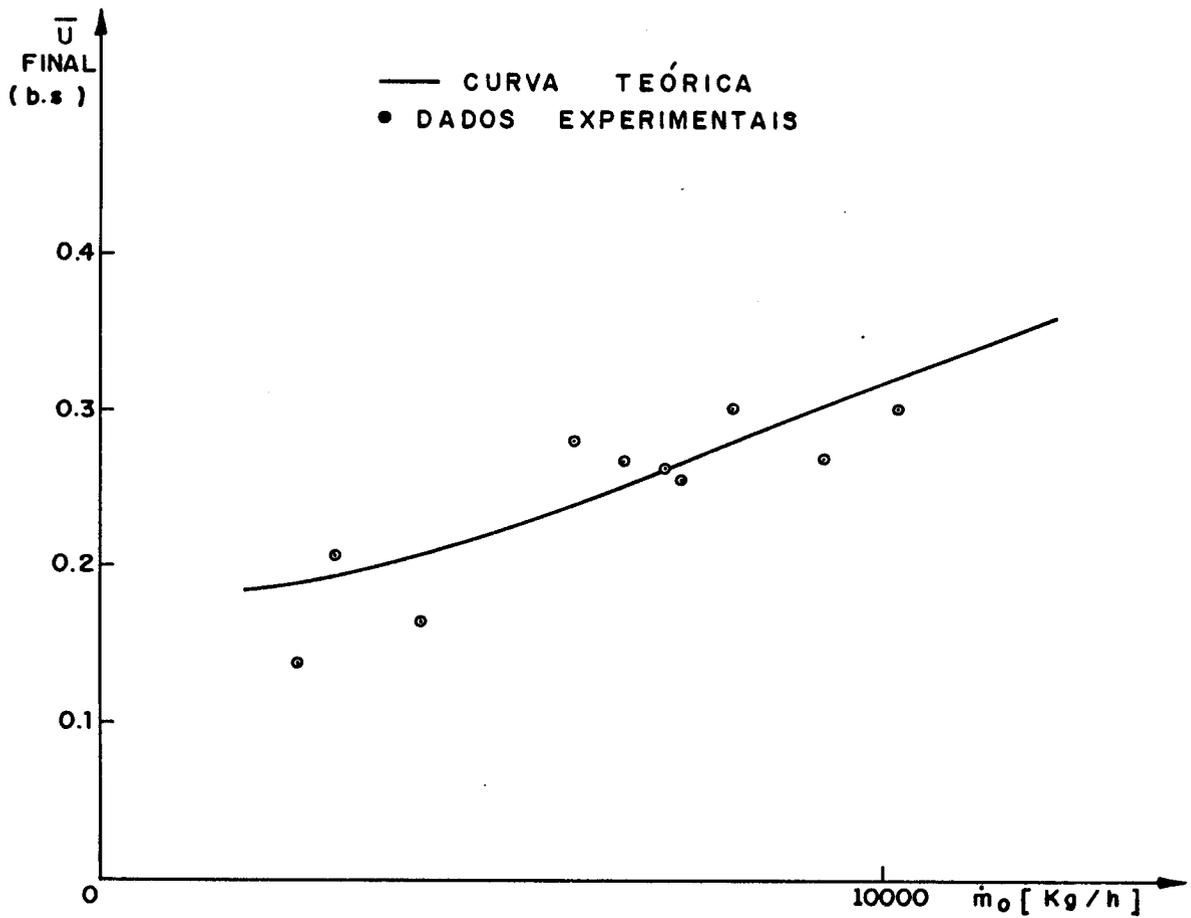


FIG. VII. 4 — COMPARAÇÃO DOS RESULTADOS TEÓRICOS COM DADOS EXPERIMENTAIS  
 $\dot{m}_4 = 86400 \text{ Kg/h}$      $(\dot{m}_4)_e = 10878 \text{ Kg/h}$      $(T_4) = 300^\circ\text{C}$   
 INJETOR II , SEM VÁLVULA ALIMENTADORA

Tabela VII.5: Valores das variáveis significativas do sistema em diferentes pontos. Para as condições:  $(u)_i = 1,0$  (b.s.),  $(w)_i = 0,199$  (b.s.),  $\dot{m}_4 = 86400$  kg/h,  $(\dot{m}_4)_i = 10878$  kg/h,  $\dot{m}_{ar} = 9779$  kg/h,  $(T_4)_i = 300^\circ\text{C}$ . Injetor II, sem válvula alimentadora.

$m_0$ [kg/h]	$V_4$ [m/s]	$V_0$ [m/s]	$\bar{u}$ (b.s.)			$T_4$ [ $^\circ\text{C}$ ]			Perda de Carga [k Pa]			$\bar{t}$ [s]
			Na saída do injetor	Na saída do injetor	Final	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	No injetor	Na coluna ciclone	No ciclone	
2000	50,5	44,9	0,961	0,571	0,186	186	259	240	1,334	0,116	0,401	5,85
6000	49,3	44,3	0,963	0,590	0,239	171	227	180	3,485	0,101	0,390	6,15
10000	48,2	43,8	0,965	0,621	0,319	158	201	139	5,772	0,087	0,380	6,43
12000	47,8	43,6	0,966	0,636	0,358	152	190	123	6,938	0,080	0,376	6,56

podem ser tão adequadamente mantidas constantes como na teoria.

Na Tabela VII.5 foi feito um quadro comparativo teórico das variáveis significativas do sistema em diferentes pontos. Os resultados são coerentes, e concordam com os dados experimentais, prevendo que para vazões bastante altas de bagaço ainda se obtém bons valores da umidade final, mas aumentando bastante a perda de carga no injetor.

### Perdas de Calor no Sistema

Inicialmente, o sistema constava de uma coluna principal de tubo duplo, (embora o injetor, a conexão coluna-ciclone e o ciclone foram sempre de paredes simples), de acordo com a descrição do Capítulo V, e depois foi retirado o tubo externo. Foi feita a simulação para as duas condições para valores máximo e mínimo de vazão de bagaço. Na Tabela VII.6 reporta-se o quadro comparativo para estas duas situações.

Os resultados são lógicos já que as perdas aumentam para vazões baixas de bagaço, em virtude da temperatura dos gases se manter alta até o final do processo.

A influência das perdas de calor no valor final da umidade do bagaço seria, aparentemente, muito pequena.

### Resultados Variando a Vazão de Gases no Sistema

Na Tabela VII.7 reportam-se os dados, resultado da simulação, relativos ao funcionamento do secador para diferentes vazões de gases na coluna principal e no injetor, os valores de funcionamento atuais e outros, 50% superiores. O resto dos parâmetros foi mantido constante, como se indica ao pé da tabela.

Aparentemente não haveria um ganho significativo em termos da secagem na utilização de vazões mais altas de gás, em troca, a perda de carga no ciclone e no injetor aumentariam bastante, além das perdas de calor, que também aumentam.

Estes resultados podem explicar-se pelo fato que o tempo de permanência das partículas no sistema é menor, e o efeito de desaceleração na saída do injetor é também menor em razão da maior velocidade dos gases, o único elemento a favor seria o da temperatura mais alta nos gases.

Tabela VII.6: Perdas de calor para coluna de tubo duplo e tubo simples para dois valores (mínimo e máximo) de vazão de bagaço seco. Nas condições:  $(\bar{u})_1 = 1,0$  (b.s.),  $(w)_1 = 0,199$  (b.s.),  $\dot{m}_4 = 86400$  kg/h,  $(\dot{m}_4)_e = 10878$  kg/h,  $\dot{m}_{ar} = 9779$  kg/h,  $(T_4)_1 = 300^\circ\text{C}$ . Injetor II, sem válvula alimentadora.

$\dot{m}_o$ [kg/h]	Na coluna	$T_4$ [°C]				$\bar{u}$ (b.s.)				Perdas de Calor			
		Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	Taxa no injetor [Kw/m]	Taxa na coluna até o ciclone [Kw/m]	Taxa no ciclone [Kw/m]	Total no sistema [Kw]	% do calor total trocado	
2000	tubo duplo	186,2	259,5	239,5	0,961	0,571	0,186	0,718	2,784	7,506	160,3	7,9	
	tubo simples	186,2	258,8	238,8	0,961	0,572	0,187	0,718	3,973	7,877	190,0	9,3	
12000	tubo duplo	151,7	189,8	123,1	0,966	0,636	0,358	0,573	2,067	2,887	88,75	1,5	
	tubo simples	151,7	189,4	122,8	0,966	0,636	0,359	0,573	2,914	2,875	110,1	1,8	

Tabela VII.7: Valores significativos das variáveis para duas vazões de bagaço, aumentando a vazão de gases na coluna em 50%.  $(\bar{u})_i = 1,0$  (b.s.),  $(w)_i = 0,199$  (b.s.),  $\dot{m}_{ar} = 9779$  kg/h,  $(T_4)_i = 300^\circ\text{C}$ . Injetor II, sem válvula alimentadora, coluna de tubo simples.

$\dot{m}_4$ [kg/h]	$\dot{m}_4$ [kg/h]	$(\dot{m}_4)_e$ [kg/h]	$T_4 [^\circ\text{C}]$						$\bar{u}$ (b.s.)			Perda de Carga [k Pa]			Perda de Calor [Kw]	
			Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	No injetor	Na coluna	No ciclone	Total	% do calor total trocado			
5000	86400	10878	174,5	234,1	193,0	0,962	0,584	0,228	2,938	0,105	0,392	158,1	4,4			
	129600	10878	174,5	260,3	225,4	0,962	0,665	0,234	2,938	0,126	0,858	186,7	5,0			
10000	86400	10878	157,6	200,6	138,8	0,965	0,622	0,320	5,772	0,087	0,380	120,9	2,2			
	129600	10878	157,6	239,5	180,8	0,965	0,684	0,283	5,772	0,116	0,843	157,3	2,6			

