

Universidade Estadual de Campinas

Faculdade de Engenharia de Alimentos e Agrícola

Departamento de Engenharia

Parecer

*Este exemplar corresponde a redação final da
tese defendida por Araí Augusta Bernárdez Pécora
e aprovada pela Comissão Julgadora em 20/12/86*

Campinas, 20 de Fevereiro de 1986

CSJM.

ESTUDO EXPERIMENTAL DO ESCOAMENTO GÁS-SÓLIDOS EM
FASE DILUÍDA COM TRANSFERÊNCIA DE CALOR E DE MASSA

Autor: Araí Augusta Bernárdez Pécora

Orientador: Carlos Alberto Gasparetto

04/86

Tese submetida à comissão de pós-graduação
da Faculdade de Engenharia de Alimentos e
Agrícola - UNICAMP como parte dos
requisitos necessários para a obtenção do
grau de Mestre em Engenharia de Alimentos.

Campinas, SP - Brasil

1985

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL

A minha mãe, Isaurinha, e a meu marido,
Celso, pelo amor, dedicação, estímulo e
apoio que me deram durante o
desenvolvimento deste trabalho.

A meu pai, Antonio. ("in memoriam")

Agradecimentos

Agradeço a todos que de alguma forma contribuíram para a realização deste trabalho e, de modo especial:

Ao Professor Doutor Carlos Alberto Gasparetto, orientador deste trabalho, pela orientação e apoio transmitidos nestes anos de convivência.

A Faculdade de Engenharia de Alimentos e Agrícola e particularmente ao Departamento de Engenharia de Alimentos, que permitiram a utilização dos equipamentos e aparelhos necessários a esta pesquisa.

Ao Professor Doutor Theo Guenter Kieckbusch, pelas sugestões relativas aos cálculos de secagem deste trabalho.

Ao Professor Sérgio Roberto Dall'oca, pela ajuda na parte computacional deste trabalho.

A meu marido, Celso Penteado de Barros, pela ajuda na obtenção de dados experimentais de queda de pressão e pelas sugestões durante a elaboração dos programas de computador.

A Companhia IBRAS-CBO, pela doação dos tubos de aço inoxidável para a construção da sonda utilizada neste trabalho.

A Industria de Produtos Alimentícios Fleischmann e Royal LTDA, pela doação de 50 kg de amido de mandioca.

Ao CNPq, pela ajuda financeira na forma de bolsa de estudos a nível de mestrado no período de março/83 a fevereiro/84.

A FAPESP, pela ajuda financeira na forma de bolsa de estudos a nível de mestrado no período março/84 a fevereiro/86, processo 83/2205-1.

RESUMO

Este trabalho de pesquisa foi desenvolvido tendo como objetivo o estudo experimental do escoamento bifásico gás-sólidos em fase diluída, com transferência de calor e massa, no interior de tubos cilíndricos verticais.

Nesta pesquisa foi utilizado um secador pneumático construído em aço inoxidável tendo como principais dimensões: 2 metros de comprimento e 3,9 centímetros de diâmetro.

As medidas experimentais foram realizadas com o auxílio de uma sonda móvel interna ao secador e com deslocamento axial, o que possibilitava a análise minuciosa das regiões onde o processo sofria alterações mais significativas.

O sistema experimental foi ensaiado com escoamentos bifásicos de ar e amido de mandioca sendo obtidos os perfis de pressão estática, temperatura do ar e do amido, umidade do ar e do amido ao longo do tubo do sistema pneumático. Os resultados também possibilitaram a obtenção de correlações para os números de Nusselt e Sherwood em função de Reynolds e Prandtl (Schmidt).

O problema também foi abordado através da análise das equações de balanço de massa e energia visando a proposição de modelos para descrever escoamentos muito diluídos e com partículas de granulometria fina.

Durante os experimentos variou-se a vazão e a temperatura do ar e a vazão de amido. Os resultados permitiram a verificação da influência da vazão e temperatura do ar sobre o processo de secagem, bem como a obtenção de um modelo para a queda de pressão no escoamento bifásico.

Devido à tendência das partículas de amido úmido formarem grumos, todos os cálculos realizados para os ensaios de secagem estão baseados num diâmetro de grumo situado entre o diâmetro medido na entrada e na saída do secador.

ABSTRACT

This research work concerns the experimental study of a dilute gas solid two-phase flow with heat and mass transfer, in vertical cylindrical tubes. A stainless steel drier, 2 meters height and 3.9 centimeters inside diameter, was used.

Measurements were performed with a sliding probe running axially inside the drier, allowing a detailed investigation of the zones where the process exhibited the most significant changes.

The experimental system was operated with two-phase flows composed by air and cassava starch. Profiles for static pressure, air and starch temperature, air and starch moisture were obtained along the pneumatic system. Results were correlated in terms of Nusselt and Sherwood numbers as functions of Reynolds and Prandtl (Schmidt) numbers.

The problem was also worked out on the mass and energy balance equations with the objective of understanding dilute flows with fine particles.

Air and starch flow rates and air temperature were varied throughout the experiments. The results were able to demonstrate the influence of air discharge and temperature on drying process and produced a model for the pressure drop in two-phase flows.

Due to the tendency of moist starch particles to agglomerate, all the results of drying experiments are based on the arithmetic mean calculated with the entry and outlet diameter of the agglomerate.

NOMENCLATURA

- a área superficial das partículas por unidade de volume do meio poroso, m^2/m^3
- A área da seção transversal do duto, m^2
- Bi número de Biot para a transferência de calor, adimensional (equação 3.10.1)
- Bi_m número de Biot para a transferência de massa, adimensional (equação 3.10.2)
- c calor específico a pressão constante, $kcal/kg^\circ C$
- c_v concentração volumétrica, adimensional
- Cd coeficiente de arraste das partículas, adimensional
- d diâmetro das partículas, μm ou m
- D diâmetro do duto de secagem, m
- D_{AD} difusividade molecular do vapor d'água no ar, m^2/s
- f coeficiente de atrito para escoamento monofásico, adimensional
- f_s coeficiente de atrito dos sólidos com a parede do tubo, adimensional

- Fr número de Froude, adimensional (equação 2.3.7)
- g aceleração da gravidade, m/s^2
- h entalpia do sólido, kcal/kg
- h_c coeficiente de transferência de calor por convecção, $kcal/sm^2 \text{ } ^\circ C$
- h_{fg} calor latente de vaporização, kcal/kg
- h_{g-p} coeficiente de transferência de calor gás-partícula, $kcal/sm^2 \text{ } ^\circ C$
- H entalpia do gás, kcal/kg
- K condutividade térmica, $kcal/sm \text{ } ^\circ C$
- K_p coeficiente convectivo de transferência de massa, $kg/sm^2 \cdot atm$
- K_y coeficiente convectivo de transferência de massa, $kg/sm^2 (kg/kg)$
- L comprimento do duto de secagem, m
- L_c posição de transição entre os períodos de velocidade de secagem constante e decrescente, m

- Le comprimento de entrada hidrodinâmico, m
- Nu número de Nusselt, adimensional (equação 2.4.1)
- p pressão estática, Pa ou mmca
- p_v pressão parcial de vapor d'água no ar, atm
- p_v^* pressão parcial de vapor d'água na interface sólido-gás, atm
- P pressão total, atm normal ou mmHg ou Pa
- Pr número de Prandtl, adimensional (equação 3.9.9)
- Re número de Reynolds, adimensional (equação 2.3.6)
- Re_w número de Reynolds da suspensão, adimensional (equação 2.3.21)
- Re_p número de Reynolds da partícula, adimensional (equação 2.3.3)
- Sc número de Schmidt, adimensional (equação 3.9.10)
- Sh número de Sherwood, adimensional (equação 3.9.1)
- T temperatura, °C
- T' temperatura de bulbo úmido do ar, °C

- T^* temperatura da superfície do sólido, °C
- T_m temperatura selecionada pelo controlador de temperatura do sistema experimental, °C
- V velocidade, m/s
- W vazão mássica, kg/s
- X umidade do sólido em base seca, kg água/kg sólido seco
- Y umidade do ar, kg vapor/kg ar seco
- Y^* umidade do ar saturado, kg vapor/kg ar seco
- Γ relação entre as vazões mássicas de sólido e fluido, adimensional
- ϵ porosidade do leito, adimensional
- μ viscosidade dinâmica, kg/ms
- ρ massa específica, kg/m³
- ϕ fator de forma das partículas, adimensional

Subscritos:

a água

g gás

s sólido

sf sólido-fluido

ss sólido seco

st sólido-tubo

T total

INDICE

Capítulo	
1	Introdução 1
1.1	Motivação à pesquisa 2
1.2	Objetivos deste trabalho 2
2	Revisão da literatura 4
2.1	Fundamentos da secagem 5
2.2	Secadores Pneumáticos 14
2.3	Fluidodinâmica no transporte pneumático 18
2.4	Transferência de calor no transporte pneumático 29
2.5	Modelagem matemática de secadores pneumáticos 35
3	Materiais e métodos 40
3.1	Sistema Pneumático 41
3.2	Umidificação do amido 48
3.3	Caracterização do amido de mandioca 49
3.4	Determinação da vazão e umidade do sólido 50
3.5	Determinação da vazão e velocidade do ar 51
3.6	Medidas dos parâmetros psicrométricos do ar durante a secagem 52
3.7	Operação do sistema 56
3.7.1	Medida de queda de pressão estática no escoamento isotérmico 57
3.7.2	Ensaio de secagem 58

3.8	Obtenção dos perfis de umidade e temperatura do gás e umidade e temperatura do sólido ao longo do tubo de secagem	59
3.9	Método de cálculo dos números de Nusselt e Sherwood	61
3.10	Método de cálculo do número de Biot	63
4	Resultados e discussões	67
4.1	Análise da queda de pressão no escoamento bifásico isotérmico	68
4.2	Análise do processo de secagem do amido no secador pneumático	76
5	Conclusões e sugestões	106
	Bibliografia	113

Apêndice

A	Tabelas com resultados experimentais dos ensaios de queda de pressão em escoamentos bifásicos isotérmicos	122
B	Tabelas com resultados experimentais dos ensaios de secagem	129
C	Programas de computador desenvolvidos	145
D	Curva de calibração do medidor de bocal	151

Capitulo 1

INTRODUÇÃO

1.1 MOTIVAÇÃO A PESQUISA

O transporte e a secagem de pós são operações bastante comuns e importantes nas indústrias de processamento de alimentos e envolvem fatores críticos como qualidade final do produto e consumo de energia. Portanto, o entendimento dos fenômenos envolvidos em tais operações é imprescindível para a formulação de modelos que permitam cálculos e projetos de sistemas de secagem e de transporte pneumático.

Amido de mandioca foi o sólido escolhido pois o seu processamento exige uma etapa de secagem em que se usa tradicionalmente o sistema pneumático. Considera-se que a secagem pneumática é a mais adequada para este tipo de sólido desde que sua umidade antes da secagem esteja em torno de 40 % (base seca), o que possibilita um escoamento uniforme no sistema de alimentação do secador.

1.2 OBJETIVOS DESTA TRABALHO

Este trabalho de pesquisa tem como objetivo o estudo do escoamento bifásico gás-sólidos em fase diluída, com transferência de calor e massa, no interior de tubos cilíndricos verticais.

O problema também foi abordado através da análise das equações de balanço e das simplificações propostas por diversos pesquisadores. Foram efetuados experimentos envolvendo a medida dos perfis de pressão, de temperatura de bulbo seco e da umidade do ar ao longo do sistema. Com base nos resultados experimentais foi possível a proposição de modelos que descrevem esses tipos de escoamento. O sistema experimental foi ensaiado

com escoamentos bifásicos de ar e amido de mandioca.

Procurou-se neste trabalho:

1. Estudar o escoamento bifásico gás-sólidos em fase diluída com transferência de calor e de massa no interior de tubos cilíndricos verticais;
2. Verificar as propostas empíricas apresentadas por diversos pesquisadores;
3. Analisar os parâmetros que envolvem perfis de temperatura e umidade do fluido e do sólido;
4. Obter um modelo para a queda de pressão no escoamento;
5. Desenvolver modelos para previsão dos coeficientes de transferência de calor e de massa a partir dos balanços de massa e de energia, e dos resultados experimentais.

A pesquisa foi feita com amido de mandioca sendo os escoamentos ensaiados bastante diluídos. As partículas apresentavam geometria esférica e distribuição de tamanho com diâmetro médio de $25 \mu\text{m}$ (Whistler [54]) quando estavam em sua umidade de equilíbrio com o ambiente (aproximadamente 14 % em base seca).

Os ensaios de secagem e queda de pressão foram realizados utilizando amido com umidade em torno de 35 % em base seca, sendo que neste caso as partículas possuíam tendência à formação de grumos, tendo esses grumos um diâmetro aproximado de $300 \mu\text{m}$.

Além da obtenção dos dados experimentais de queda de pressão, foi feita uma comparação com os resultados de previsões da literatura, com o objetivo de verificar a adequação dessas correlações aos casos de escoamentos muito diluídos e com partículas de pequeno diâmetro.

Capitulo 2

REVISÃO DA LITERATURA

2.1 FUNDAMENTOS DA SECAGEM

A secagem refere-se, geralmente, à remoção de um líquido de um sólido por evaporação. Na prática normal, a energia necessária para o processo é fornecida na forma de calor. A transferência de calor é predominantemente por convecção (secadores diretos) ou por condução (secadores indiretos).

Vários pesquisadores trazem em seus trabalhos um tratamento teórico geral do processo de secagem, entre eles podemos citar: Perry [41], Nonhebel e Moss [32], MacCabe e Smith [25], Keey [20], Mujumdar [31] e Tsao e Weelock [52].

A secagem é uma técnica muito empregada na conservação de alimentos, pois devido ao abaixamento da atividade da água, consegue-se diminuir consideravelmente a taxa de crescimento microbiano e a velocidade de reações indesejáveis como: rancificação, hidrólise, transformações enzimáticas e escurecimento não enzimático (reação de Maillard).

Treybal [51] apresenta algumas definições de umidade que devem ser bem entendidas quando se estuda a secagem de sólidos.

1. Umidade de equilíbrio (X^*) - umidade de uma substância quando em equilíbrio com uma dada pressão parcial de vapor.
2. Umidade ligada - umidade contida por uma substância que exerce uma pressão de vapor de equilíbrio menor que aquela pressão de vapor do líquido puro na mesma temperatura.
3. Umidade não ligada - umidade de uma substância que exerce uma pressão de vapor de equilíbrio igual à do líquido puro na mesma temperatura.

4. Umidade livre - umidade contida por uma substância além da umidade de equilíbrio: $X - X^*$. Apenas a umidade livre pode ser evaporada e o conteúdo da umidade livre de um sólido depende da concentração de vapor no gás.