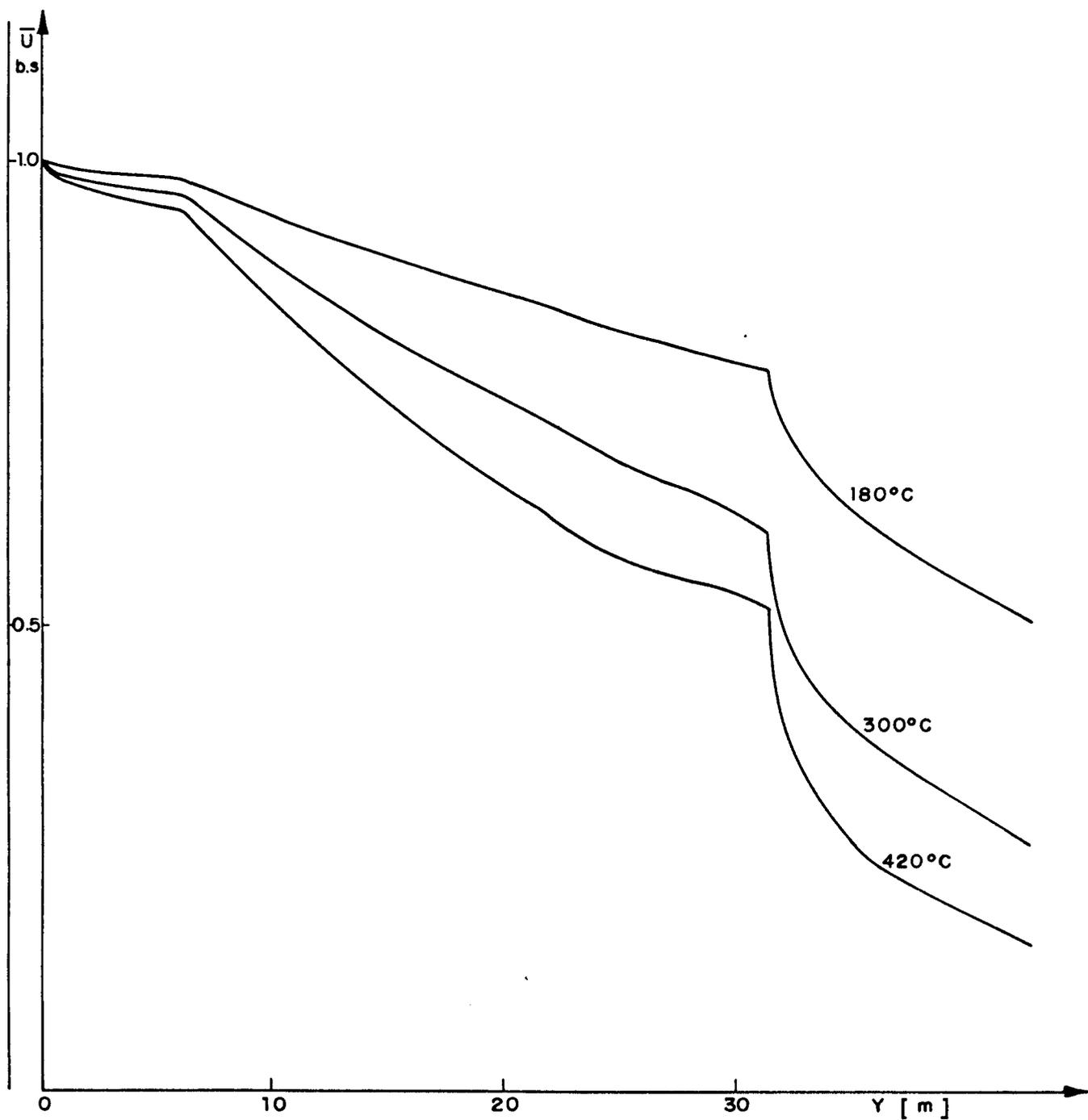


FIG. VII. 5 - VALORES MÉDIOS DA UMIDADE AO LONGO DO PERCURSO PARA TRÊS NÍVEIS DE TEMPERATURA INICIAL DOS GASES DE SECAGEM  
 $\dot{m}_4 = 86400 \text{ Kg/h}$      $\dot{m}_0 = 7500 \text{ Kg/h}$      $(\dot{m}_4)_l = 10878 \text{ Kg/h}$   
 MODELO II DE INJETOR, SEM VÁLVULA ALIMENTADORA

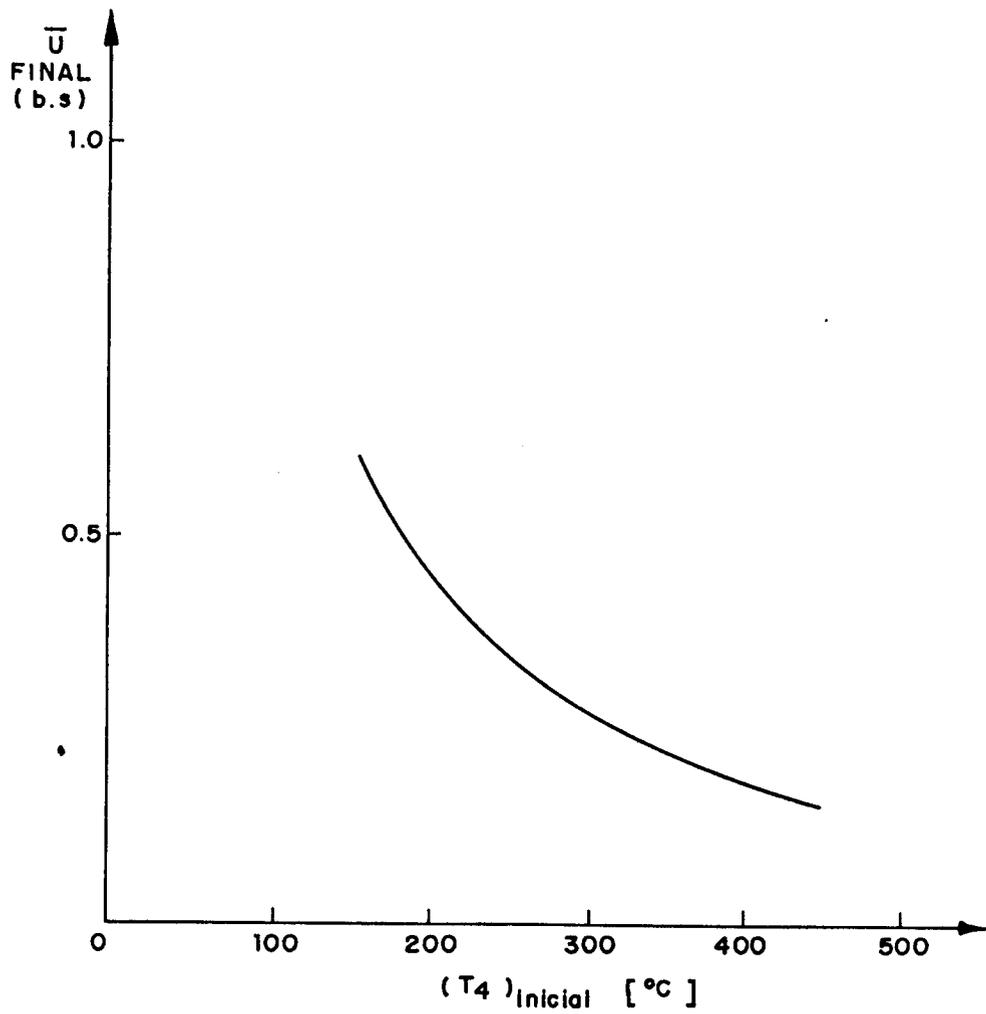


FIG. VII. 6 — UMIDADE MÉDIA FINAL EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA DE ENTRADA DOS GASES DE SECAGEM  
 $(U)_i = 1.0$      $(W)_i = 0.199$      $\dot{m}_4 = 86400 \text{ Kg/h}$   
 $\dot{m}_0 = 7500 \text{ Kg/h}$   
 INJETOR II — SEM VÁLVULA ALIMENTADORA

O cálculo foi feito com o mesmo coeficiente de correção das velocidades no ciclone,  $\gamma = 8$ , obtido com a primeira série de dados experimentais.

### Resultados Variando a Temperatura de Entrada dos Gases de Secagem

Na Tabela VII.8 são apresentados resultados teóricos para diferentes níveis da temperatura inicial dos gases de secagem que corresponderiam na prática a um caso sem pré-aquecedor do ar da caldeira ( $(T_4)_i = 420^\circ\text{C}$ ) e dois com pré-aquecedores de diferente tipo ( $(T_4)_i = 300$  e  $180^\circ\text{C}$ ); o restante das condições foram mantidas constantes e se especificam ao pé da tabela.

A Fig. VII.5 mostra a variação da umidade média do bagaço ao longo do percurso para os três níveis de temperatura. A Fig. VII.6 mostra a dependência da umidade final obtida em função da temperatura inicial dos gases.

O aumento de temperatura dos gases modificaria as velocidades no sistema, o que acarretaria uma maior perda de carga global, mas o aumento das perdas de calor não seria significativo.

De acordo com estes resultados teóricos a performance do sistema é boa mesmo em baixas temperaturas.

### Resultados para uma Coluna Principal 10 Metros mais Curta

No projeto original, de acordo aos resultados teóricos, observou-se que na parte final da coluna teria-se uma taxa de secagem menor, visto que nesta região as partículas se movimentariam com velocidades muito próximas à do gás. Decidiu-se então testar o comportamento do sistema com uma coluna 10 metros mais curta, mantendo o restante do projeto no mesmo dimensionamento, ou seja, dos 25,4 m originais a coluna passaria a ter só 15,4 m.

Na Fig. VII.7 graficaram-se os resultados teóricos da umidade média ao longo do percurso para as dimensões originais do sistema e para o caso da coluna mais curta, para uma vazão de bagaço seco de 7,5 ton/h e o restante das condições indicadas na figura.

Na Tabela VII.9 mostram-se os resultados para diferentes vazões de bagaço, e na VII.10 para diferentes temperaturas ini-

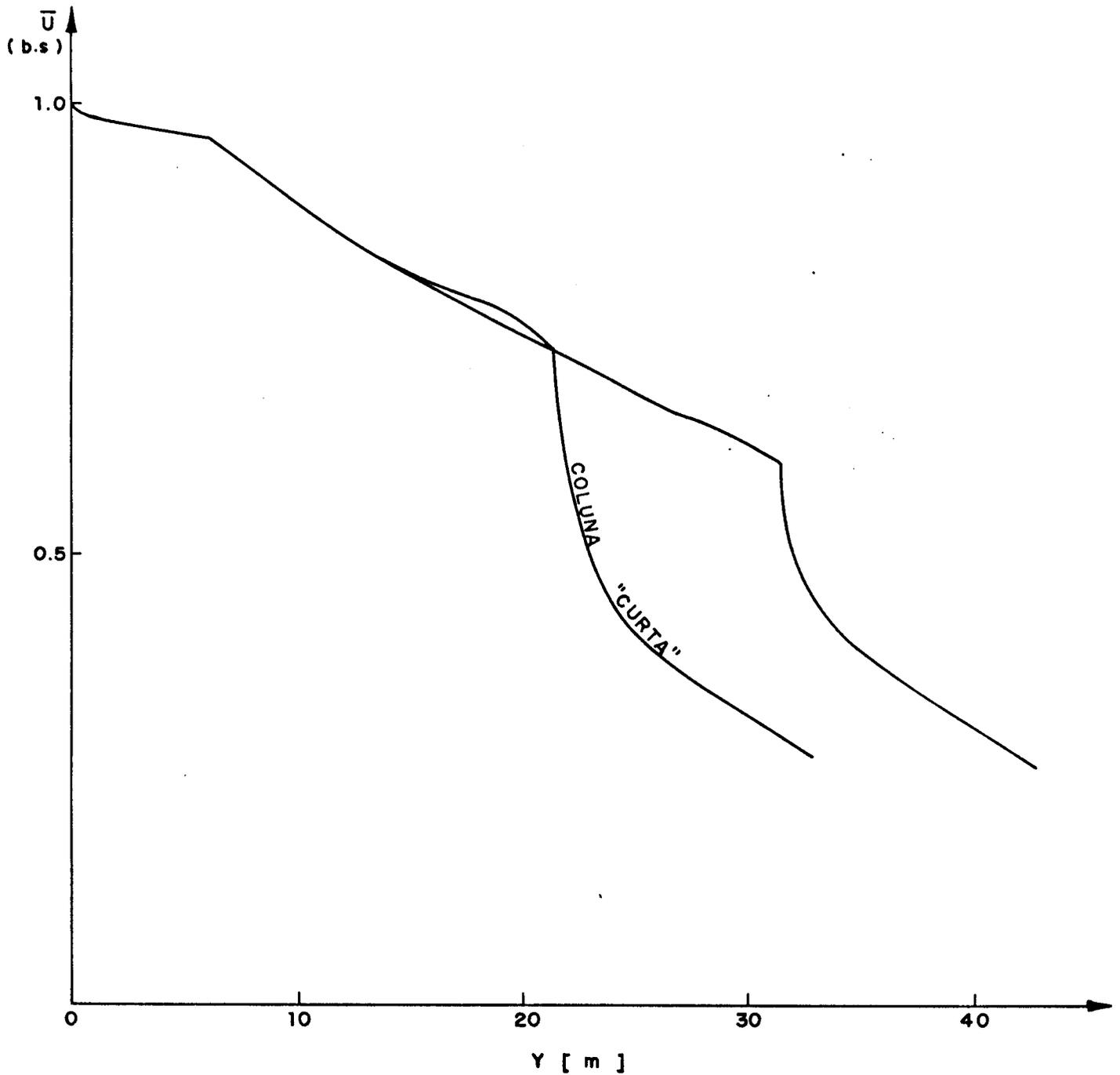


FIG. VII.7 - VARIAÇÃO DA UMIDADE MÉDIA AO LONGO DO PERCURSO PARA DOIS COMPRIMENTOS DIFERENTES DA COLUNA PRINCIPAL

$$\dot{m}_0 = 7500 \text{ Kg/h} \quad \dot{m}_4 = 86400 \text{ Kg/h} \quad (\dot{m}_4)_e = 10878 \text{ Kg/h}$$

$$(T_4)_i = 300^\circ\text{C}$$

MODELO II DE INJETOR, SEM VÁLVULA ALIMENTADORA

Tabela VII.8: Valores significativos das variáveis para diferentes temperaturas iniciais dos gases de secagem, para as condições:  $\dot{m}_0 = 7500$  kg/h,  $\dot{m}_4 = 86400$  kg/h,  $(\dot{m}_4)_e = 10878$  kg/h,  $\dot{m}_{ar} = 9779$  kg/h,  $(u)_1 = 1,0$  (b.s.),  $(w)_1 = 0,199$  (b.s.). Injetor II, sem válvula alimentadora. Coluna de tubo simples.

Inicial	$T_4$ [°C]			$\bar{u}$ (b.s.)			Perda de Carga [K Pa]			Perda de Calor		$\bar{t}$ [s]
	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	No injetor	Na coluna	No ciclone	Total [Kw]	% do calor trocado	
180	106,5	134,1	95,8	0,982	0,775	0,511	3,685	0,128	0,312	58,7	2,1	7,6
300	165,7	216,3	162,8	0,963	0,603	0,267	4,315	0,096	0,386	137,5	3,0	6,3
420	226,3	307,4	245,5	0,947	0,523	0,159	4,951	0,074	0,463	252,7	4,3	5,3

Tabela VII.9: Coluna mais curta. Valores significativos das variáveis para diferentes vazões de bagaço, nas condições:  $\dot{m}_4 = 86400$  kg/h,  $(\dot{m}_4)_e = 10878$  kg/h;  $\dot{m}_{ar} = 9779$  kg/h,  $(u)_i = 1,0$  (b.s.),  $(w)_i = 0,199$  (b.s.),  $(T_4)_i = 300^\circ\text{C}$ . Injetor II, sem válvula alimentadora, coluna de tubo simples.

$\dot{m}_4$	$T_4 [^\circ\text{C}]$			u (b.s.)			Perda de Carga [K Pa]				Perda de Calor [Kw]		$\bar{t}$ [s]
	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	No injetor	Na coluna	No ciclone	Total	% do calor trocado	Total	
2000	186,2	266,1	240,2	0,961	0,708	0,196	1,334	0,054	0,403	152,1	7,6	5,3	
5000	174,5	249,1	194,7	0,962	0,720	0,234	2,936	0,040	0,397	128,5	3,6	5,5	
7500	165,7	236,3	164,9	0,963	0,730	0,277	4,312	0,029	0,393	112,1	2,5	5,6	
10000	157,6	224,7	140,3	0,965	0,739	0,326	5,772	0,017	0,389	97,4	1,8	5,8	

Tabela VII.10: Coluna curta. Valores significativos das variáveis para diferentes temperaturas iniciais dos gases de secagem, para as condições:  $\dot{m}_0 = 7500$  kg/h,  $\dot{m}_4 = 86400$  kg/h,  $(\dot{m}_4)_e = 10878$  kg/h,  $\dot{m}_{ar} = 9779$  kg/h,  $(\bar{u})_i = 1,0$  (b.s.),  $(w)_i = 0,199$  (b.s.). Injetor II, sem válvula alimentadora. Coluna de tubo simples.

Inicial	$T_4$ [°C]				$\bar{u}$ (b.s.)			Perda de Carga [k Pa]			Perda de Calor [Kw]		$\bar{t}$ [s]
	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	No injetor	Na coluna ciclone	No ciclone	Total	% do calor trocado	Total	
180	106,5	145,9	100,1	0,982	0,853	0,540	3,685	0,046	0,317	48,6	1,8	6,8	
300	165,7	236,3	164,9	0,963	0,730	0,277	4,315	0,029	0,393	112,1	2,5	5,6	
420	226,3	329,0	247,8	0,947	0,631	0,167	4,951	0,018	0,472	205,9	3,6	4,8	

Tabela VII.11: Coluna curta. Valores significativos das variáveis para diferentes vazões dos gases de secagem, 75% e 50% do valor experimental, nas condições  $\dot{m}_0 = 7500 \text{ kg/h}$ ,  $(\dot{m}_4)_i = 10878 \text{ kg/h}$ ,  $\dot{m}_{ar} = 9779 \text{ kg/h}$ ,  $(\bar{u})_i = 1,0 \text{ (b.s.)}$ ,  $(w)_i = 0,199 \text{ (b.s.)}$ ,  $(T_4)_i = 300^\circ\text{C}$ . Injetor II, sem válvula alimentadora. Coluna de tubo simples.

$\dot{m}_4$ [kg/h]	$V_4$ [m/s]	$V_0$ [m/s]		$T_4$ [°C]			$\bar{u}$ (b.s.)			Perda de Carga [K Pa]			Perda de Calor [Kw]		$\bar{t}$ [s]
		Na entrada do ciclone	Na entrada do ciclone	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	Final	Na saída do injetor	Na entrada do ciclone	No injetor	Na coluna ciclone	No ciclone	Total	% do calor trocado	Total	
86400	12,75	17,87	17,87	165,7	236,3	164,9	0,963	0,730	0,277	4,315	0,029	0,393	112,1	2,5	5,6
64800	9,47	13,50	13,50	165,7	212,0	135,1	0,963	0,700	0,312	4,315	0,019	0,227	92,0	2,2	7,4
43200	6,16	8,91	8,91	165,7	168,5	94,9	0,963	0,671	0,398	4,315	0,011	0,106	64,5	1,9	10,8

ciais dos gases de secagem. Finalmente na Tabela VII.11 reportam-se os resultados para diferentes vazões dos gases de secagem na coluna principal, supondo o injetor funcionando nas mesmas condições nos três casos.

Comparando os resultados obtidos para a coluna curta com os anteriores pode-se dizer que são no mínimo surpreendentes, pela proximidade dos valores finais de umidade. Aparentemente a troca de calor é tão boa no sistema de coluna curta quanto no original. Também aparentemente o responsável por esta boa performance teórica seria o ciclone onde as partículas entrariam com maior velocidade e os gases a temperaturas mais altas, aproveitando assim melhor as boas condições que o ciclone apresentaria para secagem.

No caso de vazões menores de gases de secagem e de temperaturas baixas o sistema de coluna curta apresentaria boas performances também.

### Conclusões

Em relação aos resultados apresentados no presente trabalho pode-se dizer que uma conclusão muito importante foi a de que a granulometria do bagaço é decisiva na hora de projetar o sistema de secagem (além do mais levando em conta que esta é hoje extremamente variável devido ao grande avanço de algumas usinas no setor de moagem, trabalhando com desfibradores pesados e acima de 90% de células abertas antes da primeira moenda, e as novas variedades de cana introduzidas após 1981, algumas com fibra macia e tendências a isoporização). As partículas de diâmetros maiores que 1 mm precisam de tempos de permanência no sistema muito maiores para atingir uma secagem satisfatória. Os sistemas pneumáticos tem o problema do curto tempo de permanência das partículas [34], no caso de partículas grandes, aparentemente o ciclone exerce uma influência decisiva na secagem, aumentando os tempos de permanência no sistema das partículas de maior tamanho [34, 39].

Especificamente quanto ao ciclone, ele apresenta características muito interessantes para a secagem de partículas de maior tamanho [34], embora, pelas dificuldades teóricas apontadas no início do Capítulo III, sem dúvida o modelo de fluxo das partículas e de transferência de massa e calor partículas-gás precisaria ser melhorado, baseado em forte pesquisa experimental a nível de laborató

rio e planta piloto. A necessidade de pesquisa experimental surge do fato da complexidade dos mecanismos envolvidos e da falta de dados disponíveis por exemplo em relação a tempos de permanência das partículas em função do seu diâmetro e forma geométrica.

É muito interessante o injetor de bagaço introduzido no projeto atual do C.T.C. porque ele permite concentrar num ventilador bem menor (vazão: 5.000 a 11.000 kg/h contra 80.000 kg/h no maior) a exigência de suportar uma perda de carga maior (1 a 7 K Pa no injetor contra 0,1 K Pa na coluna e 0,4 K Pa no ciclone).

A análise das perdas de calor no sistema tem mostrado que elas não são significativas no desempenho do mesmo, inclusive para sistemas não isolados elas permaneceram em todos os casos menores que 10% do calor total trocado, diminuindo consideravelmente (até 2%) na medida em que diminui a temperatura dos gases.

A capacidade de secagem do sistema estudado tem-se mostrado boa, partindo sempre de  $u = 1,0$  (b.s.) chega-se a 0,18 (b.s.) para 2000 kg/h de bagaço seco, até 0,36 (b.s.) para 12000 kg/h.

Os resultados variando a vazão de gases mostram que para uma dada geometria no sistema existe claramente uma vazão ótima para os gases além da qual não tem sentido aumentá-la (para o sistema testado, variações de 50% na vazão de gases para mais e para menos, deram valores 10% menores e 40% maiores na umidade final).

Este tipo de secagem tem-se mostrado interessante para qualquer nível de temperatura dos gases na entrada, inclusive com caldeiras que tem bons pré-aquecedores liberando os gases apenas a 180°C consegue-se retirar 50% da umidade do bagaço, com uma vazão razoável de 7500 kg/h de bagaço seco.

Em relação ao dimensionamento relativo coluna principal-ciclone, os resultados tem mostrado que pode encurtar-se consideravelmente a coluna principal (no projeto atual até 10 metros) sem prejuízo do funcionamento do sistema.

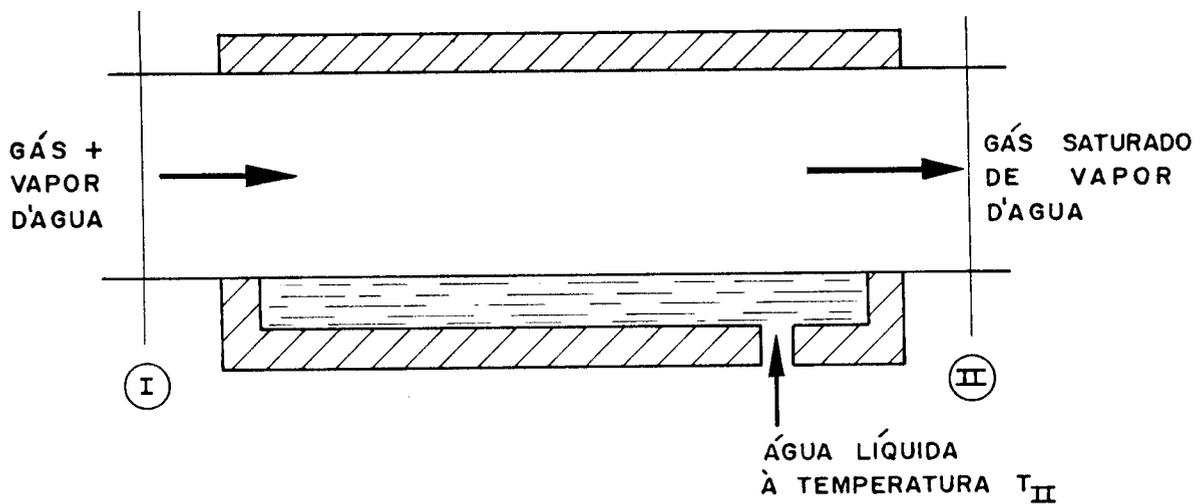
Resumidamente, foram obtidos vários resultados importantes que podem ser incorporados diretamente a novos projetos, além de ter sido desenvolvida uma modelagem básica que permite a pesquisa futura de outros dimensionamentos do projeto estudado.