Estes termos podem ser melhor compreendidos através da figura 2.1.1.

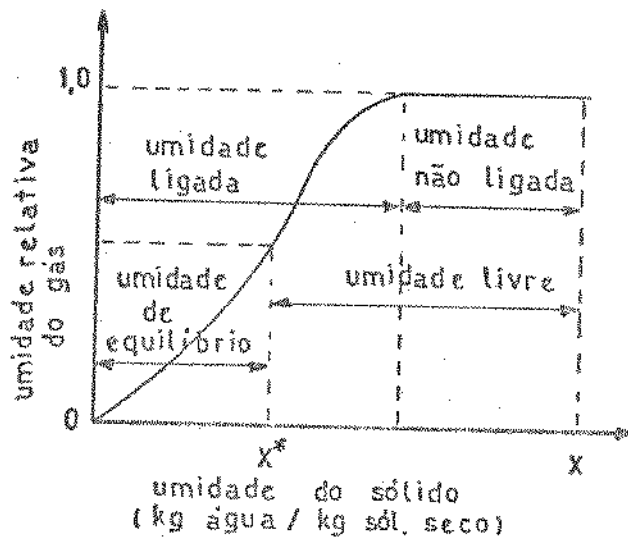


Figura 2.1.1 - Tipos de umidade

Na determinação da umidade de um produto considera-se somente a água livre, não importando a água retida pelo material sólido, que é muito pequena. O teor de umidade pode ser dado em base úmida ou em base seca, onde:

Umidade em base seca é expressa em termos de peso de água no produto por peso de produto completamente seco.

$$X = \frac{\text{peso água}}{\text{peso sólido seco}} \quad (2.1.1)$$

Umidade em base úmida é expressa em termos de peso de peso de água no produto por peso total do produto (peso úmido).

$$U' = \frac{\text{peso água}}{\text{peso úmido}} \quad (2.1.2)$$

Através dessas duas relações obtém-se que:

$$X = \frac{U'}{1-U'} \quad (2.1.3)$$

Recomenda-se utilizar a umidade em base seca uma vez que o peso seco do material não se modifica durante o processo de secagem.

Não há uma teoria única de secagem para abranger todos os tipos de equipamentos e todos os materiais. Variações de fatores como formato e tamanho das partículas, mecanismo de migração da umidade através do sólido e método de fornecimento de calor impedem um tratamento unificado.

Durante a secagem de um sólido ocorrem dois processos fundamentais e simultâneos: (a) há transferência de calor para evaporar o líquido e (b) há transferência de massa na forma de líquido ou de vapor dentro do sólido e na de vapor a partir da sua superfície. Os fatores que governam as velocidades de tais processos determinam a velocidade de secagem.

O movimento do fluido no interior do sólido é consequência de gradientes de concentração e de temperatura, que dependem principalmente das características internas do sólido e das condições de contorno.

Como na operação de contato entre um gás e sólidos, transferências de calor e massa ocorrem na superfície do sólido e a eficiência máxima do processo será alcançada, possivelmente, quando houver a exposição máxima da superfície dos sólidos à fase gasosa, juntamente com a mais completa homogeneização entre ar e sólidos.

A taxa com que um material seca depende de quão rapidamente a água pode ser evaporada. De início, a água se evapora como que saindo de uma superfície livre, mas à medida que um material

poroso seca, a evaporação se processa dentro do sólido. Esta evaporação é menos intensa pois a água deve se difundir até atingir a superfície externa. Tratando-se da secagem de sólidos granulados, este retardamento na velocidade de secagem é pequeno devido à dimensão reduzida das partículas.

A secagem ocorre basicamente em dois períodos denominados período de velocidade constante e período de velocidade decrescente.

No período de velocidade constante ocorre evaporação da umidade do produto de forma semelhante à que ocorre numa superfície livre de água. A velocidade na qual a umidade é evaporada é determinada principalmente pelas condições externas de secagem, sendo afetada muito pouco pela natureza do sólido. O ponto que marca o fim deste período ocorre quando a velocidade de difusão de umidade dentro do produto diminui abaixo daquela necessária para deixar saturada sua superfície.

A grandeza da velocidade de secagem neste período depende de três fatores: (a) área da superfície exposta ao meio de secagem; (b) coeficientes de transferência de calor e massa e (c) diferença de temperatura ou de umidade entre a corrente de ar e a superfície do sólido.

Neste período, a velocidade de transferência de massa se equilibra com a velocidade de transferência de calor e a temperatura da sua superfície saturada permanece constante. Se o calor é transferido apenas por convecção a temperatura da superfície do sólido é a temperatura de bulbo úmido do ar (T').

Quando o calor para a evaporação, durante o período de velocidade constante, é fornecido por um gás quente, há um equilíbrio dinâmico entre a velocidade de transferência de calor para o material e a velocidade de remoção do vapor da sua

superfície, podendo ser escrita a seguinte equação:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{h_c \cdot a \cdot (T_g - T_r)}{\rho_{ss} \cdot (1-\xi) \cdot h_{fg}} = \frac{K_p \cdot a \cdot (p_v^* - p_v)}{\rho_{ss} \cdot (1-\xi)} \quad (2.1.4)$$

No caso de circulação permeante com partículas esféricas,

$$\alpha = \frac{6 \cdot (1-\xi)}{d} \quad (2.1.5)$$

Para gases perfeitos a pressão parcial e a umidade são relacionados pela lei de Avogadro, isto é:

$$Y = \frac{m_w}{m_g} \cdot \frac{p_v}{p - p_v} \approx \frac{m_w \cdot p_v}{m_g \cdot p} \quad (2.1.6)$$

Logo a equação (2.1.4) pode ser escrita como:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{h_c \cdot a \cdot (T_g - T_r)}{\rho_{ss} \cdot (1-\xi) \cdot h_{fg}} = \frac{K_v \cdot a \cdot (Y^* - Y)}{\rho_{ss} \cdot (1-\xi)} \quad (2.1.7)$$

Sendo:

$$K_y = K_p \cdot \frac{m_g \cdot p}{m_w} \quad (2.1.8)$$

Onde, M_g e M_w referem-se respectivamente ao peso molecular do gás e da água.

A equação (2.1.7) considera que tanto o gás como o vapor possuem comportamento de gás ideal e que radiação e condução são desprezíveis para secadores diretos que são usualmente operados a pressão atmosférica.

O período de velocidade decrescente inicia-se após o período de velocidade constante, sendo que limitando esses dois períodos tem-se a umidade crítica. Esta umidade corresponde ao valor mínimo para sustentar uma superfície saturada do sólido.

O período de velocidade decrescente é controlado principalmente pela natureza do produto e envolve o movimento de umidade dentro do material para a superfície e a remoção da umidade na superfície.

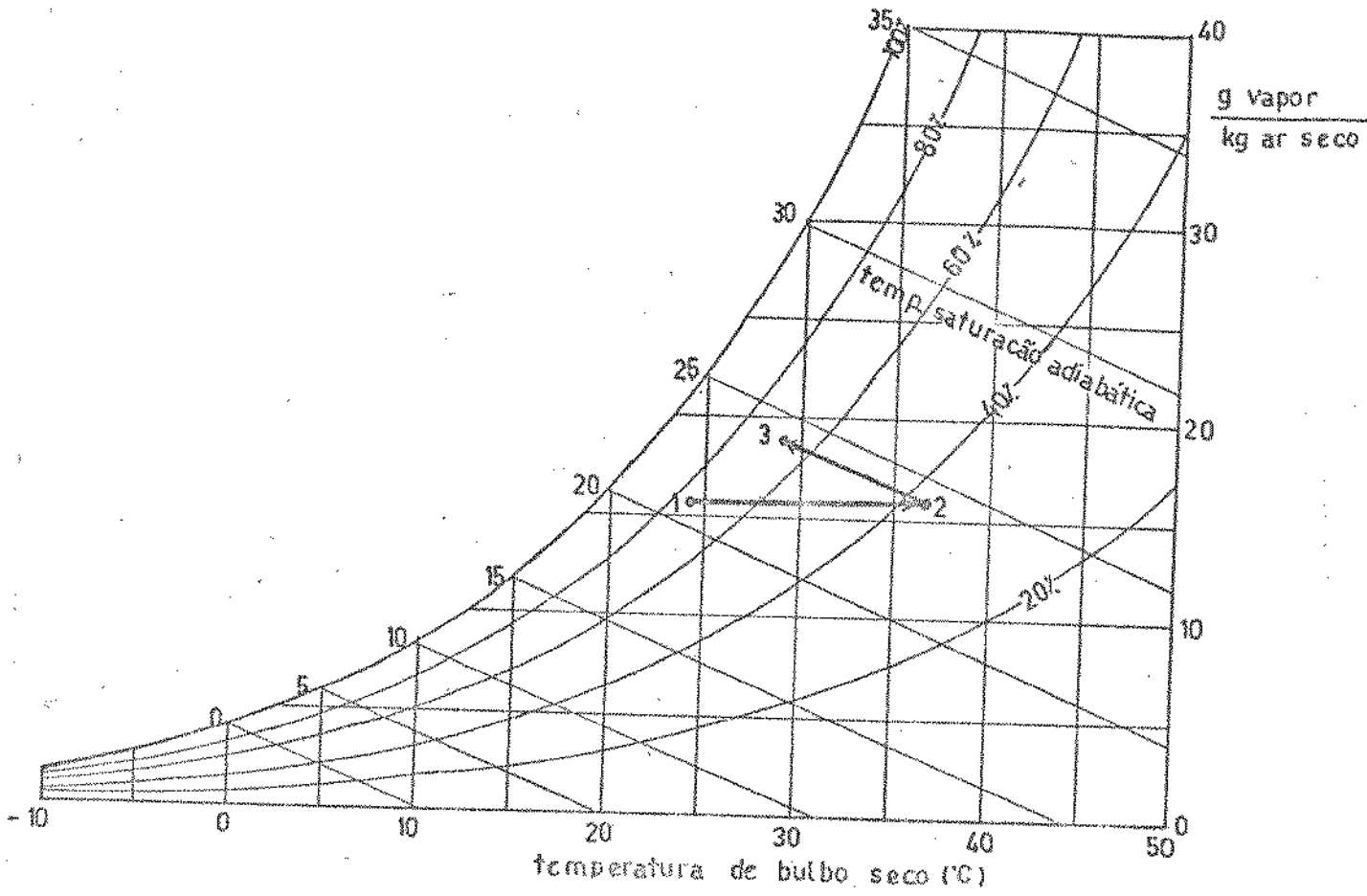
Nesse período calor é transferido para a superfície a uma velocidade progressivamente decrescente balanceando o decréscimo na transferência de massa. A temperatura da superfície do sólido aumenta gradativamente desde a temperatura de bulbo úmido na umidade crítica do material até a temperatura do gás quando a secagem é completada. Portanto, a força motora da transferência de calor ($T_g - T^*$) diminui com a progressão da secagem.

A temperatura do sólido ultrapassa a temperatura de bulbo úmido do ar quando a superfície da partícula torna-se insaturada e ocorre evaporação de umidade ligada. Supondo que o coeficiente de transferência de calor permanece essencialmente constante, o decréscimo na taxa de evaporação nesta etapa de secagem provoca o aumento da temperatura do sólido.

O processo de secagem pode ser analisado numa carta psicrométrica (figura 2.1.2) ou num diagrama de Mollier. Inicialmente, o ar atmosférico é aquecido até a temperatura desejada durante o processo de secagem. Neste processo a umidade absoluta do ar permanece constante e diminui sua umidade relativa.

Durante a secagem dos sólidos a temperatura do ar decresce seguindo aproximadamente a linha de temperatura de saturação adiabática. Não segue exatamente esta linha porque o calor sensível extraído do ar é maior que o calor contido no vapor d'água absorvido. Isto devido principalmente a dois fatores: (a) calor sensível é perdido para o ambiente, (b) é necessário calor superior ao calor latente de vaporização para a

dissociação da umidade do produto e (c) o produto se aquece, consumindo calor sensível.



- Ponto (1) - indica as condições do ar ambiente.
- Ponto (2) - indica as condições do ar na saída do aquecedor.
- Ponto (3) - indica as condições do ar na saída do secador.

Figura 2.1.2 - Transformações sofridas pelo ar num processo de secagem representado numa carta psicrométrica.

Um secador contínuo com escoamento cocorrente está esquematizado na figura 2.1.3.

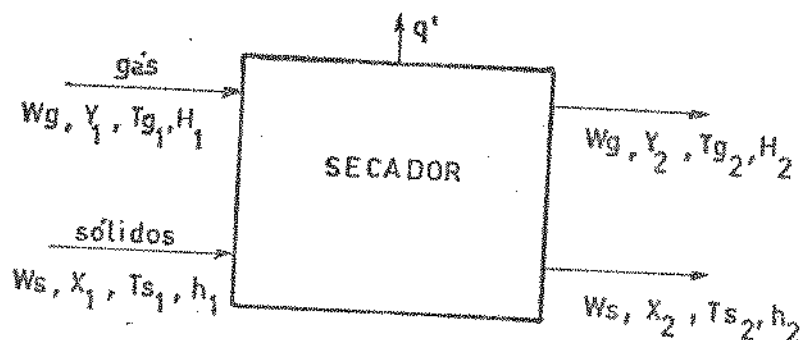


Figura 2.1.3 - Esquema de um secador contínuo com escoamento cocorrente, indicando os parâmetros principais.

Os sólidos entram com umidade X_1 e temperatura Ts_1 e saem com umidade X_2 e temperatura Ts_2 . O gás entra com umidade Y_1 e temperatura Tg_1 e sai com umidade Y_2 e temperatura Tg_2 .

Um balanço de massa global para o secador no estado estacionário é dado por:

$$Ws \cdot X_1 + Wg \cdot Y_1 = Ws \cdot X_2 + Wg \cdot Y_2 \quad (2.1.9)$$

Ou seja:

$$Ws \cdot (X_1 - X_2) = Wg \cdot (Y_2 - Y_1) \quad (2.1.10)$$

Para a maioria das operações de secagem, o balanço global de energia se reduz a um balanço de entalpia porque os efeitos de energia cinética, potencial e outras formas de energia são desprezíveis. O balanço global de entalpia pode ser representado pela equação:

$$W_s \cdot h_1 + W_g \cdot H_1 = W_s \cdot h_2 + W_g \cdot H_2 + q' \quad (2.1.11)$$

Ou:

$$W_s \cdot (h_1 - h_2) = W_g \cdot (H_2 - H_1) + q' \quad (2.1.12)$$

Numa operação adiabática, q' , que representa as perdas de calor ao ambiente, é nulo.

A entalpia do ar úmido pode ser obtida através de uma carta psicrométrica ou através da seguinte correlação:

$$H = 0,240 \cdot T_g + (597,2 + 0,45 \cdot T_g) \cdot Y \quad (2.1.13)$$

E a entalpia do sólido úmido por:

$$h = c_s \cdot T_s + X \cdot T_s + \Delta H_A \quad (2.1.14)$$

Estas relações de entalpia estão baseadas nos seguintes estados de referência (entalpia é zero): ar seco a 1 atm e 0°C, sólido seco a 1 atm e 0°C e água líquida a 1 atm e 0°C. O calor de adsorção (ΔH_A) de sólidos insolúveis e não higroscópicos tendo uma superfície relativamente pequena é desprezível, mas para sólidos higroscópicos e para sólidos porosos ele deve ser considerado.

O balanço global de energia é útil na avaliação da temperatura de saída dos sólidos desde que sejam conhecidas as vazões mássicas do sólido e do gás, as umidades nas correntes de entrada e de saída, as temperaturas do gás na entrada e saída do

secador e a temperatura do sólido na entrada. A temperatura final do sólido pode ser calculada pela equação abaixo, conforme Tsao e Weelock [52] e Mujumdar [31].

$$T_{s_2} = \frac{1597,2(X_2 - X_1) + (c_s + X_1)T_{s_1} - \left(\frac{W_g}{W_s}\right) [(0,24 + 0,45Y_2)T_{g_2} - (0,24 + 0,45Y_1)T_{g_1}]}{(c_s + X_2)} \quad (2.1.15)$$

2.2 SECADORES PNEUMATICOS

Secadores pneumáticos consistem de um tubo longo no qual circula o ar a alta velocidade, um ventilador para impulsionar o ar, um aquecedor para o ar, um alimentador para a dispersão de sólidos na corrente de ar e um ciclone ou qualquer equipamento para a separação dos sólidos do ar.

O secador pneumático geralmente é uma unidade de secagem compacta com um mínimo de partes móveis; conseqüentemente, o trabalho de operação e manutenção é pequeno.

O esquema simples de um secador pneumático está mostrado na figura 2.2.1.

O sistema garante um tempo curto de residência além de uma operação co-corrente eficiente, mas possui também sérias limitações: (a) o produto úmido deve ser tal que possa ser prontamente transportado pneumaticamente; (b) o produto úmido deve dispersar-se facilmente na corrente gasosa; (c) o produto deve possuir uma faixa estreita de tamanho de partícula para assegurar um tratamento uniforme e boa qualidade do produto final.

Os princípios básicos da secagem pneumática aqui discutidos estão descritos em trabalhos como: Masters [28], Barr [04], Gordon [18], Thorpe et al. [49], Martin e Saleh [26], Debrand [12], Jewell et al. [19], Kmiec et al. [22], Perry [41],

Nonhebel e Moss [32], McCabe e Smith [25], Keey [20], Mujumdar [31] e Bandrowski e Kaczmarzyk [03].

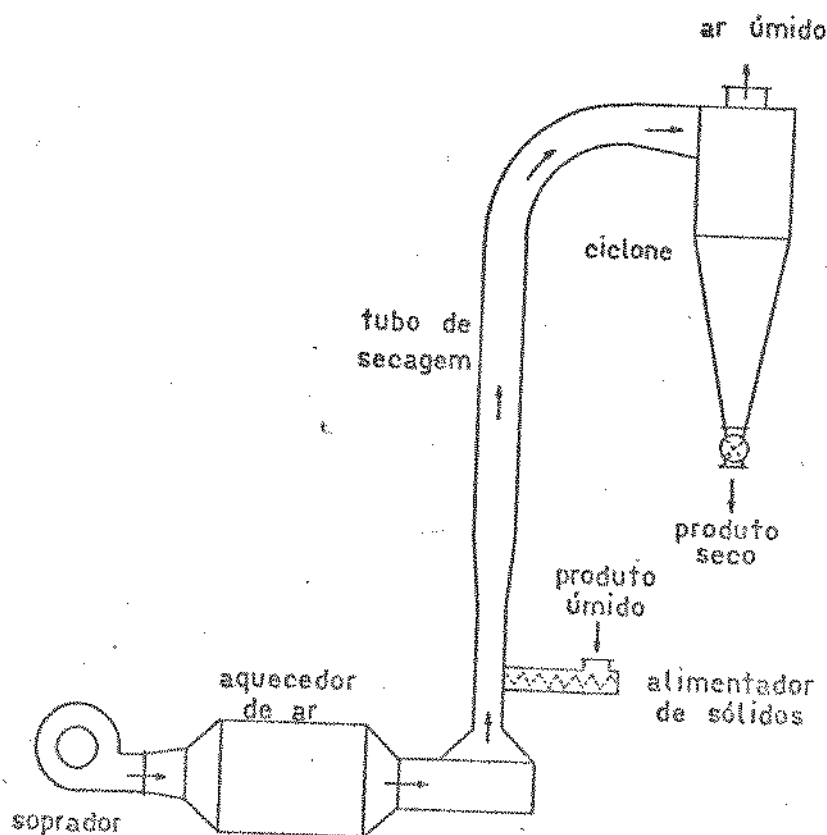


Figura 2.2.1 - Esquema de um secador pneumático

Masters [28] e Barr [04] apresentam também um estudo das variações de projeto de secadores pneumáticos, propondo várias adições ou modificações ao esquema básico visando otimizar a eficiência do sistema de alimentação de sólidos, que deve assegurar uma entrada uniforme do produto no secador, sendo algumas vezes necessário o acoplamento de um triturador de sólidos ao mesmo.

A secagem pneumática é o método em que se transporta produto úmido por um tubo em contato com ar ou gás aquecido. O produto, em estado finamente dividido, oferece uma grande superfície para o meio de secagem turbulento, resultando em

rápida transferência de calor e massa. São equipamentos convenientes para materiais granulados que escoam livremente quando estão dispersos na corrente de ar a não aderem às paredes nem se aglomeram.

Num secador pneumático a velocidade de transferência de calor do ar para as partículas sólidas suspensas é alta e a secagem é rápida, de modo que não mais que 3 a 4 segundos são necessários para a evaporação de uma fração substancial da umidade do sólido. Por isso encontram larga aplicação nas indústrias de alimentos, uma vez que preservam as principais características do produto devido à baixa temperatura dos sólidos durante a secagem.

Secadores pneumáticos são frequentemente utilizados para secar materiais que possuem apenas umidade superficial, mas se aplicam para produtos com teores iniciais de umidade numa ampla faixa, desde 3 até 90 % em base úmida, Perry [41]. A temperatura do gás é alta, geralmente em torno de 650°C na entrada, mas o tempo de contato com o sólido é tão pequeno que este raramente atinge temperaturas superiores a 40°C durante a secagem. A evaporação da umidade superficial ocorre, essencialmente, na temperatura de bulbo úmido do ar. A velocidade do gás no tubo de secagem deve ser suficiente para carregar a maior partícula sendo utilizadas geralmente velocidades da ordem de 15 m/s.

A bibliografia sobre a secagem de sólidos mostra que o grau de dificuldade encontrado no estudo de escoamentos multifásicos é muito grande pois deve-se levar em consideração que camadas limites são invadidas e perturbadas, perfis de velocidades são deformados, coeficientes de transferência de calor, massa e quantidade de movimento são drasticamente afetados e certamente

falham a maioria dos modelos monofásicos, dificilmente podendo ser estendidos aos casos multifásicos. Há grande dificuldade em elaborar modelos e formalismos teóricos para tratar dos escoamentos multifásicos, o que leva naturalmente à proliferação de propostas empíricas ou semi-empíricas e que muitas vezes possuem a desvantagem de terem aplicações muito restritas. A análise do assunto mostra uma grande necessidade de trabalhos experimentais que levem à melhor compreensão do fenômeno e também à proposição de melhores modelos.

Pêcora e Gasparetto [37] e [38] realizaram ensaios de secagem pneumática utilizando amido de mandioca que tinham por objetivo a determinação da influência dos parâmetros: umidade inicial do amido, temperatura do ar de entrada no tubo de secagem, velocidade do ar de secagem e recirculação do produto, sobre o processo de secagem. Os resultados obtidos nesses experimentos podem ser resumidos como segue: (1) Aumentando-se a umidade inicial do amido, aumentavam a variação de temperatura ao longo do duto e a umidade final do amido, aumentando pouco o rendimento de secagem; (2) Aumentando-se a temperatura de entrada do ar, aumentavam a quantidade de água evaporada, a variação de temperatura ao longo do tubo e o consumo de calor para a secagem, sendo que o rendimento de secagem aumentava pouco e a umidade final do amido diminuía pouco; (3) Observou-se que a quantidade de água evaporada é muito sensível à velocidade média do ar no secador porque isso representa o tempo de residência. Obteve-se menores resultados de umidade final do amido para as menores velocidades do ar, sendo que esta situação se inverte para velocidades do gás acima de 7 m/s, indicando que neste caso a turbulência do sistema tem maior influência na secagem que o tempo de residência; (4) O efeito

de secagem é maior com a recirculação do produto uma vez que ele tem mais tempo de contato com o ar de secagem. A recirculação de sólidos é então indicada quando se deseja a secagem de produtos com umidade inicial elevada.

2.3 FLUIDODINÂMICA NO TRANSPORTE PNEUMÁTICO

O conhecimento da queda de pressão ao longo do escoamento é provavelmente um dos parâmetros mais importantes no projeto de equipamentos industriais que envolvem suspensões gás-sólidos. Um trabalho importante nesta área foi apresentado por Deissler [13] que propõe um método de cálculo do fator de fricção através da expressão (2.3.1), obtida supondo, no escoamento monofásico, uma camada limite completamente turbulenta desde a entrada do tubo.

$$K' = \frac{D}{2 \cdot Vg^2 \cdot \rho_g} \cdot \left(\frac{\Delta p + \rho_g \cdot g \cdot L}{Z} \right) \quad (2.3.1)$$

Onde Z representa qualquer posição dentro do tubo de secagem relativamente ao seu início.

Deissler [13] mostra que a uma distância de aproximadamente 10 diâmetros da entrada o gradiente de pressão estática torna-se constante, sendo este valor igual ao fator de fricção completamente desenvolvido no tubo.

A queda de pressão no secador depende principalmente da turbulência e do número de Reynolds da partícula tendo sido investigada por pesquisadores como: Farbar [14], Boothroyd [06], Chand e Ghosh [09], Khan e Pei [21], Shimizu et al. [47], Leung e Wiles [23], Kmiec et al. [22], Yang [55], Capes e Nakamura [08] e Santana et al. [44].

Farbar [14] estudou as características de escoamentos gás-sólidos em fase densa em tubos horizontais e verticais utilizando sólidos com distribuição granulométrica variando de partículas menores que 10 μm até partículas maiores que 220 μm . Os resultados experimentais desse trabalho indicam que a queda de pressão no tubo é proporcional à vazão de gás e de sólido. A correlação proposta é válida apenas para escoamento plenamente estabelecido:

$$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_g} = f \cdot \text{tg}(\alpha) \quad (2.3.2)$$

Onde α é uma função da velocidade do ar.

Boothroyd [06] apresentou os resultados de um trabalho experimental para o estudo da queda de pressão num duto transportando suspensões de partículas finas ($d < 40 \mu\text{m}$). Foram ensaiados escoamentos em fase diluída e em fase densa e seus resultados mostram que a queda de pressão geralmente é linear com a concentração de sólidos para os escoamentos mais concentrados.

O autor sugere que os dados de queda de pressão para partículas de granulometria fina podem ser correlacionados como uma função dos seguintes parâmetros adimensionais:

$$\begin{aligned} (a) & \quad W_s/W_g \\ (b) & \quad \left(\frac{\rho_g}{\rho_s}\right) \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^2 \\ (c) & \quad \text{Re}_p = \frac{\rho_g \cdot (V_g - V_s) \cdot d}{\mu_g} \end{aligned} \quad (2.3.3)$$

A correlação final apresentada nesse trabalho, obtida usando-se análise dimensional, foi:

$$\frac{\Delta P_T}{\Delta P_g} = \Gamma \cdot \left(\frac{\rho_s}{\rho_g}\right)^{0,5} \cdot \frac{\eta}{r} \quad (2.3.4)$$

Onde η representa a variação radial da velocidade do sólido, o que torna esta correlação de difícil utilização devido à dificuldade em se determinar .

Chand e Ghosh [09] desenvolveram um modelo geral para a queda de pressão durante o transporte pneumático válida para transportadores horizontais, verticais e inclinados não apenas para as condições de regime estabelecido mas também para a zona de aceleração.

$$\frac{\Delta P_s}{\Delta P_g} = \frac{3}{8} \cdot \frac{C_d}{r} \cdot \frac{\rho_g}{\rho_s} \cdot Re^{0,25} \cdot Fr^{-0,5} \quad (2.3.5)$$

Sendo que:

$$Re = \frac{\rho_g \cdot V_g \cdot D}{\mu_g} \quad (2.3.6)$$

$$Fr = \frac{V_g^2}{D \cdot g} \quad (2.3.7)$$

Segundo os autores o modelo foi testado experimentalmente, utilizando partículas com diâmetro na faixa de 2 a 7 mm, fornecendo bons resultados.

Khan e Pei [21] fizeram um estudo comparativo entre as principais correlações existentes até a época, para previsão da queda de pressão em escoamentos verticais gás-sólidos em fase diluída, propondo uma nova correlação, equação (2.3.8), que reúne um grande número de parâmetros importantes no transporte pneumático.

$$\frac{\Delta P_{tot}}{\Delta P_g} = 2,65 \cdot \left(\frac{C_d}{r}\right) \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_s}\right) \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^2 \cdot \left(\frac{Re}{Fr}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\Gamma}{\phi^{0,5}}\right) \quad (2.3.8)$$

O trabalho evidencia a existência de um grande número de correlações de natureza empírica sobre este assunto.

Shimizu et al. [47] realizaram um estudo experimental em suspensões diluídas gás-sólidos sendo medidos o comprimento de entrada e a queda de pressão em tubo circular. Os resultados experimentais mostraram que o comprimento de entrada do escoamento (L_e) pode ser relacionado com o número de Reynolds aparente da suspensão (Re) através de um gráfico de $L_e/D \times Re$.