Na área de pesquisa básica é bom assinalar a carência de dados existentes sobre coeficientes de transferência de massa e calor e de arrasto para partículas com formato de fibras. No presente caso, inclusive, teve-se que recorrer a correlações para cilindros

infinitos e teve que ser feita uma determinação experimental do coe  
ficiente de arrasto entre as partículas e o gás.

APÊNDICE AVALORES ADOTADOS PARA OS PARÂMETROS DA  
SIMULAÇÃO: DADOS TIRADOS DA LITERATURATemperatura de Saturação Adiabática dos Gases

Foi calculada a cada passo da simulação com as equações propostas em [58]; para o processo:



Pela equação de conservação da energia:

$$h_{4I} + w_I h_{lI} + (w_{II} - w_I) h_{2II} = h_{4II} + w_{II} h_{lII} \quad (A.1)$$

onde de acordo com a equação dos gases ideais:

$$w_{II} = \frac{M_1}{M_4} \frac{(P_v)_{II}}{P - (P_v)_{II}} \quad (A.2)$$

e também:

$$h_4 = \bar{c}_{p4} T \quad (A.3)$$

substituindo e reordenando:

$$T_{II} = \frac{w_I}{\bar{c}_{p4}} (h_{1I} - h_{2II}) - \frac{M_1}{M_4} \frac{(P_v)_{II}}{[P - (P_v)_{II}]} \frac{h_{12II}}{\bar{c}_{p4}} + T_I \quad (A.4)$$

Esta equação pode ser resolvida por prova-e-erro utilizando as tabelas de propriedades do vapor de água, no caso, a fim de calcular no computador foram utilizadas as expressões:

Para o cálculo da pressão de saturação; a equação de Antoine [59]:

$$\ln P_v = A - \frac{B}{T + C} \quad (A.5)$$

onde:

$P_v$  : pressão de vapor de saturação à temperatura  $T$  [mm Hg]

$T$  [ $^{\circ}$ K]

$A = 18,3036$

$B = 3816,44$

$C = -46,13$

esta expressão é válida no intervalo:

$$P_v < 1500 \text{ mm Hg}$$

$$284^{\circ}\text{K} < T < 441^{\circ}\text{K}$$

Para a entalpia da água líquida:

$$h_2 = 4,186 T [\text{K}^3/\text{Kcal}] \quad (A.6)$$

$T$  [ $^{\circ}$ C]

Para a entalpia do vapor de água foi feita uma interpolação linear de valores de tabelas de propriedades do vapor de água [60] para uma pressão parcial de vapor de  $0,2 \text{ kgf/cm}^2$  ( $19,6 \text{ K Pa}$ ), considerando que a pressão parcial do vapor na corrente de gases, ficava, em média, em torno deste valor (entre  $0,1$  a  $0,4 \text{ kgf/cm}^2$  a variação de  $h_1$  é mínima), obtendo-se:

$$h_1 = 598,5 + 0,452 T \quad (A.7.a)$$

$h_1$  [Kcal/kg]

$T$  [ $^{\circ}$ C]

ou:

$$h_1 = 2505,3 + 1,892 T \quad (\text{A.7.b})$$

$$h_1 [\text{KJ/kg}]$$

com um erro menor que  $\pm 0,5\%$  na faixa  $60^\circ\text{C} < T < 400^\circ\text{C}$ .

Para o calor específico do gás seco foi adotado um valor médio na faixa  $0-300^\circ\text{C}$ .

$$\bar{c}_{p4} = 1,024 [\text{KJ/kg } ^\circ\text{C}]$$

calculado com base nos dados reportados em [61] e na composição do gás.

#### Coefficiente de Transferência de Calor

Foram adotados coeficientes diferentes para as partículas com formato de fibras e as tipo "pó".

#### Partículas Tipo Fibras

No caso das partículas tipo fibras, ante a falta de informação mais específica na literatura disponível, decidiu-se adotar a expressão para cilindros lisos infinitos proposta por S. Whitaker [62] que leva em conta a variação da viscosidade do gás na camada limite:

$$Nu = (0,4 Re_p^{1/2} + 0,06 Re_p^{2/3}) Pr^{0,4} (\mu_b/\mu_o)^{1/4} \quad (\text{A.8})$$

para  $4 < Re_p < 10^5$ .

Onde os números adimensionais, calculados à temperatura média da camada, são definidos como segue:

$$Re_p = \frac{|v_o - v_4| D_p (\rho_1 + \rho_4)}{\mu} \quad (\text{A.9})$$

$$Pr = \left( \frac{c_p}{k\mu} \right) \quad (\text{A.10})$$

$$Nu = \frac{\alpha_q D_p}{k} \quad (\text{A.11})$$

As propriedades do gás foram calculadas passo a passo para os níveis indicados de temperatura, em cada caso, de acordo as expressões que seguem.

Densidade do gás: as densidades foram calculadas simplesmente utilizando a equação dos gases ideais a uma pressão total constante (média) ao longo do percurso, obtida dos dados experimentais, de

$$P_{\text{total}} = 95,4 \text{ K Pa}$$

ligeiramente acima da pressão atmosférica no lugar.

Coefficiente de viscosidade: com expressões polinomiais em temperatura, recomendadas (para cada gás) em [63] e para a mistura, de [26]:

$$\mu = \frac{\sum y_i \mu_i (M_i)^{1/2}}{\sum y_i (M_i)^{1/2}} \quad (\text{A.12})$$

Calor específico: também com polinomiais em temperatura, para cada gás, de [64], e o valor médio da mistura calculado segundo [26]:

$$\bar{c}_p = \frac{1}{\bar{M}} \sum y_i M_i c_{p_i} \quad (\text{A.13})$$

com  $\bar{M} = \sum y_i M_i$ .

Coefficiente de condutividade térmica: com polinomiais em temperatura de [63] e de [26]:

$$\bar{k} = \frac{\sum y_i k_i (M_i)^{1/3}}{\sum y_i (M_i)^{1/3}} \quad (\text{A.14})$$

#### Partículas Tipo Pó

No caso das partículas tipo pó encontrou-se maior número de dados na literatura [65 a 69], decidiu-se adotar a expressão recomendada em [68] para partículas isoladas:

$$Nu = 2 + \left[ 1,4 Re_p^{0,2} + 0,13 Re_p^{0,7} \right] Pr^{1/3} \quad (A.15)$$

comprovada experimentalmente para  $50 < Re_p < 2000$ .

Onde os números adimensionais têm o mesmo significado que anteriormente.

### Coefficiente de Transferência de Massa

Utilizou-se a analogia de Chilton e Colburn fazendo em (A.8) e (A.16) as substituições:

$$\begin{aligned} Nu_q &\longrightarrow Nu_m \\ Pr &\longrightarrow Sc \\ Re &\longrightarrow Re \end{aligned} \quad (A.16)$$

Onde o Nusselt de massa é:

$$Nu_m = \frac{\alpha_m D_p}{\rho_4 (1+w) \mathcal{D}_{1-4}} \quad (A.17)$$

e o número de Schmidt:

$$Sc = \frac{\mu}{\rho \mathcal{D}_{1-4}} \quad (A.18)$$

Como antes, as propriedades do gás foram calculadas à temperatura média  $(T_0 + T_4)/2$ , segundo as equações que seguem.

A densidade molar foi calculada com a equação dos gases ideais.

O coeficiente de difusão, segundo recomendado em [70]:

$$\frac{p_T \mathcal{D}_{1-4}}{(p_{c1} p_{c4})^{1/3} (T_{c1} T_{c4})^{5/12} \left( \frac{1}{M_1} + \frac{1}{M_4} \right)^{1/2}} = a \left( \frac{T}{\sqrt{T_{c1} T_{c4}}} \right)^b \quad (A.19)$$

com

$$a = 3,640 \times 10^{-4}$$

$$b = 2,334$$

para vapor de água difundindo no seio de um gás não polar.

A pressão e temperatura críticas da mistura de gases secos foram obtidos segundo [70]:

$$P_{c_4} = \sum y_i P_{c_i} \quad (\text{A.20})$$

$$T_{c_4} = \sum y_i T_{c_i}$$

O restante das propriedades já foi explicado anteriormente.

#### Coefficiente de Arrasto

O coeficiente de arrasto das partículas tipo fibra foi determinado experimentalmente. Os detalhes desta determinação estão contidos no Capítulo II e no Apêndice B deste trabalho.

Para o coeficiente de arrasto das partículas tipo "pó" foi adotado o proposto em [23]:

$$\begin{aligned} \text{para } Re < 0,1 & \quad f = \frac{24}{Re} \\ 0,1 < Re < 5,5 & \quad f = \frac{24}{Re} + 2,25 \\ 5,5 < Re < 10^5 & \quad f = \frac{24}{Re} + 2,0236 \end{aligned} \quad (\text{A.21})$$

No caso deste número de Reynolds adotou-se para o diâmetro da partícula um valor baseado no cálculo da "esfericidade de forma" definida pelo autor.

O detalhe dos critérios adotados para determinar valores do diâmetro da partícula em cada caso são explicitados no Capítulo II e Apêndice B.

91.

APÊNDICE B

TABELAS DE CARACTERIZAÇÃO DE PROPRIEDADES  
DAS PARTÍCULAS DE BAGAÇO

Tabela B.1: Análise de peneira de uma amostra de bagaço, proveniente de uma moenda 37" x 48" equipada com dois picadores e desfibrador Copersucar.

Malha ABNT	Malha Tyler	Espaçamento [mm]	Peso retido em cada peneira [g]	%
8	8	2,38	7,15	23,2
16	14	1,19	5,66	18,4
30	28	0,59	8,94	29,0
50	48	0,297	7,26	23,6
70	65	0,210	1,02	3,3
100	100	0,149	0,45	1,5
F	F		0,27	0,9

Tabela B.2: Análise de peneira e tipos de partícula em cada peneira de uma amostra de bagaço proveniente de uma moenda 37" x 48" equipada com dois picadores e desfibrador Copersucar.

Malhas Tyler	Peso em cada peneira [g]	%	Peso fibras [g]	Peso "pó" [g]	% fibras	% "pó"
8	6,69	18,7	6,23	0,14	98,0	2,0
14	5,42	15,1	4,83	0,59	89,0	11,0
28	9,92	27,7	2,07	0,67	76,0	24,0
48	10,03	28,0	0,1784	0,2635	40,4	59,6
65	2,02	5,6				
100	1,00	2,8				
F	0,71	2,0				

Tabela B.3: Instrumentação e número de medições efetuadas na caracterização de tamanhos do bagaço

Malha	Qtde	Tipo	Dimensões	Massa	Tempo	Altura
8	10	fibras cumpridas	paquímetro	balança analítica	cronômetro	trena
	10	fibras curtas	paquímetro			
14	10	fibras cumpridas	paquímetro			
	10	fibras curtas	paquímetro			
	10	pó	microscópio			
28	12	fibras	paquímetro			
	10	pó	microscópio			
48	10	fibras	microscópio			
	10	pó	microscópio			
65	10	fibras	microscópio			
	10	pó	microscópio			
100	10	fibras	microscópio			
	10	pó	microscópio			
F	10	fibras	microscópio			
	10	pó	microscópio			

Tabela B.4: Valores medidos de partículas da malha 8, tipo fibras longas e curtas, h = 5,98 m.

M8	a [mm]	b [mm]	ℓ [mm]	m [g]	t [s]
1	7,34	3,92	33,72	0,2044	1,07
2	6,78	5,14	38,84	0,1386	1,20
3	6,18	2,62	23,04	0,1388	0,93
4	2,88	1,56	30,02	0,0215	2,22
5	4,34	1,96	23,04	0,0289	2,12
6	2,92	1,68	28,74	0,0259	1,67
7	3,44	1,06	45,28	0,0639	1,65
8	6,82	2,80	36,78	0,1108	1,86
9	4,84	2,34	32,34	0,0346	2,04
10	1,74	1,34	23,18	0,0194	2,09
Valores Médios	4,73	2,44	31,50	0,0787	
11	2,78	1,14	16,98	0,0148	1,64
12	2,86	1,34	8,94	0,0046	—
13	3,76	2,70	8,92	0,0089	1,50
14	4,56	2,90	17,28	0,0362	1,60
15	2,46	0,62	9,94	0,0040	2,42
16	4,50	3,06	12,60	0,0501	0,83
17	3,14	2,32	10,52	0,0055	2,47
18	2,48	1,88	10,20	0,0057	—
19	3,54	1,34	11,56	0,0087	1,79
20	2,02	0,96	10,22	0,0055	—
Valores Médios	3,21	1,83	11,72	0,0144	

Tabela B.4 (continuação): Valores calculados da MALHA 8. Tipo fibras longas e curtas.

M8	$l/a$	$D_p$ [mm]	$A_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$A_p/m$ [cm <sup>2</sup> /g]	$S_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$V_p$ [mm <sup>3</sup> ]
1	4,6	5,88	247,5	1,211	22,60	762,0
2	5,7	6,02	263,3	1,900	27,37	1063,1
3	3,7	4,75	142,4	1,026	12,72	293,0
4	10,4	2,32	86,5	4,021	3,53	105,9
5	5,3	3,37	100,0	3,460	6,68	153,9
6	9,8	2,38	83,9	3,240	3,85	110,7
7	13,2	2,55	155,8	2,438	2,86	129,7
8	5,4	5,21	250,8	2,264	15,00	551,6
9	6,7	3,80	156,5	4,524	8,90	287,7
10	13,3	1,55	40,3	2,079	1,83	42,4
Valores Médios	7,8	3,78	152,7	2,616	10,53	350,0
11	6,1	2,13	47,2	3,189	2,49	42,3
12	3,1	2,23	25,6	5,558	3,01	26,9
13	2,4	3,27	33,5	3,768	7,97	71,1
14	3,8	3,82	78,8	2,177	10,39	179,5
15	4,0	1,79	24,4	6,113	1,20	11,9
16	2,8	3,85	56,7	1,132	10,82	136,3
17	3,3	2,76	33,0	6,006	5,72	60,2
18	4,1	2,20	25,3	4,438	3,66	37,4
19	3,3	2,68	40,9	4,704	3,73	43,1
20	5,1	1,58	20,6	3,754	1,52	15,6
Valores Médios	3,8	2,63	38,6	4,084	5,05	62,4

Tabela B.4 (continuação): Valores calculados da MALHA 8.

$$\mu_{ar} = 1,8669 \times 10^{-5} \text{ [kg/ms]} \quad - \quad \rho_{ar} = 1,09 \text{ [kg/m}^3\text{]} -$$

$$Re = \rho_{ar} v_* D_p / \mu_{ar}$$

M8	$[\mu_{ar} A_p / 2 D_p m_p]$	$\begin{matrix} [g/v_t] \\ [1/s] \end{matrix}$	K	$\begin{matrix} v_* \\ [m/s] \end{matrix}$	Re	f
	$\times 10^{-3}$					
1	1,921	1,670	869,4	5,87	2015	0,431
2	2,948	1,887	640,1	5,19	1824	0,351
3	2,018	1,438	712,9	6,81	1888	0,378
4	16,21	3,592	221,6	2,73	369	0,601
5	9,592	3,425	357,1	2,86	562	0,635
6	12,70	2,675	210,7	3,66	510	0,413
7	8,94	2,641	295,5	3,71	551	0,536
8	4,05	2,992	738,2	3,27	997	0,741
9	11,11	3,292	296,3	2,98	661	0,447
10	12,50	3,376	270,1	2,90	263	1,026
11	14,01	2,625	187,3	3,73	463	0,404
12	23,23	-	-	-	-	-
13	10,75	2,390	222,4	4,10	784	0,284
14	5,318	2,558	481,0	3,83	855	0,563
15	31,81	3,923	123,3	2,50	262	0,471
16	2,75	1,275	464,3	7,69	1727	0,269
17	20,31	4,006	197,3	2,45	394	0,500
18	18,83	-	-	-	-	-
19	16,41	2,876	175,3	3,41	532	0,329
20	22,16	-	-	-	-	-

Tabela B.5: Valores medidos de partículas da MALHA 14, tipo fibras longas e curtas.

M 14	a [mm]	b [mm]	ℓ [mm]	m [g]	h [m]	t [s]
1	2,02	0,72	27,16	0,0125	5,98	2,33
2	1,76	0,56	34,48	0,0072	5,98	—
3	2,42	0,84	32,46	0,0169	6,50	2,67
4	1,62	0,44	22,06	0,0073	5,98	—
5	2,10	0,80	30,68	0,0199	5,98	1,2
6	2,14	0,84	27,84	0,0134	5,98	2,3
7	1,94	1,58	24,22	0,0129	5,98	1,7
8	2,04	1,02	34,12	0,0146	5,98	2,23
9	2,10	0,86	31,78	0,0219	5,98	2,17
10	2,36	0,58	29,94	0,0193	5,98	2,35
Valores Médios	2,05	0,82	29,47	0,0145		
11	1,42	0,84	10,22	0,0034	4,34	1,89
12	1,38	0,62	8,44	0,0020	4,34	1,84
13	1,04	0,54	8,60	0,0020	4,34	1,80
14	2,28	0,86	4,52	0,0017	4,34	1,50
15	1,70	0,68	5,00	0,0013	4,34	1,50
16	1,18	0,64	4,38	0,0012	4,34	2,70
17	1,08	0,70	7,12	0,0019	4,34	1,55
18	1,00	0,78	6,80	0,0015	4,34	1,31
19	1,58	0,74	6,42	0,0017	4,34	1,39
20	1,08	0,92	7,02	0,0023	4,34	1,89
Valores Médios	1,37	0,73	6,85	0,0019		

Tabela B.5 (continuação): Valores calculados da MALHA 14, tipo fibras longas e curtas.

M 14	$l/a$	$D_p$ [mm]	$A_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$A_p/m$ [cm <sup>2</sup> /g]	$S_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$V_p$ [mm <sup>3</sup> ]
1	13,4	1,52	54,9	0,439	1,142	31,02
2	19,6	1,31	60,7	0,843	0,774	26,69
3	13,4	1,81	78,6	0,465	1,596	51,82
4	13,6	1,19	35,7	0,489	0,560	12,35
5	14,6	1,60	64,4	0,324	1,319	40,48
6	13,0	1,63	59,6	0,445	1,412	39,30
7	12,5	1,77	47,0	0,364	2,407	58,31
8	16,7	1,61	69,6	0,477	1,634	55,76
9	15,1	1,61	66,7	0,305	1,418	45,07
10	12,7	1,72,	70,7	0,366	1,075	32,19
Valores Médios	14,5	1,57	60,8	0,452	1,334	39,30
11	7,2	1,17	14,51	0,427	0,937	9,574
12	6,1	1,07	11,65	0,582	0,672	5,672
13	8,3	0,83	8,94	0,447	0,441	3,793
14	2,0	1,72	10,31	0,606	1,540	6,961
15	2,9	1,29	8,50	0,654	0,908	4,540
16	3,7	0,95	5,17	0,431	0,593	2,598
17	6,6	0,91	7,69	0,405	0,594	4,228
18	6,8	0,90	6,80	0,453	0,613	4,166
19	4,1	1,23	10,14	0,597	0,918	5,895
20	6,5	1,00	7,58	0,330	0,780	5,478
Valores Médios	5,4	1,11	9,13	0,493	0,800	5,291

Tabela B.5 (continuação): Valores calculados da MALHA 14.  
 $\mu_{ar} = 1,8669 \times 10^{-5}$  [kg/ms] -  $\rho_{ar} = 1,09$  [kg/m<sup>3</sup>] -  
 $Re = \rho_{ar} v_* D_p / \mu_{ar}$ .

M 14	$[\mu_{ar} A_p / 2 D_p m_p]$	$[g/v_t]$ $[1/s]$	K	$v_*$ $[m/s]$	Re	f
	$\times 10^{-3}$					
1	27,02	3,774	139,6	2,60	230	0,608
2	60,02	—	—	—	—	—
3	23,96	3,987	166,4	2,46	260	0,640
4	38,50	—	—	—	—	—
5	19,02	1,887	99,2	5,19	482	0,206
6	25,52	3,724	145,9	2,63	250	0,584
7	19,22	2,725	141,8	3,60	371	0,382
8	27,59	3,608	130,8	2,72	256	0,511
9	17,72	3,508	198,0	2,79	262	0,756
10	19,89	3,807	191,4	2,57	258	0,741
	$\times 10^{-3}$					
11	34,14	4,213	123,4	2,33	158	0,779
12	50,80	4,099	80,8	2,39	149	0,540
13	50,35	4,007	79,6	2,45	118	0,672
14	32,84	3,318	101,0	2,95	297	0,340
15	47,13	3,318	70,4	2,95	223	0,315
16	42,36	6,060	143,0	1,62	90	1,596
17	41,51	3,433	82,7	2,85	152	0,545
18	47,18	2,880	61,0	3,40	178	0,342
19	45,14	3,065	67,9	3,20	230	0,295
20	30,68	4,213	137,3	2,33	136	1,008

Tabela B.5 (continuação): Valores medidos e calculados de partículas da MALHA 14, tipo pó.

	a [mm]	ℓ [mm]	ℓ/a	A <sub>p</sub> [mm]	D <sub>p</sub> [mm]
21	1,395	1,78	1,3	2,48	1,78
22	1,395	2,17	1,6	3,03	1,96
23	1,965	2,20	1,1	4,32	2,35
24	1,84	4,10	2,2	7,54	3,10
25	1,46	3,72	2,5	5,43	2,63
26	1,65	4,64	2,8	7,66	3,12
27	1,60	3,875	2,4	6,20	2,81
28	2,005	3,94	2,0	7,90	3,17
29	2,045	4,05	2,0	8,28	3,25
30	1,925	3,49	1,8	6,72	2,92
Valores Médios	1,728	3,40	2,0	5,96	2,71

Tabela B.6: Valores medidos de partículas da MALHA 28, tipo fibras e tipo pó - h = 4,34 m.

M 28	a [mm]	b [mm]	ℓ [mm]	m [g]	t [s]
1	0,70	0,30	34,55	0,00310	2,82
2	0,40	0,30	21,70	0,00117	1,84
3	1,05	0,30	23,20	0,00317	2,04
4	0,65	0,35	20,70	0,00327	2,05
5	0,35	0,30	30,95	0,00130	1,44
6	0,65	0,40	17,80	0,00207	2,03
7	0,85	0,40	25,10	0,00317	2,66
8	0,85	0,40	18,65	0,00397	1,85
9	0,65	0,30	40,65	0,00610	1,80
10	0,35	0,15	36,50	0,00114	4,58
11	0,15	—	30,40	0,00047	4,92
12	0,70	0,30	24,00	0,00187	5,38
Valores Médios	0,61	0,32	27,02	0,00257	
13	1,620	—	1,876	0,0004	—
14	1,172	—	4,998	0,0010	—
15	0,752	—	4,334	0,0013	—
16	0,772	—	4,934	0,0005	—
17	1,242	—	2,334	0,0002	—
18	1,006	—	2,858	0,0003	—
19	0,964	—	2,624	0,0001	—
20	0,952	—	2,892	0,0002	—
21	0,854	—	1,504	0,0002	—
22	0,832	—	1,664	0,0002	—
Valores Médios	1,017		3,002	0,0004	

Tabela B.6 (continuação): Valores calculados da MALHA 28 partículas tipo fibras e tipo pó.