Leung e Wiles [23] apresentam uma tabela de coeficientes de atrito sólido-parede obtidos por diversos pesquisadores, fazendo um estudo comparativo entre eles. Analisam também as correlações publicadas para previsão da queda de pressão nos escoamentos em fase diluída e recomendam a utilização daquelas equações que levam em consideração três efeitos: aceleração, força gravitacional e atrito com a parede. Propõem também sua própria correlação para o regime de escoamento estabelecido.

$$\left(\frac{\Delta p}{L}\right)_T = \frac{\rho_s(1-\epsilon)V_s^2}{L} + (1-\epsilon)\rho_s \cdot g + \left(\frac{\Delta p}{L}\right)_{st} + \left(\frac{\Delta p}{L}\right)_g \quad (2.3.9)$$

Onde:

$$\left(\frac{\Delta p}{L}\right)_{st} = \frac{2 \cdot f_s \cdot (1-\epsilon) \cdot \rho_s \cdot V_s^2}{D} \quad (2.3.10)$$

Santana [45] baseia-se nas equações da continuidade e do movimento em sistemas particulados para propor a seguinte correlação:

$$\left(\frac{\Delta p}{L}\right)_T = \left(\frac{\Delta p}{L}\right)_g + (1-\epsilon) \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \quad (2.3.11)$$

Um modelo mais recente foi apresentado por Massarani e Santana [27] que propõem expressões para um parâmetro do escoamento bifásico denominado força resistiva. Para partículas

de granulometria fina em escoamentos bastante diluídos a expressão é:

$$\left(\frac{\Delta p}{L}\right)_{sf} = \left\{ \frac{18\mu_g(1-\varepsilon) \left[1 + (1-\varepsilon)^{1/3} \right] \exp[(1-\varepsilon)/0,6\varepsilon]}{\varepsilon \cdot d^2} \cdot 1,5(1-\varepsilon) \cdot E^{9/5} \left(\frac{\mu_g \cdot \rho_s^4}{d^6} \right)^{1/5} (Vg-Vs)^{4/5} \right\} (Vg-Vs) \quad (2.3.12)$$

Existe um grande número de trabalhos que propõem expressões para o coeficiente de atrito devido aos sólidos, como por exemplo os trabalhos de Kmiec et al. [22], Yang [55] e Capes e Nakamura [08].

Yuan [56] com seu trabalho de doutorado desenvolveu um método para o cálculo do número de Reynolds terminal (valor de Reynolds calculado com a velocidade terminal da partícula).

$$Re_{\infty} = \exp \left\{ \left[-1,38 + 1,94(\log \mathcal{N}) - 0,6E-2(\log \mathcal{N})^2 - 2,52E-2(\log \mathcal{N})^3 + 9,19E-4(\log \mathcal{N})^4 + 5,35E-4(\log \mathcal{N})^5 \right] 2,303 \right\} \quad (2.3.13)$$

Onde:

$$\mathcal{N} = \left[\frac{4}{3} \cdot g \cdot d^3 \cdot \rho_g \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\mu_g} \right]^{1/2} \quad (2.3.14)$$

Da Silva e Santana [48], utilizando a definição de Re_{∞} proposta por Yuan [56], desenvolveram um método simplificado para o cálculo da porosidade num sistema bifásico e que já foi testado com bons resultados para sistemas diluídos. As equações propostas neste método são:

$$V_{\infty} = \frac{Re_{\infty} \cdot \mu_g}{\rho_g \cdot d} \quad (2.3.15)$$

$$\epsilon = 1 + \frac{W_s}{\rho_s \cdot A \cdot (V_{\infty} - V_g)} \quad (2.3.16)$$

O método simplificado de da Silva e Santana [48] foi utilizado no programa de computador POR.FOR mostrado no apêndice C deste trabalho.

Nessas correlações, $(\Delta p/L)_0$ é calculado como se escoasse no duto somente o fluido e,

$$V_g = \frac{W_g}{A \cdot \rho_g \cdot \epsilon} \quad (2.3.17)$$

$$V_s = \frac{W_s}{A \cdot \rho_s \cdot (1 - \epsilon)} \quad (2.3.18)$$

são as velocidades intersticiais do fluido e da partícula, obtidas a partir das equações de conservação de massa para o fluido e para o sólido num sistema bifásico (Santana et al. [44]).

Muitos outros autores obtiveram correlações para a queda de pressão em escoamentos gás-sólidos em fase diluída, mas o que se pode notar é que tais modelos são muito dependentes das características do sólido, demonstrando claramente a necessidade de se ampliar a quantidade de dados experimentais.

Gasparetto e Pêcora [16] e [17], visando suprir esta falta de dados experimentais, realizaram ensaios de perda de carga utilizando partículas de amido com diâmetro médio de 25 μm . Nesse trabalho foram obtidos os perfis de pressão estática para

10 diferentes vazões mássicas de sólidos (W_s), associadas a 3 vazões mássicas de ar (W_g). Os valores de W_s/W_g situaram-se na faixa de 0,01 a 0,10 e a velocidade média do ar no interior do tubo (V_g) variou de 6,0 a 12,5 m/s e no escoamento monofásico foram analisadas 8 vazões nessa faixa. As medidas de pressão foram tomadas a cada 5 cm nos primeiros 50 cm do tubo e depois a cada 10 cm.

Neste trabalho além de terem sido obtidos os perfis de pressão estática ao longo do tubo transportador, também foi calculado o gradiente de pressão estática, na forma proposta por Deissler [13] e que está apresentada nas figuras 2.3.1 e 2.3.2 para os escoamentos mono e bifásicos respectivamente, em função da posição longitudinal L/D . Nelas pode-se verificar que a queda de pressão estática acentua-se com o aumento do número de Reynolds. Isto está de acordo com o que foi previsto por Deissler [13] sobre o gradiente de pressão estática em tubo circular, se bem que naquele caso a região inicial do tubo não era precedida por um Venturi, como neste caso.

As figuras 2.3.1 e 2.3.2 fornecem os valores do fator de fricção completamente desenvolvido para cada escoamento ensaiado.

Os resultados indicaram que a equação proposta por Deissler para escoamentos monofásicos também pode ser utilizada em escoamentos bifásicos diluídos, devido à semelhança das curvas. Observa-se que a presença de sólidos no escoamento provoca um leve acréscimo no fator de fricção em relação ao escoamento monofásico com mesmo número de Reynolds. Entretanto, praticamente não se verifica nenhuma alteração no fator de fricção quando é modificada a vazão de sólidos para uma vazão de ar fixa.

Aqui fica evidenciado o grande interesse em se desenvolver um trabalho para medir os perfis de velocidade num escoamento bifásico e comparar os efeitos da presença de uma segunda fase. Será interessante estudar não só a região próxima à parede mas também o núcleo do escoamento, onde o efeito turbulento deve ser afetado. Estes são trabalhos de grande interesse em escoamentos com transferência de calor e de massa onde a literatura apresenta uma lacuna quanto a resultados experimentais. A utilização de um equipamento de "velocimetria" com laser deverá ser muito intensa em escoamentos multifásicos no futuro.

A partir dos perfis de pressão estática para os escoamentos citados acima, Gasparetto e Pécora [16] e [17] obtiveram adimensionais dos comprimentos de entrada característicos deste sistema (L_e/D) e que estão na figura 2.3.3. Como comprimento de entrada foi considerada a posição na qual se iniciava uma queda de pressão linear com a distância longitudinal em relação à entrada do tubo transportador.

Pode-se notar através dessa figura que o comprimento de entrada aumenta com o número de Reynolds e a comparação entre os casos mono e bifásico mostra que a presença dos sólidos aumentou a região de entrada mas, apesar disso, não houve alteração significativa no comprimento de entrada com o aumento da vazão de sólidos até a relação $W_s/W_g = 0,1$; portanto é possível concluir que para partículas com dimensões da mesma ordem que o amido ($25 \mu m$), o comprimento de entrada, bem como a queda de pressão estática, não variam em função da quantidade de sólidos no escoamento até da ordem de 0,1.

Para o escoamento monofásico obteve-se, pelo método dos mínimos quadrados, a relação:

$$Le/D = 0,00738 \cdot Re^{0,671} \quad (\text{coef. corr.} = 0,991) \quad (2.3.19)$$

Para o escoamento bifásico obteve-se:

$$Le/D = 0,00863 \cdot Re_m^{0,718} \quad (\text{coef. corr.} = 0,911) \quad (2.3.20)$$

Onde Re_m foi definido por Shimizu [47] como o número de Reynolds para o escoamento bifásico, sendo:

$$Re_m = \left(1 + \frac{W_s}{W_g}\right) \cdot Re \quad (2.3.21)$$

Re_m refere-se ao número de Reynolds da suspensão onde a adição do termo $(1+W_s/W_g)$ mostra a influência da presença de sólidos na turbulência do escoamento.

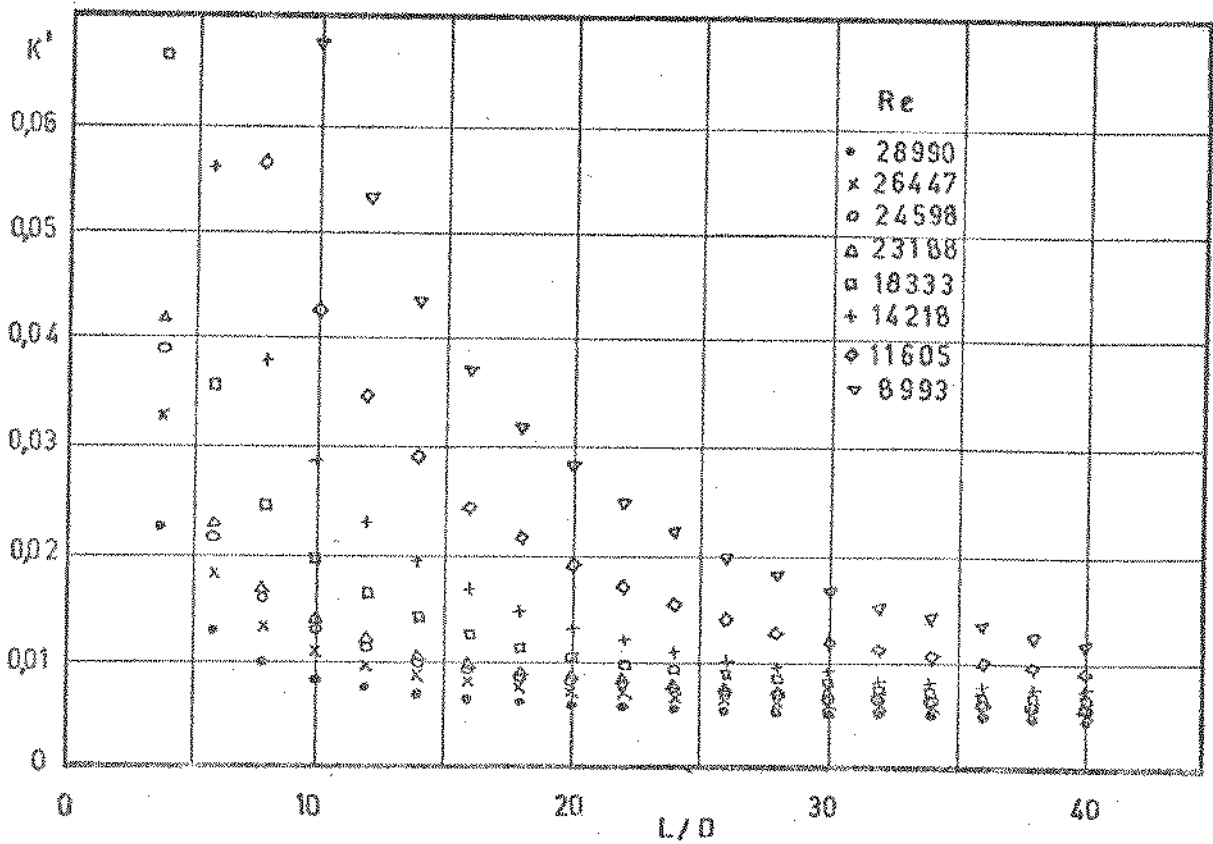


Figura 2.3.1 - Gradiente de pressão de Deissler em função do comprimento adimensional
Escoamento monofásico

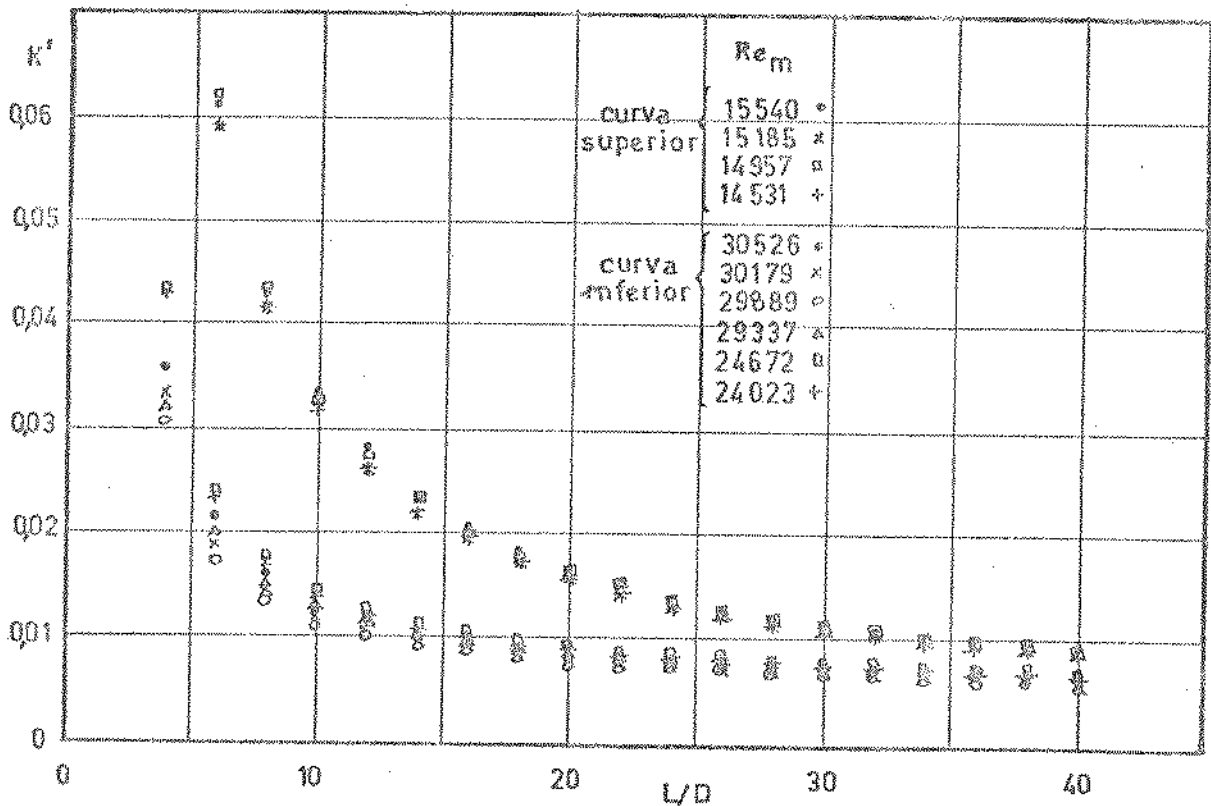


Figura 2.3.2 - Gradiente de pressão de Deissler em função do comprimento adimensional
Escoamento bifásico