M 28	$\ell/A$	$D_p$ [mm]	$A_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$A_p/m$ [cm <sup>2</sup> /g]	S [mm <sup>2</sup> ]	$V_p$ [mm <sup>3</sup> ]
1	49,4	0,538	24,18	0,7802	0,165	5,698
2	54,2	0,354	8,68	0,7419	0,0942	2,045
3	22,1	0,772	24,36	0,7685	0,247	5,740
4	31,8	0,522	13,45	0,4114	0,179	3,699
5	88,4	0,326	10,83	0,8333	0,0824	2,552
6	27,4	0,540	11,57	0,5589	0,204	3,635
7	29,5	0,664	21,34	0,6730	0,267	6,703
8	21,9	0,664	15,85	0,3993	0,267	4,980
9	62,5	0,506	26,42	0,4332	0,153	6,226
10	104,3	0,269	12,77	1,1206	0,0412	1,505
11	202,7	0,15	4,56	0,9702	0,0177	0,537
12	34,3	0,538	16,80	0,8984	0,1649	3,958
Valores Médios	60,7	0,487	15,90	0,7157	0,1569	3,940
13	1,2	1,967	3,039	0,7598	—	—
14	4,3	2,731	5,858	0,5858	—	—
15	5,8	2,037	3,259	0,2507	—	—
16	6,4	2,202	3,809	0,7618	—	—
17	1,9	1,921	2,899	1,4494	—	—
18	2,8	1,913	2,875	0,9584	—	—
19	2,7	1,794	2,529	2,529	—	—
20	3,0	1,872	2,753	1,376	—	—
21	1,8	1,279	1,284	6,422	—	—
22	2,0	1,328	1,384	6,922	—	—
Valores Médios	3,2	1,904	2,969	1,000		

Tabela B.6 (continuação): Valores calculados da MALHA 28, partículas tipo fibras -  $\mu_{ar} = 1,8669 \cdot 10^{-5}$  [kg/ms] -  $\rho_{ar} = 1,09$  [kg/m<sup>3</sup>] -  $Re = \rho_{ar} v_* D_p / \mu_{ar}$ .

M 28	$[\mu_{ar} A_p / 2 D_p m_p]$	$[g/v_t]$ $[1/s]$	K	$v_*$ $[m/s]$	Re	f
	$\times 10^{-3}$					
1	135,2	6,331	46,82	1,55	49	0,962
2	195,9	4,099	20,92	2,39	49	0,424
3	92,9	4,556	49,04	2,15	97	0,506
4	73,6	4,579	62,23	2,14	65	0,954
5	238,6	3,180	13,33	3,08	59	0,227
6	96,7	4,533	46,89	2,16	68	0,688
7	94,6	5,968	63,10	1,64	64	0,991
8	56,1	4,122	73,45	2,38	92	0,797
9	79,9	4,007	50,17	2,46	72	0,694
10	388,5	10,320	26,56	0,95	26	1,021
11	603,8	11,089	18,37	0,88	13	1,361
12	155,7	12,129	77,89	0,81	44	1,759

Tabela B.7: Valores medidos e calculados das partículas da MALHA 48, tipo fibras e tipo pó.

M 48	$a = D_p$ [mm]	$l$ [mm]	$l/a$	$A_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$S_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$V_p$ [mm <sup>3</sup> ]
1	0,322	12,408	38,5	3,995	0,0814	1,010
2	0,282	12,892	45,7	3,635	0,0625	0,805
3	0,288	14,592	50,7	4,202	0,0651	0,951
4	0,188	8,994	47,8	1,691	0,0277	0,250
5	0,372	6,942	18,7	2,582	0,1087	0,754
6	0,382	5,810	15,2	2,219	0,1146	0,666
7	0,244	11,672	47,8	2,848	0,0468	0,546
8	0,372	11,292	30,3	4,201	0,1087	1,227
9	0,348	13,418	38,6	4,669	0,0951	1,276
10	0,424	10,138	23,9	4,298	0,1412	1,431
Valores Médios	0,322	10,816	35,7	3,404	0,0852	0,892
M 48	$a$ [mm]	$l$ [mm]	$l/a$	$A_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$D_p$ [mm]	
11	0,662	1,624	2,4	1,075	1,170	
12	0,428	2,388	5,6	1,022	1,141	
13	0,714	0,734	1,0	0,524	0,817	
14	0,742	1,172	1,6	0,870	1,052	
15	0,481	1,314	2,7	0,632	0,897	
16	0,464	1,180	2,5	0,547	0,835	
17	0,332	0,372	1,1	0,123	0,396	
18	0,424	0,998	2,3	0,423	0,734	
19	0,582	0,698	1,2	0,406	0,719	
20	0,328	0,862	2,6	0,283	0,600	
Valores Médios	0,516	1,134	2,3	0,591	0,836	

Tabela B.8: Valores medidos e calculados das partículas da MALHA 65, tipo fibras e tipo pó.

M 65	a = D <sub>p</sub> [mm]	ℓ [mm]	ℓ/a	A <sub>p</sub> [mm <sup>2</sup> ]	S <sub>p</sub> [mm <sup>2</sup> ]	V <sub>p</sub> [mm <sup>3</sup> ]
1	0,224	6,438	28,7	1,442	0,0394	0,254
2	0,204	7,002	34,3	1,428	0,0327	0,229
3	0,282	4,284	15,2	1,208	0,0625	0,268
4	0,178	13,028	73,2	2,319	0,0249	0,324
5	0,238	5,326	22,4	1,268	0,0445	0,237
6	0,154	7,164	46,5	1,103	0,0186	0,133
7	0,302	6,436	21,3	1,944	0,0716	0,461
8	0,206	10,242	49,7	2,110	0,0333	0,341
9	0,202	8,426	41,7	1,702	0,0320	0,270
10	0,242	6,184	25,6	1,496	0,0460	0,284
Valores Médios	0,223	7,453	35,9	1,602	0,0405	0,280
M 65	a [mm]	ℓ [mm]	ℓ/a	A <sub>p</sub> [mm <sup>2</sup> ]	D <sub>p</sub> [mm]	
11	0,280	0,994	3,5	0,278	0,595	
12	0,330	0,680	2,1	0,224	0,534	
13	0,182	0,504	2,8	0,0917	0,342	
14	0,288	0,456	1,6	0,131	0,409	
15	0,164	0,668	4,1	0,109	0,373	
16	0,338	0,596	1,8	0,201	0,506	
17	0,332	0,768	2,3	0,255	0,570	
18	0,320	0,402	1,3	0,129	0,405	
19	0,242	0,396	1,6	0,0958	0,349	
20	0,352	0,402	1,1	0,141	0,424	
Valores Médios	0,283	0,587	2,2	0,193	0,451	

Tabela B.9: Valores medidos e calculados das partículas da MALHA 100, tipo fibras e tipo pó.

M 100	$a = D_p$ [mm]	$l$ [mm]	$l/a$	$A_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$S_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$V_p$ [mm <sup>3</sup> ]
1	0,152	4,638	30,5	0,705	0,0181	0,0842
2	0,202	6,522	32,3	1,317	0,0320	0,209
3	0,182	5,172	28,4	0,941	0,0260	0,134
4	0,106	7,004	66,1	0,742	0,00882	0,0618
5	0,178	6,738	37,8	1,199	0,0248	0,168
6	0,128	4,720	36,9	0,604	0,0129	0,0607
7	0,128	6,074	47,4	0,777	0,0129	0,0782
8	0,128	4,652	36,3	0,595	0,0129	0,0599
9	0,132	4,806	36,4	0,634	0,0137	0,0658
10	0,160	8,148	50,9	1,304	0,0201	0,1638
Valores Médios	0,150	5,847	40,3	0,882	0,0182	0,1086
M 100	$a$ [mm]	$l$ [mm]	$l/a$	$A_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$D_p$ [mm]	
1	0,204	0,358	1,7	0,0730	0,305	
2	0,284	0,326	1,1	0,0926	0,343	
3	0,218	0,374	1,7	0,0815	0,322	
4	0,240	0,398	1,7	0,0955	0,349	
5	0,288	0,478	1,7	0,1377	0,419	
6	0,204	0,530	2,6	0,108	0,371	
7	0,290	0,414	1,4	0,120	0,391	
8	0,166	0,324	1,9	0,0538	0,262	
9	0,324	0,708	2,2	0,229	0,540	
10	0,204	0,258	1,3	0,0526	0,259	
Valores Médios	0,242	0,417	1,7	0,1044	0,356	

Tabela B.10: Valores medidos e calculados das partículas do FUNDO, tipo fibras e tipo pó.

F	$a = D_p$ [mm]	$l$ [mm]	$l/a$	$A_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$S_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$V_p$ [mm <sup>3</sup> ]
1	0,084	1,244	14,8	0,1045	0,00554	0,00689
2	0,048	0,884	18,4	0,0424	0,00181	0,00160
3	0,064	2,098	32,8	0,1343	0,00322	0,00675
4	0,104	0,956	9,2	0,0994	0,00849	0,00812
5	0,092	1,054	11,5	0,0970	0,00665	0,00701
6	0,094	2,106	22,4	0,198	0,00694	0,0146
7	0,104	2,676	25,7	0,278	0,00849	0,0227
8	0,088	1,174	13,3	0,103	0,00608	0,00714
9	0,122	1,326	10,9	0,162	0,0117	0,0155
10	0,122	1,336	11,9	0,150	0,00985	0,0132
Valores Médios	0,0912	1,485	17,1	0,137	0,00688	0,0103
F	$a$ [mm]	$l$ [mm]	$l/a$	$A_p$ [mm <sup>2</sup> ]	$D_p$ [mm]	
11	0,214	0,272	1,3	0,0582	0,272	
12	0,146	0,164	1,1	0,0239	0,175	
13	0,152	0,256	1,7	0,0389	0,223	
14	0,252	0,348	1,4	0,0877	0,334	
15	0,144	0,368	2,6	0,0530	0,260	
16	0,172	0,352	2,1	0,0605	0,278	
17	0,166	0,388	2,3	0,0644	0,286	
18	0,158	0,180	1,1	0,0284	0,190	
19	0,122	0,270	2,2	0,0329	0,205	
20	0,182	0,234	1,3	0,0426	0,233	
Valores Médios	0,171	0,283	1,7	0,0490	0,245	

APÊNDICE C

METODOLOGIA E ANÁLISE DE CONFIABILIDADE DAS

MEDIÇÕES REALIZADAS NO SECADOR

PNEUMÁTICO

As medições efetuadas no Secador Pneumático, cujos resultados são reportados no Capítulo VII, foram efetuadas pelos técnicos e engenheiros do Centro de Tecnologia Copersucar sediado em Piracicaba. Estas medições constam nos relatórios técnicos da referida instituição; embora parte dos dados e da Metodologia aqui apresentados sejam produto de comunicações pessoais dos engenheiros e técnicos dessa instituição, em particular o Eng. Campanari, que foi o responsável direto da viabilização prática do projeto do modelo de secador analisado neste trabalho.

Será analisado item por item, a metodologia empregada e o erro provável na medição.

Umidade do Bagaço

O bagaço é recolhido num saco plástico na saída do ciclone. Este saco é fechado imediatamente e levado ao laboratório. Alí é tirada uma amostra do saco e segue-se o procedimento rotineiro para determinação da umidade, secando e paralelamente pesando a amostra até chegar a peso constante.

Precisão da balança = 0,01 g

Tamanho da amostra recolhida =  $5\ell \times 100 \text{ g}/\ell \approx 500 \text{ g}$

Tamanho da amostra analisada  $\approx 50 \text{ g}$

Quantidade de água em 50 g = 5 a 10 g (em média)

erro máximo na determinação  $\approx \frac{0,02}{5} = 0,004 = 0,4\%$

O único que poderia ser discutido nesta medição é a representatividade da amostra analisada, embora ela parece ser representativa.

Composição Química dos Gases Secos - Umidade dos Gases

Foi determinada com um aparelho tipo "Orsat", esta determinação é de rotina na usina, o erro correspondente é da ordem de  $\pm 0,5\%$  em cada fração determinada.

Esta determinação permite determinar propriedades dos gases na entrada, fazendo a análise da combustão do bagaço; como se detalha a seguir.

Dados obtidos na análise (na ocasião das medições com o primeiro modelo de injetor):

CO<sub>2</sub> : 16%

O<sub>2</sub> : 3%

CO : 1%

N : 80%

T = 235°C = 508°K

$\Delta p$  = +40 mm H<sub>2</sub>O

p<sub>a</sub> = 711,4 mm Hg

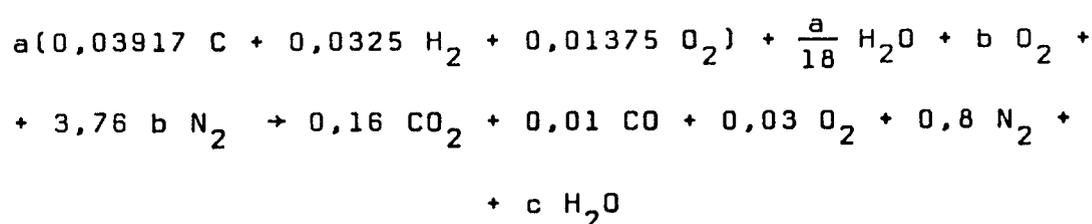
pressão total no local de interesse:

p = 714,3 mm Hg = 95,233 K Pa

Adotando para o bagaço a composição recomendada em [61]:

Composição em peso do bagaço seco	Composição molar
C : 47%	0,03917
H <sub>2</sub> : 6,5%	0,0325
O <sub>2</sub> : 44%	0,01375
cinzas : 2,5%	

A reação química de queima do bagaço seria:



Considerando a umidade do bagaço (b.s.) = 1,0.

Resolvendo algebricamente as equações correspondentes, resulta para os gases úmidos de escape da caldeira a seguinte composição:

$$\begin{aligned} y_{\text{CO}_2} &= 0,116 \\ y_{\text{CO}} &= 0,0072 \\ y_{\text{O}_2} &= 0,0217 \\ y_{\text{N}_2} &= 0,579 \\ y_{\text{H}_2\text{O}} &= 0,276 \end{aligned}$$

Calculando o peso molecular médio é:

$$\bar{M} = 27,2$$

e a umidade dos gases:

$$w(\text{b.u.}) = 0,183 \qquad w(\text{b.s.}) = 0,224$$

relação ar-combustível:

$$AC = 3,385 \left[ \text{kg}_{\text{ar}} / \text{kg}_{\text{bagaço úmido}} \right]$$

excesso de ar = 17,6%.

Densidade, calculada na base da equação dos gases ideais:

$$\rho = 0,613 \text{ kg/m}^3$$

Na ocasião das medições com o segundo modelo de injetor, obteve-se uma análise ligeiramente diferente:

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &: 14\% \\ \text{CO} &: 1\% \\ \text{O}_2 &: 5\% \\ \text{N}_2 &: 80\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T &= 295^\circ\text{C} = 568^\circ\text{K} \\ \Delta p &= -30 \text{ mm H}_2\text{O} \\ p_a &= 711,4 \text{ mm Hg} \\ p &= 94,552 \text{ K Pa} \end{aligned}$$

Fazendo os cálculos nos mesmos moldes, obteve-se:

$$y_{\text{CO}_2} = 0,105$$

$$y_{\text{CO}} = 0,0075$$

$$y_{\text{O}_2} = 0,0374$$

$$y_{\text{N}_2} = 0,252$$

$$\bar{M} = 27,3$$

$$w(\text{b.u.}) = 0,166$$

$$w(\text{b.s.}) = 0,199$$

$$AC = 3,835 \left[ \text{kg}_{\text{ar}} / \text{kg}_{\text{bagaço úmido}} \right]$$

excesso de ar = 33%

$$\rho = 0,547 \text{ kg/m}^3$$

#### Vazão de Bagaço

Inicialmente é pesado um caminhão vazio, depois ele é enchido do bagaço que sai do ciclone e posteriormente pesado novamente.

O tempo de enchimento é medido com cronômetro. Na medida deste tempo há um certo erro em virtude que o operador do cronômetro deve também abrir e fechar duas válvulas que permitem a saída do bagaço, operação que demora uns 5-10 seg.

Nesta medição há perda de finos tanto no próprio escoamento do ciclone como no transporte no caminhão até a balança.

O erro da medição seria:

peso do bagaço = 500 a 800 kg

precisão da balança = 5 kg

tempo = 2 a 3 min

$$\text{erro percentual} = \frac{10}{120} + \frac{10}{500} \approx \pm 10\%$$

Numa medição repetida cinco vezes, nas mesmas condições de funcionamento, os valores apresentaram uma dispersão em relação a média de +11% a -8%.

Perda de finos no ciclone:

De acordo a [26], pag. 20-71 e 20-72, conservando a nomenclatura do autor, teríamos:

$$D_{pc} = \left[ \frac{9\mu B_c}{2\pi N_e V_c (\rho_s - \rho)} \right]^{0,5}$$

Com os valores:

$$\mu = 2,587 \times 10^{-5} \text{ [kg/ms]}$$

$$B_c = 1,8 \text{ [m]}$$

$$N_e = 2,0$$

$$V_c = 11 \text{ [m/s]}$$

$$\rho_s = 210 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$\rho = 0,645 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$D_{pc} = 120\mu$$

Obtendo-se  $\eta$  da Fig. 20.89 [26], e levando em conta a análise de peneira reportado no Apêndice B, é:

Malha	$D_p$ [mm]	%	$D_p/D_{pc}$		% recolhido
8	3,21	20,95	26,75	1,0	20,95
14	1,68	16,75	14,0	1,0	16,75
28	0,84	28,35	7,0	1,0	28,35
48	0,42	25,80	3,5	0,94	24,25
66	0,25	4,45	2,1	0,81	3,60
100 + F	0,18	3,60	1,5	0,7	2,52
					96,42

perdas no ciclone: 3,6%

Como se observa as perdas no ciclone são menores que o erro involucrado na própria medição.

### Vazão dos Gases

A vazão de gases foi obtida de medições de velocidade efetuadas tanto no injetor quanto na coluna, com o sistema operando sem circulação de bagaço.

Foi efetuado um barrido com Pitot, ao longo de um raio do duto de acordo à norma AMCA 210-74. A medição foi repetida duas vezes, com boa repetibilidade.

Na coluna a vazão foi determinada somente quando estava sendo utilizado o primeiro modelo de injetor.

Os valores obtidos para a coluna principal foram:

$$\begin{aligned}\sqrt{\overline{\Delta P}} &= 2,4 \text{ [mm H}_2\text{O]} \\ \rho &= 0,613 \text{ [kg/m}^3\text{]} \\ v_4 &= 13,57 \text{ [m/s]} \\ A &= 3,14 \text{ [m}^2\text{]} \\ \dot{m}_4 + \dot{m}_1 &= 94,1 \text{ [ton/h]}\end{aligned}$$

Para o primeiro modelo de injetor, a medição foi feita no tubo de sucção:

$$\begin{aligned}\sqrt{\overline{\Delta P}} &= 2,65 \text{ [mm H}_2\text{O]} \\ \rho &= 0,579 \text{ [kg/m}^3\text{]} \\ v_4 &= 15,4 \text{ [m/s]} \\ A &= 0,196 \text{ [m}^2\text{]} \\ \dot{m}_4 + \dot{m}_1 &= 6,32 \text{ [ton/h]}\end{aligned}$$

No caso do segundo modelo de injetor, surgiu o problema que no alimentador de bagaço, ao ser retirada a válvula de alimentação, surgiu um forte efeito de sucção do ar ambiente, foram feitas, então, duas medições de velocidade, uma antes do ventilador e outra depois do ponto de entrada do bagaço, determinando assim, por diferença a vazão de ar ambiente que entrava pela alimentação.

Valores antes do ventilador:

$$\begin{aligned}\sqrt{\overline{\Delta P}} &= 5,754 \text{ [mm H}_2\text{O]} \\ \rho &= 0,547 \text{ [kg/m}^3\text{]} \\ v &= 34,4 \text{ [m/s]}\end{aligned}$$

$$A = 0,196 \text{ [m}^2\text{]}$$

$$\dot{m}_4 + \dot{m}_1 = 13,3 \text{ [ton/h]}$$

Valores depois do ventilador:

$$\sqrt{\Delta P} = 9,87 \text{ [mm H}_2\text{O]}$$

$$\rho = 0,660 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$v = 53,8 \text{ [m/s]}$$

$$A = 0,1806 \text{ [m}^2\text{]}$$

$$\dot{m}_4 + \dot{m}_1 + \dot{m}_{ar} = 23,1 \text{ [m}^2\text{]}$$

por diferença:  $\dot{m}_{ar} = 9,8 \text{ [ton/h]}$ .

Como no caso das medições efetuadas com o segundo modelo de injetor não se dispunha de valores da vazão de gases medidos diretamente, optou-se por um cálculo indireto, com base em dados de funcionamento das caldeiras:

consumo de bagaço úmido na caldeira: 21,435 ton/h

A relação AC foi obtida da análise com o "Orsat":

$$AC = 3,835 \text{ [kg}_{ar}\text{/kg}_{bagaço\ úmido}]}$$

$$\dot{m}_4 + \dot{m}_1 = (3,835 + 1) \times 21,435 = 103,6 \text{ [ton/h]}$$

#### Pressão Estática na Coluna

Como é tradicional, foi medida com uma haste com pequenos furos, com um aparelho comercial, padronizado.

Apreciação: 1 mm H<sub>2</sub>O

menor valor lido: 35 mm H<sub>2</sub>O

erro de apreciação: 3%

Provavelmente pode-se desprezar o erro de desalinhamento em relação à corrente, porque para que este seja maior que o de precisão o desalinhamento deveria ser superior a um ângulo de 10<sup>0</sup>.

### Temperatura dos Gases

A medição foi efetuada com hastes de 450 mm introduzidas na coluna e no ciclone. Foram 5 pontos no total, um na entrada dos gases quentes, três na coluna principal e um no meio do corpo do ciclone.

O elemento sensor é uma resistência de platina que tem uma excelente resposta, com um erro muito pequeno (0,1% no máximo).

Antes de serem colocadas, as resistências foram calibradas.

O tamanho da haste faz supor que foi medida uma temperatura bem representativa dos gases em contato com as partículas, inclusive no caso do ciclone, o ponto em que está colocada a haste é:  $0,45/1,75 = 0,265 < 1/3$ .

Uma série de medidas efetuadas nas mesmas condições de funcionamento apresentaram flutuações de -8 a +17%, bem maiores que o erro relativo em torno de 1%. O que faz pensar que o sistema tem flutuações próprias, provavelmente inerentes ao funcionamento da caldeira.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [ 1 ] - ALMEIDA MEIRELLES, A.J. de, "*Secagem de Bagaço de Cana em Leito Fluidizado*", Tese de Mestrado orientada pela Prof. Dra. Florencia Cecília Menegalli, apresentada na F.E.A./ UNICAMP, 1984.
- [ 2 ] - SUAREZ, R. et al., "*El Almacenamiento de Bagaço para la Industria de Derivados*", Cuba, ciudad de La Habana, Edit. Científico-Técnica, 1982.
- [ 3 ] - LIPINSKY, E.S., "Conversion of Sugar Cane Products into Fuels and Chemical Feedstocks", *The Sugar Journal*: 27-30, August, 1976.
- [ 4 ] - KJAERGAARD, L., "Examples of Biotechnological Utilization of Beet Pulp and Bagasse", *Sugar Technology Reviews*, 10: 183-237, 1984.
- [ 5 ] - "Bagaço, um Produto Nobre da Cana", *São Paulo Energia* 1(1): 22-23, Edit. CESP-CPFL - ELETROPAULO, Fevereiro, 1984.
- [ 6 ] - ARRASCAETA, A.; FRIEDMAN, P., "Bagasse Drying: Past, Present and Future", *Int. Sugar Journal*, 86(1021): 3-6, 1984.
- [ 7 ] - FURINES, J.H., "Pre-drying Bagasse Using Flue Gases", *The Sugar Journal*: 39-40, August, 1976.
- [ 8 ] - ROY, P.N.; YADAV, D. e KACHHARA, N.L. "Optimum Design of Evaporation Drying Plant for Bagasse in a Sugar Mill", *Proceedings XVII Congress of Int. Soc. Sug. Cane Technol.*, Manila: 2012 a 2028, Fevereiro, 1981.
- [ 9 ] - MASSARANI, G.; CARNEIRO VALENÇA, G., "Secagem de Bagaço de Cana I" - *Comunicação sobre uma pesquisa em desenvolvimento* - COPPE/UFRJ.
- [ 10 ] - CARNEIRO VALENÇA, G.; MASSARANI, G., "Secagem de Bagaço de Cana II", *1º Congresso Latino-Americano de Transferên-*

*cia de Calor e Massa*, La Plata, Argentina, Novembro 1982.