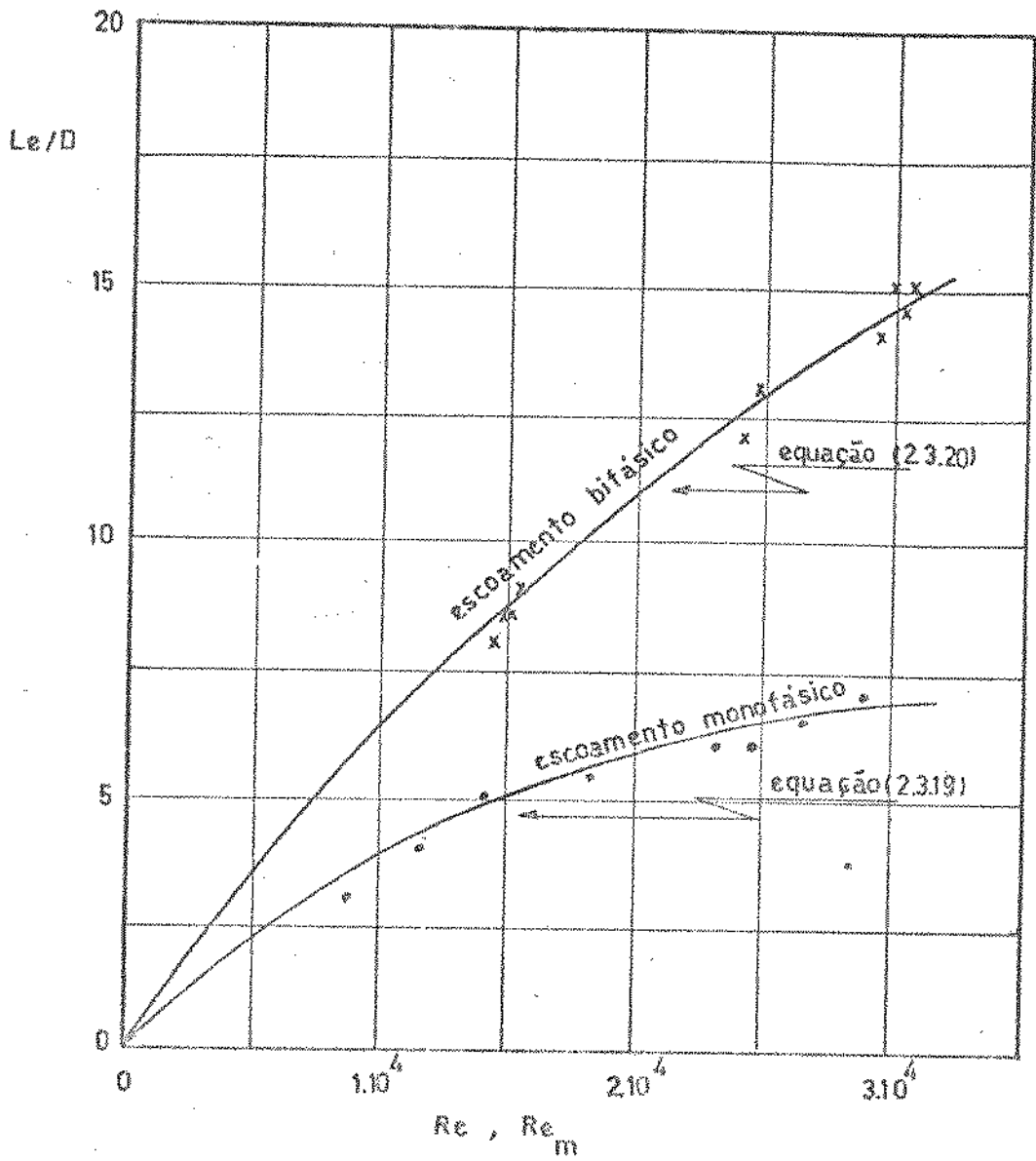


Figura 2.3.3 - Comprimento de entrada no tubo transportador em função do número de Reynolds ($\bar{d} = 25 \mu\text{m}$)

2.4 TRANSFERÊNCIA DE CALOR NO TRANSPORTE PNEUMÁTICO

Outro fator de extrema importância para o desenvolvimento da modelagem do secador pneumático é o coeficiente de transferência de calor gás-partícula (h_{g-p}) pois o conhecimento deste coeficiente permite a quantificação do calor cedido pelo ar quente para as partículas durante o transporte. Ele está incluído no número de Nusselt pela equação:

$$Nu = \frac{h_{g-p} \cdot d}{K_g} \quad (2.4.1)$$

Jewell et al. [19] observam que em secadores pneumáticos é muito pequena a transferência de calor entre partículas e parede do secador. Calor é transferido da corrente de ar quente para os sólidos (dq_s) e para as paredes do secador (dq'), sendo esta fração considerada como perda de calor. Um balanço diferencial de calor para uma região dz do secador fornece:

$$dq_g = dq_s + dq' \quad (2.4.2)$$

Sendo que:

$$dq_s = U \cdot a \cdot A \cdot (T_g - T_s) \cdot dz \quad (2.4.3)$$

Onde $U \cdot a$ é chamado coeficiente volumétrico de transmissão de calor.

Os autores integraram a equação (2.4.3) visando a obtenção de um enfoque global, considerando $U \cdot a$ constante, obtendo:

$$q_s = U \cdot a \cdot V \cdot (\Delta T)_{lm} \quad (2.4.4)$$

Onde $(\Delta T)_{lm}$ é a média logarítmica da diferença de temperaturas entre as condições de entrada e saída do secador e

V corresponde ao volume do tubo de secagem:

$$(\Delta T)_{lm} = \frac{(T_{g1} - T_{s1}) - (T_{g2} - T_{s2})}{\ln\left(\frac{T_{g1} - T_{s1}}{T_{g2} - T_{s2}}\right)} \quad (2.4.5)$$

Para a estimativa de U.a ainda se utiliza a correlação encontrada em Perry [41] para secadores rotat6rios:

$$U.a = 237 \cdot \frac{(4W_g/\pi D^2)^{0,67}}{D} \quad (2.4.6)$$

Os autores sugerem que as equa66es (2.4.2) a (2.4.6) podem ser usadas para o dimensionamento de secadores pneum6ticos na falta de resultados espec6ficos para esses secadores.

Wen e Miller [53] coletaram dados experimentais sobre transfer6ncia de calor para escoamento de misturas g6s-s6lido em um tubo, encontrados na literatura para diferentes s6lidos. Verificaram que a concentra66o volum6trica tem influ6ncia sobre o coeficiente de transfer6ncia de calor assim como o di6metro da part6cula no seguinte sentido: o aumento da densidade da mistura s6lido-g6s provoca um acr6scimo no coeficiente de transfer6ncia de calor, sendo que este resultado tamb6m 6 obtido quando se diminui o di6metro das part6culas.

Bandrowski e Kaczmarzyk [02] fazem uma compara66o atrav6s de gr6ficos das correla66es existentes entre o n6mero de Nusselt e o n6mero de Reynolds das part6culas para transfer6ncia de calor numa suspens6o g6s-s6lido dando especial import6ncia 6quelas que levam em considera66o a concentra66o de part6culas. Os autores realizaram experimentos em que apenas transfer6ncia de calor ocorria durante o transporte pneum6tico e obtiveram o coeficiente de transfer6ncia de calor a partir das equa66es a seguir:

$$h_{g-p} = \frac{Q}{a' \cdot (\Delta T)_{lm}} \quad (2.4.7)$$

Sendo que para um processo adiabático:

$$Q = W_g \cdot c_g \cdot (T_{g1} - T_{g2}) = W_s \cdot c_s \cdot (T_{s2} - T_{s1}) \quad (2.4.8)$$

$$a' = \frac{6 \cdot (1 - \epsilon)}{d} \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot L \quad (2.4.9)$$

Onde a' é a área de transferência de calor total das partículas.

Santana [45] verificou que $1 - \epsilon = c_v$ (concentração volumétrica local de material sólido no tubo), quando $V_g = V_s$, ou seja, no transporte de partículas leves e pequenas ou quando se utiliza fluidos muito viscosos. A concentração volumétrica local de material sólido no tubo é dada pela equação:

$$c_v = \frac{W_s / \rho_s}{\frac{W_g}{\rho_g} + \frac{W_s}{\rho_s}} \quad (2.4.10)$$

Os resultados experimentais levaram às seguintes correlações:

$$Nu = 0,00114 \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon}\right)^{-0,5984} \cdot Re_p^{0,8159} \quad 2,5 \cdot 10^{-3} < \frac{1-\epsilon}{\epsilon} < 5 \cdot 10^{-2} \quad (2.4.11)$$

$$Nu = 0,036 \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon}\right)^{-0,4805} \cdot Re_p^{0,7722} \quad 3,5 \cdot 10^{-4} < \frac{1-\epsilon}{\epsilon} < 2,5 \cdot 10^{-3} \quad (2.4.12)$$

Bandrowski e Kaczmarzyk [02] também apresentam uma correlação obtida por Gorbis [02] para o escoamento pneumático vertical.

$$Nu = 0,186 \cdot Re_p^{0,02} \quad (2.4.13)$$

Esta correlação é válida para uma faixa restrita de concentrações volumétricas de partícula, ou seja, $\frac{1-\epsilon}{\epsilon}$ menor que $3,5 \cdot 10^{-4}$.

As correlações de Bandrowski e Kaczmarzyk [02] foram testadas por Gasparetto e Pêcora [16] e [17] que utilizaram em seus experimentos partículas de amido de mandioca com diâmetro médio de 25 μm . Foram ensaiadas duas diferentes vazões de gás associadas à máxima vazão de sólido fornecida pelo alimentador de sólidos do sistema pneumático experimental. Foram utilizadas nesse trabalho 4 diferentes temperaturas do gás e os resultados experimentais obtidos são mostrados na figura 2.4.1, evidenciando uma boa concordância, pois os pontos experimentais na referência [02] também situam-se abaixo da correlação proposta para a mesma faixa de concentração volumétrica.

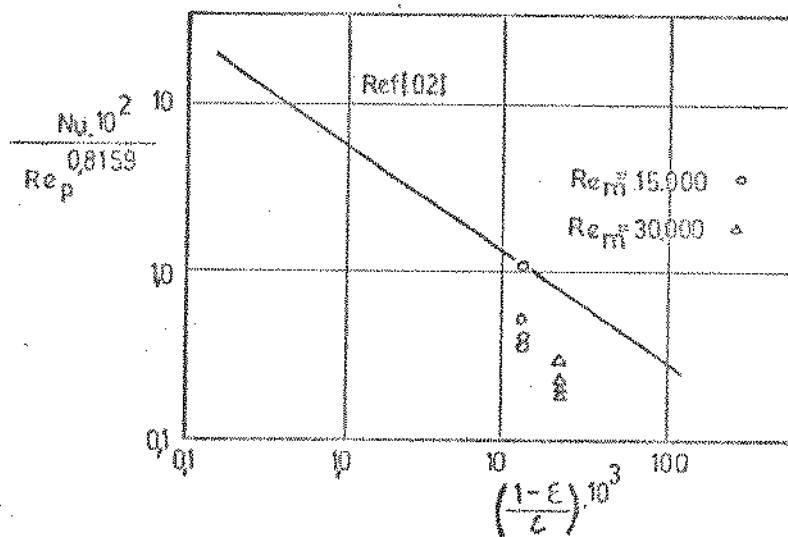


Figura 2.4.1 - Comparação entre os resultados de Bandrowski e Kaczmarzyk [02] e os obtidos através do trabalho de Gasparetto e Pêcora [16] e [17].

Torrezan et al. [50] apresentam diversas correlações, obtidas por alguns pesquisadores para a determinação do

coeficiente de troca térmica gás-sólidos e determinaram experimentalmente a influência da concentração de sólidos na transferência de calor. O coeficiente de transferência de calor foi obtido através de um balanço térmico global do sistema. Para a determinação da porosidade do sistema, foi utilizado nesse trabalho o modelo fluido-dinâmico de Santana et al. [44]. Desse estudo foi obtida a equação abaixo que forneceu um desvio médio absoluto de 21 % em relação aos valores experimentais.

$$Nu = 2 + \left\{ \left[0,4 \cdot Re_p^{0,5} \right]^{5/4} + \left[B(\epsilon) \cdot Re_p^{0,82} \right]^{5/4} \right\}^{4/5} \quad (2.4.14)$$

Onde $B(\epsilon)$ é uma função da seguinte forma:

$$B(\epsilon) = 0,308 - 74,627 \cdot \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon} \right) \quad (2.4.15)$$

Chukhanov [10] analisa várias correlações do número de Nusselt em função do número de Reynolds das partículas e conclui que o processo de transferência de calor em suspensões gasosas é muito complicado devido a interações simultâneas de diferentes fatores tais como instabilidade térmica e fluidodinâmica, interação mútua e colisão das partículas. O autor enfatiza que em muitos casos é a combinação desses fatores que intensifica a transferência de calor entre as partículas e o gás. A correlação proposta em seu trabalho é a seguinte:

$$Nu = 0,006 \cdot Re_p^{0,80} \cdot \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon} \right)^{-0,43} \quad (2.4.16)$$

faixa de aplicação: $\frac{1-\epsilon}{\epsilon} < 2,3 \cdot 10^3$ e $Re_p < 330$

Debrand [12] comenta que para se determinar o coeficiente de transferência de calor em um secador pneumático, uma correlação entre Nusselt, Reynolds da partícula e Prandtl da forma $Nu = a + b \cdot Re^m \cdot Pr^m$ deve ser conhecida.

Os experimentos realizados por esse pesquisador com folhas de tomate picadas (sólidos com dimensões de 100 a 200 μm) mostraram que os maiores coeficientes de transferência de calor ocorrem nas zonas onde se observa maior afastamento entre as velocidades do gás e das partículas (maior velocidade relativa). Foi estabelecida a seguinte correlação para o número de Nusselt, válida para todas as regiões do sistema pneumático (ponto de alimentação, curvas, tubo de secagem e ciclone):

$$\text{Nu} = 0,00076 \cdot \text{Re}_p^{1,64} \cdot \text{Pr}^{0,52} \quad (2.4.17)$$

Sartori [46] mostra que através de um balanço térmico global, como aquele usado por Bandrowski e Kaczmarzyk [02], pode-se definir o coeficiente de transferência de calor entre o sólido e o fluido, obedecidas as seguintes condições: paredes do sistema adiabáticas, sem geração de calor, radiação térmica desprezível e partículas esféricas. O autor ressalta que quando as temperaturas do sólido e do fluido na região de entrada (T_{s_1} e T_{g_1}) são conhecidas, as temperaturas do sólido e do fluido na região de saída (T_{s_2} e T_{g_2}) podem ser estimadas a partir de um processo iterativo entre as equações (2.4.7) e (2.4.8), sendo que o valor de h_{g-p} usado na equação (2.4.7) seria neste caso estimado através das correlações para transferência de calor que fornecem o número de Nusselt.

2.5 MODELAGEM MATEMÁTICA DE SECADORES PNEUMÁTICOS

A modelagem matemática de secadores pneumáticos foi considerada mais recentemente por alguns pesquisadores como: Mendes [29], Mujumdar [31] e Martin e Saleh [26]. A maioria dos trabalhos publicados sobre secagem pneumática traz uma análise teórica do assunto, Gordon [18], Tsao e Wheelock [52], Barr [04], Masters [28] e Nonhebel e Moss [32], sendo bem pequeno o número de trabalhos experimentais nesta área.

A análise teórica da secagem pneumática consiste na análise dos fatores que governam a velocidade de secagem e nas aplicações industriais desse tipo de secador.

Mendes [29] obteve um modelo de secador pneumático após ter feito as seguintes hipóteses simplificadoras:

(a) O produto a secar apresenta-se sob forma granulada, com uma análise granulométrica definida por N frações;

(b) Os grânulos do produto tem forma esférica;

(c) Durante a secagem os grânulos deslocam-se com um movimento retilíneo vertical, não interferindo uns com os outros;

(d) O produto a secar tem comportamento não higroscópico, e não se contrai durante a secagem;

(e) Os fenômenos de transporte que tem lugar durante a secagem podem ser descritos pelas leis conhecidas, válidas para o regime semi-estacionário;

(f) O gás de secagem é constituído por uma mistura ideal de um componente inerte e vapor.

O modelo resultante é constituído de 4 equações diferenciais ordinárias simultâneas que descrevem o comportamento do sólido ao longo do tubo de secagem quanto a velocidade, temperatura e umidade e também permitem o cálculo da

perda de carga no tubo de secagem. O autor utilizou uma variante do método de Runge-Kutta para a integração do sistema de equações diferenciais. Ele explica que o modelo é uma aproximação grosseira da realidade pois não são as condições do secador estão muito afastadas das condições de quase-estacionaridade, sobretudo na seção inicial onde justamente o efeito da secagem é mais importante, como também o movimento dos sólidos está longe de ser retilíneo, dada a elevada turbulência do gás.

Martin e Saleh [26] também desenvolveram um modelo matemático para simular o processo em um secador pneumático usando seis equações diferenciais ordinárias simultâneas para a posição axial, velocidade, umidade e temperatura das partículas e umidade e temperatura do gás. Para a utilização deste modelo é necessário o conhecimento da curva de secagem do sólido, além dos coeficientes de arraste das partículas, transferência de calor gás-partícula e transferência de massa. Os autores sugerem as seguintes correlações:

$$C_d = \frac{1}{3} \cdot \left(\sqrt{\frac{72}{Re_p}} + 1 \right)^2 \quad (2.5.1)$$

$$Nu = 2 + 0,6 \cdot Pr^{1/3} \cdot Re_p^{1/2} \quad (2.5.2)$$

$$Sh = 2 + 0,6 \cdot Sc^{1/3} \cdot Re_p^{1/2} \quad (2.5.3)$$

Com a finalidade de verificação da modelagem, os autores deste trabalho realizaram experimentos em um secador pneumático em escala piloto utilizando carbonato de cálcio ($d = 30 \mu\text{m}$ e $\rho_s = 2720 \text{ kg/m}^3$) e PVC ($d = 157 \mu\text{m}$ e $\rho_s = 900 \text{ kg/m}^3$). Os resultados indicaram que a modelagem se aplica bem para partículas grandes que não possuam tendência de se aglomerarem, o mesmo não

ocorrendo para partículas de fina granulometria, com tendência à formação de grumos.

Mujumdar [31] descreve um método para o modelamento de secadores pneumáticos, baseado na resistência à transferência de calor e transferência de massa devido à resistência do lado gasoso. O autor considera que partículas que possuem baixos números de Biot de calor e massa (Biot aproximadamente igual à unidade) apresentam perfis internos achatados de temperatura e concentração em processos transientes. Em tais casos é possível supor que em qualquer instante, valores médios de temperatura e umidade através da partícula são iguais àqueles da superfície da partícula. Por outro lado existe um equilíbrio de temperatura e umidade na superfície da partícula com o gás circundante (figura 2.5.1).

Foram feitas as seguintes hipóteses simplificadoras pelo autor para a obtenção das seis equações diferenciais ordinárias simultâneas apresentadas no trabalho: as partículas são esféricas e secam sem contração; o perfil de velocidade do gás no secador é achatado; o movimento das partículas não é influenciado por outras partículas nem pela parede quando a concentração de material no secador é baixa; a massa de gás acelerada com as partículas na região de entrada é pequena; o gás é incompressível nas condições de secagem.

As equações obtidas descrevem a variação da velocidade do sólido, umidade do sólido e do fluido, temperatura do sólido e do fluido e queda de pressão em função da altura do tubo de secagem.

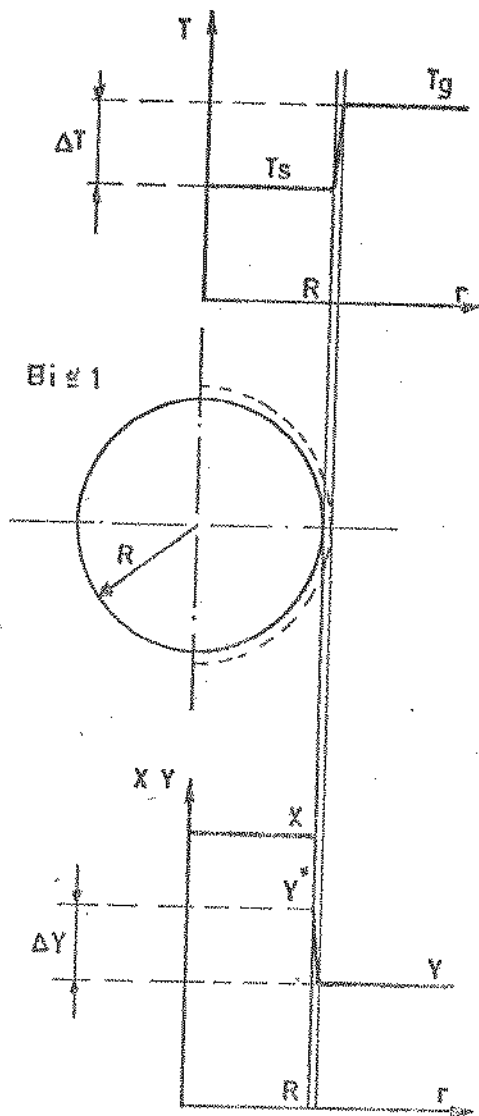


Figura 2.5.1 - Perfil de umidade e temperatura numa partícula com baixa resistência interna à transferência de calor e de massa, de acordo com Mujumdar [31].

Para este trabalho foi desenvolvido um programa de computador que fazia a simulação da secagem pneumática sugerida por Mujumdar [31], utilizando o método de Runge-Kutta de quarta ordem. Também o grupo que trabalha com sistemas particulados no Departamento de Engenharia Química da Faculdade de Engenharia de Campinas - UNICAMP, procura reproduzir uma simulação baseando-se na proposição de Mujumdar [31], introduzindo nas equações o efeito da concentração. Estão em pleno andamento trabalhos

neste sentido, com resultados que procuram prever e medir os perfis de temperatura e umidade ao longo do tubo do sistema pneumático.

Neste trabalho não foram obtidos resultados satisfatórios provavelmente devido à inadequação das equações para partículas de fina granulometria e pouco densas, uma vez que neste caso a velocidade das partículas é praticamente a mesma do gás, resultando portanto em valores muito baixos para a velocidade relativa gás-partícula.

Capitulo 3

MATERIAIS E METODOS

3.1 SISTEMA PNEUMÁTICO

Neste trabalho foi utilizado um secador pneumático Benco V-P em escala piloto com algumas modificações ao sistema original.

O tubo de secagem é construído em aço inoxidável tipo 316, sendo que todo o sistema original está montado sobre uma plataforma portátil.

O sistema de secagem possui: um ventilador, seção aquecedora elétrica isolada, seção de alimentação venturi-jet, seção de secagem isolada, ciclone, separador com temporizador de recirculação de produto, coletor de produto seco e caixa de controle contendo velocímetro para variação da vazão de produto e pirômetro para controle da temperatura do ar. O sistema de alimentação é do tipo rosca sem fim, sendo possível variar sua velocidade de rotação.

O controlador de temperatura não indica temperatura diretamente, mas possui um disco indicador de temperatura acoplado a um termopar, manualmente operado, e lâmpada indicadora de passagem de corrente elétrica para o aquecedor. Possui também um indicador lateral que mede o desvio aproximado da temperatura medida pelo termopar em relação àquela previamente ajustada. Os números da escala desse medidor representam graus aproximados de temperatura.

O aparelho fornece meios para se controlar a temperatura do ar de secagem, a porcentagem de reciclo, a velocidade de alimentação e a velocidade do ar, possibilitando assim o estudo das diversas variáveis que influem no processo de secagem.

Foi verificado que o ventilador próprio do secador pneumático não correspondia às nossas necessidades de secagem, uma vez que ele só podia ficar ligado por tempos demasiadamente curtos, havendo riscos de danos ao motor se este tempo fosse ultrapassado. Foi então adaptado um ventilador que estava disponível na planta piloto do Departamento de Engenharia de Alimentos da UNICAMP. Este ventilador possui um medidor de bocal na extremidade do tubo de entrada do ar que permitiu a determinação das vazões de gás ensaiadas.

Para acoplamento entre sistema Benco e ventilador foi construído um cone de folha de flandres que permitia o afunilamento gradual do diâmetro do tubo de saída do ventilador até atingir o diâmetro da entrada do secador. Entre os dois equipamentos instalou-se uma válvula gaveta para possibilitar a regulação do fluxo de ar, Pêcora [33].

Foi feito um cálculo estimativo da perda de carga nesse sistema para o escoamento monofásico pois verificou-se que a quantidade de ar impulsionada pelo ventilador diminuiu consideravelmente após o acoplamento com o secador. Os resultados indicaram uma queda de pressão de 26 cm de coluna de água ao longo do sistema, Pêcora [34], explicando assim esta queda brusca na vazão de ar.

Foi adaptada ao sistema uma sonda móvel de 2 metros de comprimento, que percorria o interior do tubo (figura 3.1.1). Esta sonda, construída em aço inoxidável, tem 3 mm de diâmetro externo possuindo duas aberturas laterais a 10 cm da extremidade inferior com diâmetro igual a 0,5 mm cada, Pêcora [35].

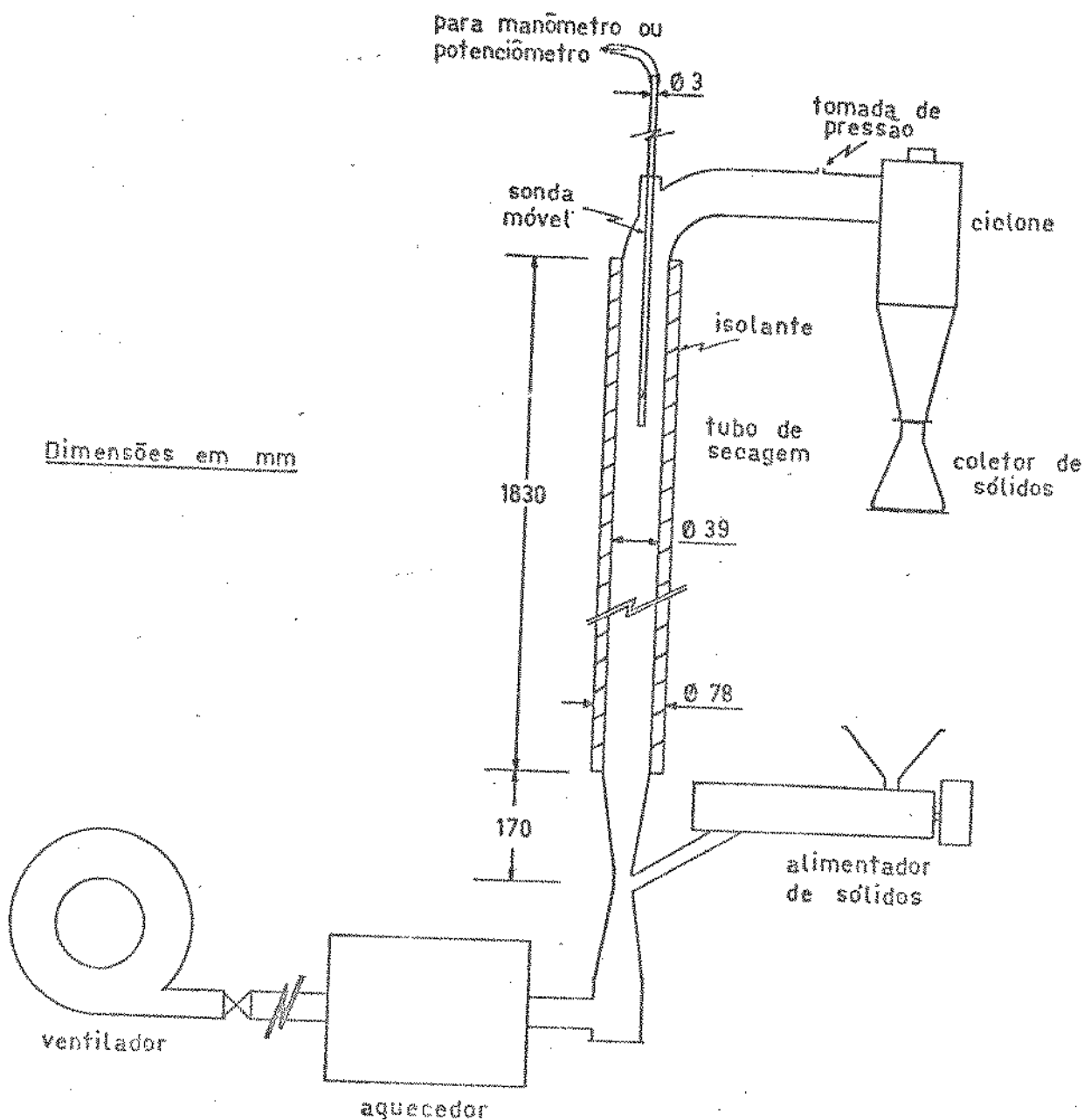


Figura 3.1.1 - Esquema do sistema pneumático

A sonda permitiu a medida de pressão estática, temperatura e umidade do ar em qualquer ponto do tubo, possibilitando assim a análise minuciosa das regiões onde o processo sofre alterações mais significativas.