- [11] - MEDEIROS, J.L. de; MASSARANI, G., "Secagem de Bagaço de Cana III", *Anais do X Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos*, I: 222-241, publicado pelo DEQ, São Carlos, S.P., Brasil.
- [12] - CORREIA MARANHÃO, L.E., "Secagem de Bagaço", *Resumo Técnico da firma Comércio, Engenharia e Máquinas Santo Antonio Ltda.*, Maceió, Alagoas, Brasil.
- [13] - CORREIA MARANHÃO, L.E., "Secagem de Bagaço", *Seminário de Avaliação do Bagaço*, S.P., Sociedade de Produtores de Açúcar e Alcool, Setembro, 1983.
- [14] - "Secador de Bagaço", *Anais do I Seminário de Tecnologia Industrial*: 255-260, Centro de Tecnologia Copersucar Piracicaba, S.P., 15 a 17 de Agosto, 1983.
- [15] - SIENIUTYCZ, S., "A Synthesis of Mathematical Models and Optimization Algorithms of Invariant Imbedding Type for a Class of Adiabatic Drying Processes with Granular Solid Suspension", *Chemical Engineering Science*, 37(10): 1557-1568, 1982.
- [16] - MARTIN, H.; SALEH, A.H., "The Drying of Fine Granular Material in a Pneumatic Drier", *International Chemical Engineering*, 24(1): 13-22, January, 1984.
- [17] - MENDES, M. de J., "Über die Berechnung von Stromtrocknern" *vt "verfahrenstechnik"*, 12(12): 791-794, 1978.
- [18] - MUJUMDAR, A., *Comunicação Pessoal*, Notas de um conjunto de palestras oferecidas no DEM/FEC/UNICAMP, Setembro, 1983.
- [19] - PONCE, N.; FRIEDMAN, P.; LEAL, D.; "Geometric Properties and Density of Bagasse Particles", *Int. Sugar Journal*, 85 (1018): 291-294, 1983.
- [20] - LAMB, B.H.; BILGER, R.W.; "Combustion of Bagasse: Literature Review", *Sugar Technology Reviews*, 4:89-130, 1977.

- [21] - FOUST, A.S. et al., *Principles of Unit Operations*, New York, Edit. Wiley International, 1960. Apêndice B.
- [22] - KUNII, D.; LEVENSPIEL, O., *Fluidization Engineering*, Edit. John Wiley & Sons Inc., 1969, Capítulo 3.
- [23] - BECKER, H.A., "The Effects of Shape and Reynolds Number on Drag in the Motion of a freely oriented Body in an infinite Fluid", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 37:85-91, April, 1959.
- [24] - McCRAKEN, D.D.; DORN, W.S., *Numerical Methods and Fortran Programming*, Edit. John Wiley and Sons Inc., 1966, Capítulo 5.
- [25] - KNUDSEN, G.; KATZ, D.L., *Fluid Dynamics and Heat Transfer*, Edit. McGraw-Hill Book Co. Inc. 1958, Capítulo 17.
- [26] - PERRY, J.H., *Chemical Engineers' Handbook*, 4ª edic., McGraw-Hill, 1963.
- [27] - Van TONGEREN, H., "A Modern Dust Collector", *Mechanical Eng.*: 753-759, December, 1935.
- [28] - ter LINDEN, A.J.; "Investigations into Cyclone Dust Collectors", *Proc. of the Inst. Mech. Eng. J.*, 160:233-251, 1949.
- [29] - DAVIES, C.N., "The Separation of Airborne Particles", *Proc. (B) Inst. of Mech. Eng.*, 1B:185-213, 1952.
- [30] - THOMPSON, B.W.; STRAUSS, W., "The application of Vortex Theory to the design of Cyclone Collectors", *Chem. Eng. Science*, 26:125-131, 1971.
- [31] - SHANG-I CHENG; TELLER, A.J., "Analog Simulation of Particle Trajectories in a Cyclone Separator", *Simulation*: 187-194, November, 1971.
- [32] - CHEREMISINOFF, P.N.; CHEREMISINOFF, N.P., "Fundamentals and characteristics of Cyclone Dust Collectors", *Plant*

*Engineering*, 25:69-71, July, 1974.

- [33] - CHEREMISINOFF, P.N.; CHEREMISINOFF, N.P., "Types and Applications of Cyclone Dust Collectors", *Plant Engineering*, 25:75-76, July, 1974.
- [34] - HEINZE, C., "A New Cyclone Dryer for Solid Particles" *Ger. Chem. Eng.*, 7:274-279, 1984.
- [35] - BOYSAN, F.; AYERS, W.H.; SWITENBANK, J., "A Fundamental Mathematical Modelling Approach to Cyclone Design", *Trans. of the Inst. of Chem. Eng.*, 60:222-230, 1982.
- [36] - BLOOR, M.I.G.; INGHAM, D.B., "Theoretical Investigation of the flow in a Conical Hydrocyclone", *Trans. Inst. Chem. Engrs.*, 51:36-41, 1973.
- [37] - BLOOR, M.I.G.; INGHAM, D.B., "On the efficiency of the Industrial Cyclone", *Trans. Inst. Chem. Engrs.*, 51:173-176, 1973.
- [38] - BLOOR, M.I.G.; INGHAM, D.B., "Theoretical Analysis of the Conical Cyclone", *First European Conference on Mixing and Centrifugal Separation, Paper E 6* : E.95 - E.114, September, 1974.
- [39] - SZEKELY, J.; CARR, R., "Heat Transfer in a Cyclone", *Chemical Eng. Science*, 21:1119-1132, 1966.
- [40] - STAIRMAND, C.J., "The Design and Performance of Cyclone Separators", *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, 29:356-383, 1951.
- [41] - DANIELS, T.C., "Investigation of a Vortex Air Cleaner", *The Engineer*: 358-362, March 8, 1957.
- [42] - USPENSKII, V.A.; SOLOV'EV, V.I.; GUR'EV, V.S., "Studying Velocity Fields in a Cyclone Separator", *Fluid Mechanics Soviet Research*, 1 (1):152-155, 1972.
- [43] - RIETEMA, K.; VERVER, C.G.; (Editors), "*Cyclones in Industry*", Edit. Elsevier Pub. Co., 1961.

- [44] - McADAMS, W.H., "*Transmisión de Calor*", McGraw-Hill Book Co., 1964.
- [45] - HOLMAN, J.P., "*Transferência de Calor*", McGraw-Hill do Brasil, 1983.
- [46] - DĂSCĂLESCU, A., "Le Sechage et ses Applications Industrielles", Paris, Edit. Dunod, 1969.
- [47] - COSTAPINTO SANTANA, C., "Tópicos Especiais de Sistemas Particulados", "*Transporte Hidráulico e Pneumático de Partículas*", Edit. pela Universidade Federal de São Carlos (S.P.) 1982, Capítulo VII.
- [48] - ARASTOPOUR, H.; SHAW-CHAN LIN; WEIL, S.A., "Analysis of Vertical Pneumatic Conveying of Solids using Multiphase Flow Models", *AIChE Journal*, 28 (3):467-473, May, 1982.
- [49] - KHAN, J.I.; PEI, D.C., "Pressure Drop in Vertical Solid-Gas Suspension Flow", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.* 12 (4):428-431, 1973.
- [50] - KMIEC, A.; MIELCZARSKI, S., "Hydrodynamic Characteristics of Pneumatic Flash Dryers", *Drying'80, Proceedings of the Second International Symposium*, 2:213-218, 1981.
- [51] - PREMCHAND; GHOSH, D.P., "Critical Analysis of Pressure Drop under Pneumatic Convergence of Solids", *Agric. Engng. Res.*, 13 (1):36-43, 1968.
- [52] - FARBAR, L., "Flow Characteristics of Solid-Gas Mixtures", *Industrial and Eng. Chemistry*, 41 (6):1184-1191, June, 1949.
- [53] - KMIEC, A.; MIELCZARSKI, S.; PAJAKOWSKA, J., "An Experimental Study on Hydrodynamics of a System in a Pneumatic Flash Dryer", *Powder Technology*, 20:67-74, 1978.
- [54] - CAPES, C.E., "Dense Phase Vertical Pneumatic Conveying", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 49:182-186, April, 1971.

- [55] - COSTAPINTO SANTANA, C.; MASSARANI, G.; ISMAIL, K.A.R., "Modelo Matemático e Verificação Experimental do Transporte Hidráulico Horizontal", *Revista Brasileira de Tecnologia*, 11:93-104, 1980.
- [56] - MASSARANI, G.; COSTAPINTO SANTANA, C., "Força Resistiva Sólido-Fluido em Sistemas Particulados de Porosidade Elevada", *Revista Brasileira de Tecnologia*, 11:45-50, 1980.
- [57] - LUIKOV, A.V., "Heat and Mass Transfer in Capillary-Porous Bodies", Edit. Pergamon Press, 1966.
- [58] - VAN WYLEN, G.J.; SONNTAG, R.E., "Fundamentos da Termodinâmica Clássica, 2ª ed., Edgard Blücher Ltda., 1976, Capítulo 11.
- [59] - REID, PRAUSNITZ, SHERWOOD, "The properties of Gases and Liquids", 3ª ed., McGraw-Hill Book Co., 1977.
- [60] - VUKALOVITCH, M.P., "Thermodynamic Properties of Water and Steam", Moscow, Edit. Mashinostroyeniye, 1967.
- [61] - HUGOT, E., "Manual para Ingenieros Azucareros", 1ª ed., México, Companhia Editorial Continental S.A., 1963, Capítulo 39.
- [62] - WHITAKER, S., "Forced Convection Heat Transfer Correlations for Flow in Pipes, Past Flat Plates, Single Cylinders, Single Spheres and for Flow in Packed Beds and Tube Bundles", *AIChE Journal*, 18 (2): 361-371, March, 1972.
- [63] - ROHSENOW, W.M., HARTNET, J.P., "Handbook of Heat Transfer", McGraw-Hill Book Co., 1973, Seção 2.
- [64] - HOLMAN, J.P., Termodinâmica, 2ª ed., Colombia, McGraw-Hill, 1975, Capítulo 3.
- [65] - CHUKHANOV, Z.F., "Heat and Mass Transfer between Gas and Granular Material", *Int. Journal of Heat and Mass Transfer*, 6:691-701, 1963.

- [66] - CHUKHANOV, Z.F., "Heat and Mass Transfer between Gas and Granular Material, Part II", *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, 13:1805-1817, 1970.
- [67] - CHUKHANOV, Z.F., "Heat and Mass Transfer between Gas and Granular Material, Part III", *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, 14:337-351, 1971.
- [68] - GUNN, D.J., "Transfer of Heat or Mass to particles in fixed and fluidised beds", *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, 21:467-476, 1978.
- [69] - KACZMARZYK, G.; BANDROWSKI, J., "Gas-Solid Heat Transfer Coefficient in Vertical Pneumatic Transport", *International Chemical Engineering*, 20 (1):98-110, January, 1980.
- [70] - BIRD, R.B., STEWART, W.E.; LIGHTFOOT, E.N., "Fenómenos de Transporte", Barcelona, Edit. Reverté, 1964, Capítulos 21 e 16.