A validade das medidas de pressão estática fornecidas pela sonda foi testada por Pêcora [35], através da comparação com resultados fornecidos por tomada de pressão na parede do tubo

onde o fluxo escoava, verificando-se que há boa concordância entre as medidas fornecidas pelos dois métodos.

As medidas de temperatura de bulbo seco do ar ao longo do tubo foram feitas através de um termopar cobre-constantan AWG 28 preso com fita adesiva à parte exterior da sonda. A extremidade de medida do termopar foi deixada na altura das aberturas da sonda de modo que media-se a temperatura de bulbo seco do ar que era aspirado pelo sistema de vácuo para o interior da sonda.

Entretanto, a utilização da sonda impediu as medidas de temperatura de bulbo úmido diretamente no tubo, pois não é fisicamente possível a introdução de um termopar para temperatura de bulbo úmido no seu interior. Para contornar este problema foi construído um psicrômetro de vidro, cujo esquema é mostrado na figura 3.1.2. Este aparelho consiste de um tubo de vidro com 2 aberturas na parte superior, onde penetram os termopares, e de um reservatório de água destilada onde a gase que envolve o termopar de bulbo úmido fica parcialmente submersa.

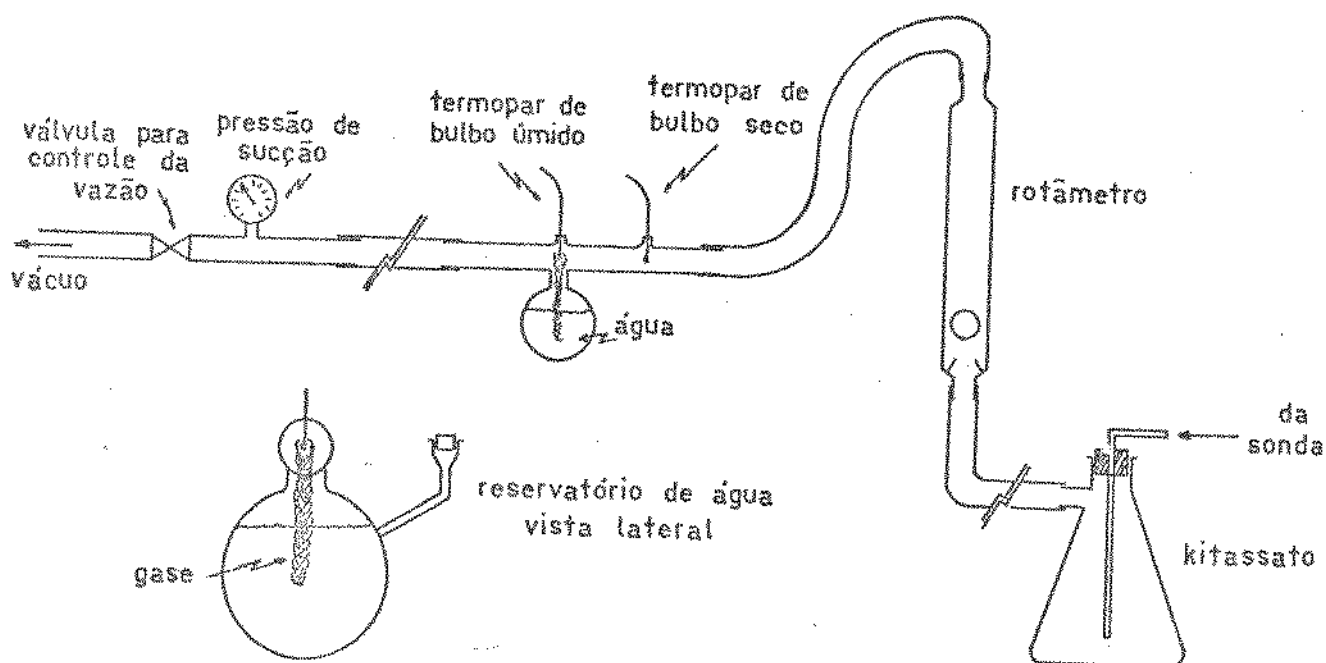


Figura 3.1.2 - Esquema do psicrômetro

Os termopares utilizados no psicrômetro eram do tipo cobre-constantan AWG 36.

Esse aparelho está conectado a um sistema de vácuo e a um rotâmetro, sendo que este último está ligado à sonda que percorre o interior do tubo de secagem. Foi conectado um kitassato entre a sonda e o rotâmetro para diminuir os riscos de algum sólido penetrar no psicrômetro. O kitassato funcionou com um filtro pois reteve em seu interior as partículas de amido que passaram pela abertura da sonda.

Durante o experimento foram utilizados um potenciômetro para as leituras de temperatura, um micromanômetro acoplado ao medidor de bocal e um manômetro inclinado que estava ligado à sonda. Estes equipamentos serão especificados posteriormente.

Todos os termopares utilizados nos experimentos foram calibrados para 2 temperaturas, isto é, temperatura de fusão e de ebulição da água.

As figuras 3.1.3 e 3.1.4 mostram a forma final do psicrômetro, bem como a montagem do sistema experimental completo.

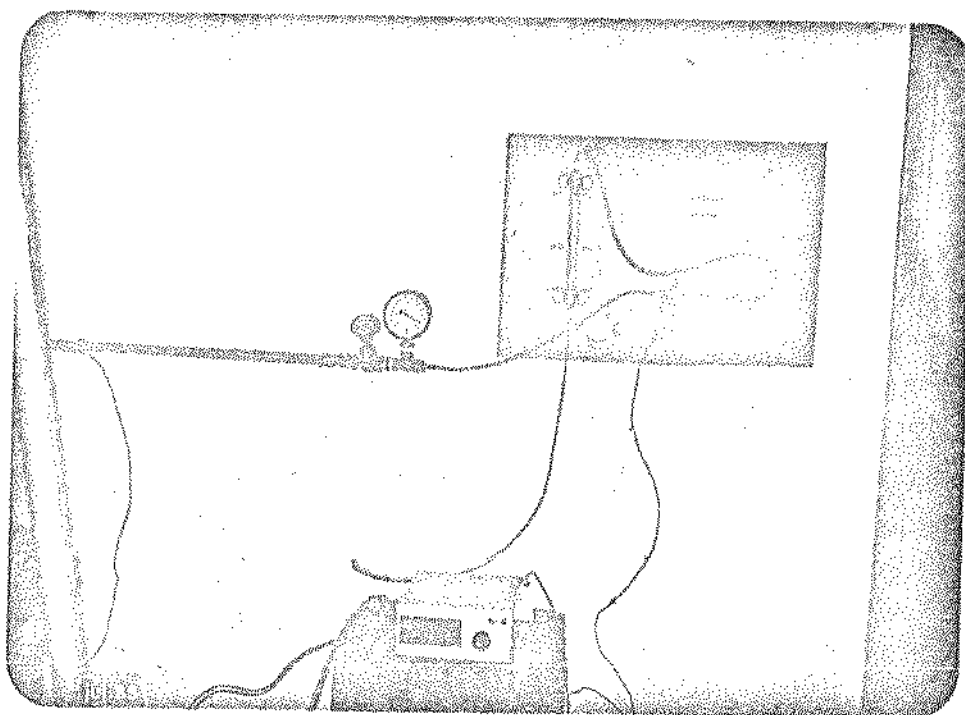


Figura 3.1.3 - Psicrômetro

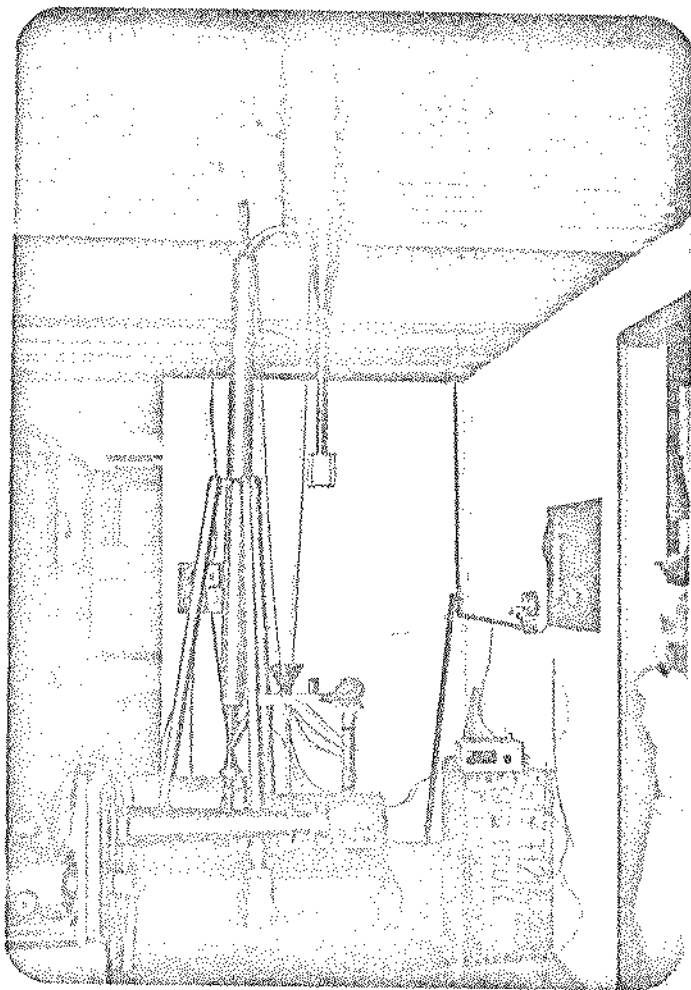


Figura 3.1.4 - Sistema experimental

A utilização da sonda impediu que as medidas de pressão estática, temperatura e umidade do ar fossem realizadas simultaneamente pois durante a medida de pressão não podia haver penetração de ar na sonda, enquanto que para as medidas de umidade do ar era necessário aspirar o ar desde o tubo de secagem até o psicrômetro. Portanto, foram realizados ensaios em separado para as medidas de pressão estática e para os ensaios de secagem. Também nos experimentos de secagem, as medidas de temperatura de bulbo seco do ar ao longo do tubo e as medidas de temperatura de bulbo seco e úmido do ar no psicrômetro não puderam ser realizadas simultaneamente devido à dificuldade operacional ocasionada principalmente pelo sistema de alimentação de sólidos que exigia atenção permanente.

3.2 UMIDIFICAÇÃO DO AMIDO

Para os ensaios de secagem era necessário primeiramente umidificar o produto, uma vez que o amido de mandioca disponível para os experimentos estava em sua umidade de equilíbrio (12 % base úmida).

Através de um balanço de massa pode ser desenvolvida uma expressão para determinar a quantidade de água que deve ser adicionada à amostra de amido de modo a fornecer a umidade inicial desejada. A expressão obtida foi:

$$M_a^+ = \frac{(U' - U'_{eq}) \cdot M_0}{1 - U'} \quad (3.2.1)$$

onde: M_a^+ = massa de água adicionada para atingir a umidade desejada;

M_0 = massa da amostra de amido antes da adição de água;

U' = umidade inicial desejada (base úmida);

U'_{eq} = umidade de equilíbrio do amido com o ar ambiente.

A umidificação foi realizada misturando-se manualmente, à temperatura ambiente, a quantidade de água calculada através da equação 3.2.1 à massa de amido. Após agitação vigorosa deixava-se o produto por um dia em geladeira. Em seguida, passava-se o amido umidificado em peneira Tyler 48 (0,59 mm de abertura) visando a homogeneização do tamanho do grumo. Seguindo este procedimento conseguiu-se uma boa uniformidade na amostra em relação ao tamanho do grumo e umidade do sólido.

3.3 CARACTERIZAÇÃO DO AMIDO DE MANDIOCA

A dificuldade maior encontrada na caracterização do amido de mandioca foi a determinação do diâmetro equivalente das partículas, pois elas se aglomeram quando úmidas e o diâmetro do grumo é muito dependente da umidade.

Ao entrar no tubo de secagem, o sólido sofre a ação de fortes correntes de ar, havendo destruição total ou parcial dos grumos neste ponto.

Foi determinado experimentalmente através de microscópio, Whistler [54], que uma partícula de amido de mandioca possui geometria esférica e diâmetro médio aproximado de 25 μm .

A fim de verificar a alteração do diâmetro do grumo de amido úmido durante a secagem, amostras do produto na entrada e na saída do secador eram peneiradas em um conjunto de peneiras da série Tyler fixadas numa máquina vibratória Granutest.

Verificou-se que para a umidade inicial de 35 % em base seca e diâmetro médio dos grumos de 590 μm , segundo a preparação da amostra citada no item 3.2, obtinha-se após a secagem um diâmetro médio de Sauter dos grumos girando em torno de 200 μm . Resolveu-se então utilizar nos cálculos o valor de 300 μm como sendo o diâmetro médio dos grumos de amido no tubo de secagem, Pêcora [36].

A densidade do sólido seco foi obtida em Whistler [54], sendo que para amido de mandioca era sugerido o valor de 1500 kg/m^3 .

O calor específico do amido foi determinado segundo uma correlação apresentada em Rha [42], obtida teoricamente considerando que o calor específico de um material composto pode ser obtido somando os calores específicos de cada componente. A equação 3.3.1 mostra qual é essa correlação.

$$c_p = 1,0.X_a + 0,5.X_g + 0,3.X_s \quad (3.3.1)$$

onde: c_p = calor específico de um material composto
(kcal/kg°C)

X_a = fração em peso de água

X_g = fração em peso de gordura

X_s = fração em peso de sólido

Baseando-se nesta correlação para o calor específico, propôs-se uma correlação semelhante para a densidade do amido úmido:

$$\rho_s = 1500.X_s + 1000.X_a \quad (3.3.2)$$

onde ρ_s = densidade do amido úmido (kg/m³)

3.4 DETERMINAÇÃO DA VAZÃO E DA UMIDADE DO SÓLIDO

A vazão de sólidos era obtida pesando-se a quantidade de sólidos que deixava o sistema num determinado tempo. Para cada escoamento ensaiado tirava-se a média de 5 determinações.

A umidade dos sólidos era determinada através da utilização de uma estufa a vácuo. A amostra era deixada a 60°C por aproximadamente 5 horas, quando então podia-se ter certeza de que toda a umidade livre havia evaporado. Neste caso considerava-se a média de 3 determinações.

3.5 DETERMINAÇÃO DA VAZÃO E DA VELOCIDADE DO AR

Para as medidas foi utilizado um medidor de bocal de entrada calibrado cuja curva de calibração é mostrada no apêndice D deste trabalho. Esse medidor possui diâmetro interno (D_b) igual a 74,86 mm e as pressões foram determinadas por um micromanômetro de fabricação da Furness Controls LTD (Inglaterra) que fornece as leituras em milímetros de coluna de água. A partir dessa leitura (h') a vazão de gás era determinada através das equações:

$$W_g = C_b \cdot \rho_g \cdot \frac{\pi D_b^2}{4} \cdot \bar{V}_b \quad (3.5.1)$$

$$\bar{V}_b = \left(\frac{2 \cdot \rho_a \cdot g \cdot h'}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (3.5.2)$$

onde: C_b = coeficiente do medidor de bocal (adimensional)

D_b = diâmetro interno do medidor de bocal (m);

h' = leitura fornecida pelo micromanômetro (mca);

ρ_a = massa específica da água (kg/m³);

\bar{V}_b = velocidade média do ar no medidor de bocal (m/s).

A massa específica do gás foi determinada a partir da medida de temperatura de bulbo seco e de bulbo úmido do ar ambiente, obtida por um psicrômetro OWO Suisse 564, através da utilização do programa de computador PSI.FOR, que utiliza equações psicrométricas fornecidas em ASHRAE [01]. Esse programa encontra-se no apêndice C deste trabalho.

3.6 MEDIDA DOS PARÂMETROS PSICROMÉTRICOS DO AR DURANTE A SECAGEM

Como já foi citado anteriormente no item 3.1, foi construído o psicrômetro protótipo mostrado na figura 3.1.2, onde eram medidas as temperaturas de bulbo seco e de bulbo úmido do ar que escoava em seu interior. Esse ar era succionado por um sistema de vácuo desde as aberturas laterais da sonda que percorria o interior do tubo de secagem. A quantidade de ar succionada representava aproximadamente 0,5 % da vazão de ar no interior do tubo; portanto, podia-se considerar que não havia alteração significativa na vazão do ar de secagem.

Os termopares de bulbo seco e de bulbo úmido estavam conectados a um potenciômetro MD-045 S digital com leitura em milivolts, marca ECB. Esse medidor permitia o acoplamento simultâneo de até 12 termopares, sendo que um deles era deixado como referência.

A pressão no psicrômetro foi tomada como sendo a própria pressão de sucção indicada por um manômetro colocado imediatamente a jusante dos termopares (figura 3.1.2). Essa consideração foi feita após o cálculo da pressão real no psicrômetro, quando se obteve praticamente o mesmo valor fornecido pelo manômetro.

Os problemas encontrados até a obtenção da forma final do psicrômetro são tratados em Pécora [36].

Chegar à forma final do psicrômetro, bem como às condições de operação, para então serem feitas as leituras de temperatura, exigiu uma revisão bibliográfica sobre o conceito de temperatura de bulbo úmido que é mostrada a seguir:

A temperatura de bulbo úmido é a temperatura no estado estacionário alcançada por uma pequena quantidade de líquido evaporando em uma grande quantidade de mistura insaturada

vapor-gás. Ela pode ser medida por um termômetro cujo bulbo tenha sido coberto por uma gase úmida de líquido, imerso em uma corrente de mistura gasosa. A temperatura indicada por esse termômetro irá alcançar um valor menor que a temperatura de bulbo seco do gás se este estiver insaturado, e a partir deste valor a umidade da mistura é computada, Treybal [51], Coulson e Richardson [11].

Quando o termômetro de bulbo úmido é imerso em uma corrente de ar ocorre evaporação de água da superfície da gase, que está saturada, para o ar, pois a pressão do vapor do líquido será maior na superfície da gase que a pressão parcial de vapor no gás. O calor latente necessário à evaporação será suprido primeiramente às custas de calor sensível da água na superfície da gase, que irá então resfriar-se. Assim que a temperatura do líquido for reduzida abaixo da temperatura de bulbo seco do gás, calor escoará do gás para o líquido, a uma velocidade crescente de acordo com o aumento da diferença de temperatura. Eventualmente, a quantidade de calor transferido do gás ao líquido será igual à quantidade de calor necessária à evaporação, e a temperatura do líquido permanecerá constante em algum valor baixo, na temperatura de bulbo úmido, T' .

Segundo Rogers e Mayhew [43], a temperatura de bulbo úmido cai com o aumento da velocidade do ar até 2 m/s porém permanece sensivelmente constante até a velocidade de 40 m/s. Certificando-se de que a velocidade do ar é mantida nesta faixa, é possível relacionar a umidade relativa com as temperaturas de bulbo seco e úmido apenas.

Treybal [51] comenta que normalmente utiliza-se velocidades do ar de 5 a 6 m/s nos caso de misturas ar-vapor d'água em temperaturas ambientes, enquanto Nonhebel e Moss [32] recomendam

velocidade m̄nimas de 3 m/s, e Coulson e Richardson [11] de 4,5 m/s.

Bird et al. [05] recomendam que a velocidade do fluido seja alta suficiente para que as leituras n̄o sejam afetadas por radiaç̄o ou por conduç̄o de calor ao longo da haste do term̄metro, mas n̄o t̄o alta pois a dissipaç̄o de calor torna-se significativa. Estas suposiç̄es s̄o igualmente satisfat̄rias para term̄metros de vidro e velocidades do ḡs de 9 a 30 m/s. A temperatura de bulbo seco ̄ ent̄o a mesma que a temperatura do ar ao redor do term̄metro e a temperatura de bulbo ̄mido ̄ a da superf̄cie da gase.

Estes estudos foram necess̄rios pois os resultados indicavam que para o mesmo ar, quanto menor a press̄o de sucç̄o, maior era o valor determinado para a umidade do ar (kg vapor/kg ar seco).

Com o intuito de calibrar o prot̄tipo, foi escolhido como sistema de refer̄ncia um psicr̄metro OWO Suisse 564, dotado de ventoinha para deslocamento do ar pelos bulbos dos term̄metros, medindo apenas as temperaturas de bulbo seco e de bulbo ̄mido do ar ambiente.

Para os testes, a sonda foi retirada do tubo de secagem e colocada numa posiç̄o tal que suas aberturas laterais ficassem pr̄ximas ao psicr̄metro padr̄o, assegurando-se assim que as leituras fornecidas pelos dois psicr̄metros correspondessem ao mesmo ar.

Observou-se que os resultados obtidos pelo prot̄tipo n̄o concordavam com aqueles fornecidos pelo psicr̄metro padr̄o uma vez que este operava sob press̄o atmosf̄rica local (705 mmHg) e no outro a press̄o absoluta variava de 200 a 650 mmHg.

Foi verificado que, quando se obtinha no protótipo velocidades do ar maiores que 3 m/s e simultaneamente pressões maiores que 500 mmHg, obtinha-se resultados repetitivos e portanto de alta confiabilidade.

Apesar do protótipo não fornecer exatamente os mesmos resultados que o psicrômetro padrão, é válida sua utilização para estudar o processo de secagem uma vez que, neste caso, o interesse está nas mudanças que ocorrem na umidade do ar ao longo do processo. Quando se calcula a massa de água evaporada do produto entre dois pontos, comparam-se medidas fornecidas pelo mesmo instrumento operando a pressão constante, havendo portanto uma compensação do erro de cada uma das medidas.

Acredita-se que não se obteve no protótipo exatamente os mesmos valores de umidade absoluta do ar fornecidos pelo psicrômetro padrão devido ao fato de que, sob vácuo, existe um afastamento entre as temperaturas de bulbo úmido (medidas pelo psicrômetro) e de saturação adiabática (temperatura utilizada nas equações psicrométricas). Normalmente, para o ar atmosférico a pressão e temperatura normais, é desprezível a diferença entre estas duas temperaturas; daí o fato de se substituir a temperatura de saturação adiabática pela temperatura de bulbo úmido nas equações para o cálculo das propriedades psicrométricas do ar.

Os experimentos sempre foram realizados com pressões superiores a 500 mmHg no psicrômetro de vidro, o que fez com que os erros advindos do afastamento das temperaturas de bulbo úmido e de saturação adiabática não fossem grandes. Além disso, o protótipo mostrou-se um instrumento muito prático na obtenção dos perfis de umidade do gás e dos sólidos.

Para o cálculo das propriedades psicrométricas do ar de secagem foram desenvolvidos dois programas de computador a partir de equações recomendadas em ASHRAE [01]. O programa PSI.FOR mostrado no apêndice C, calcula as propriedades do ar, sendo que pressão estática, temperatura de bulbo seco e temperatura de bulbo úmido são os dados de entrada, parâmetros estes que podem ser determinados no psicrômetro de vidro. O programa PSI2.FOR do apêndice C, calcula as propriedades do ar, sendo que os dados de entrada são pressão estática, temperatura de bulbo seco e umidade absoluta. Este programa foi desenvolvido para determinar a temperatura de bulbo úmido do ar ao longo do tubo de secagem a partir dos dados fornecidos pelo psicrômetro de vidro, uma vez que considerava-se que a umidade absoluta do ar atravessando o psicrômetro de vidro fosse a mesma do ar de secagem, pois assumia-se que apenas ar era recolhido pela sonda e que não havia condensação de água no transporte desde a sonda até o psicrômetro.

3.7 OPERAÇÃO DO SISTEMA

3.7.1 Medida da queda de pressão estática no escoamento isotérmico

Foram feitas determinações do perfil de pressão estática tendo o amido na entrada do tubo aproximadamente 35 % de umidade em base seca, Pêcora [36], sendo que neste caso o diâmetro médio dos grumos foi considerado igual a 300 μm . As medidas foram feitas sem aquecimento do ar, isto é, a temperatura do ar no duto era de aproximadamente 25°C, sendo que foram ensaiadas 9 diferentes vazões de gás e 5 diferentes vazões de sólido.

As medidas experimentais de pressão estática consistiam nas leituras dos valores fornecidos por um manômetro inclinado, previamente conectado à sonda móvel, em diversos locais ao longo do duto.

Para cada escoamento ensaiado determinava-se também a vazão de ar e de sólidos e as temperaturas de bulbo seco e úmido do ar ambiente.

Os escoamentos realizados eram bastante diluídos e as medidas de pressão foram tomadas em relação a um ponto situado a montante do ciclone, por considerarmos que seria melhor um ponto de referência situado dentro do próprio sistema pneumático, pois este também sentiria qualquer alteração que houvesse no sistema.

A porosidade dos escoamentos ensaiados foi calculada utilizando o programa POR.FOR do apêndice C, que utiliza o método simplificado proposto por da Silva e Santana /48/.

O modelo está baseado em escoamento ideal (empistonado) pois desprezam-se as dispersões radial e axial das partículas e do gás, por considerar-se que o efeito destas dispersões é pequeno quando se trata de transporte pneumático devido à alta velocidade do gás no escoamento que impede grandes interações entre as linhas de corrente.

3.7.2 Ensaaios de secagem

Nestes experimentos, depois de ligado o ventilador e selecionada uma temperatura para aquecimento do gás, aguardava-se aproximadamente 5 minutos para o início da adição de sólidos, pois esse era o tempo necessário para que o gás atingisse a temperatura desejada. Decorrido esse tempo iniciava-se a adição de sólido, previamente umidificado segundo o procedimento citado no item 3.2 deste trabalho, esperando-se aproximadamente mais 5 minutos para o início das medidas experimentais, a fim de que o sistema atingisse um estado de regime estabelecido.

Foram realizados ensaios de secagem em que a umidade inicial do amido estava em torno de 35 % em base seca. Nestes experimentos, para cada escoamento ensaiado determinava-se a vazão de sólidos e de ar, a temperatura de bulbo seco ao longo do duto medida através de um termopar preso à sonda móvel, a umidade final do produto, a pressão de sucção e as temperaturas de bulbo seco e de bulbo úmido ao longo do sistema medidas através do psicrômetro de vidro.

Foram utilizadas 3 diferentes temperaturas do ar de secagem e 6 diferentes vazões de gás. A vazão de sólido ensaiada para cada vazão de gás era a máxima fornecida pelo alimentador em cada ensaio.

Para cada um dos escoamentos ensaiados foram feitas medidas com a sonda situada em 5 posições diferentes no duto. Não foram feitas em maior número de posições devido a ocorrerem frequentemente problemas de entupimento da sonda, o que dificultava sobremaneira a realização do experimento pois este problema exigia a retirada da sonda e seu posterior desentupimento através de um sistema de vácuo.

3.8 OBTENÇÃO DOS PERFIS DE UMIDADE E TEMPERATURA DO GÁS E UMIDADE E TEMPERATURA DO SÓLIDO AO LONGO DO TUBO DE SECAGEM

Através das medidas feitas pelo psicrômetro de vidro, foi possível a obtenção dos perfis de umidade do gás ao longo do tubo, utilizando para isso o programa de computador PSI.FOR do apêndice C.

As medidas de temperatura de bulbo seco ao longo do tubo forneceram os perfis de temperatura do gás diretamente. Este termopar apresentava em sua extremidade de medida uma cobertura de folha de alumínio para evitar que a temperatura medida fosse a média entre a temperatura do sólido e a do gás.

A queda de temperatura do gás no escoamento monofásico, determinada experimentalmente por Pécora /36/, foi adicionada àquela obtida no caso bifásico para cada ponto no tubo onde se determinou T_g . Esta correção torna mais aceitável a consideração de secagem adiabática no escoamento bifásico. Sabe-se que a presença de sólidos no escoamento provoca um acréscimo no coeficiente global de transferência de calor ocasionado um aumento na troca de calor com o ambiente em relação ao escoamento monofásico (Farbar e Morley /15/ e Wen e Miller /53/), mas tratando-se de escoamentos muito diluídos este acréscimo pode ser desconsiderado.

A partir da curva traçada para os perfis de umidade do gás obteve-se os perfis de umidade do sólido através de balanços de massa ponto a ponto.

A partir dos perfis de umidade do sólido determinou-se, para cada escoamento ensaiado, até que posição no tubo ocorria secagem a velocidade constante (L_c/D). Considerando escoamento ideal tem-se que L/D é proporcional ao tempo, fazendo com que as figuras de $X = X(L/D)$ sejam as representações das curvas de

secagem do processo, $X = X(t)$.

O perfil de temperatura do sólido ao longo do tubo foi obtido calculando-se a temperatura de bulbo úmido do ar (igual à temperatura do sólido) ao longo do tubo através do programa de computador PSI2.FOR do apêndice C., até o ponto onde o sólido estava em sua umidade crítica.

A temperatura final do sólido foi obtida através de um balanço de entalpia como é mostrado na equação (2.1.15).

Com a finalidade de facilitar os cálculos e permitir uma melhor comparação entre os resultados experimentais, foram considerados apenas os valores médios obtidos nos experimentos para a umidade inicial do gás, temperatura inicial do sólido e umidade inicial do produto. Acredita-se que os erros provenientes destas considerações não trazem grandes problemas, uma vez que o objetivo desse trabalho não é a obtenção de valores exatos mas sim a obtenção de perfis que mostrem os fenômenos que ocorrem no tubo de secagem.

Os resultados experimentais obtidos para temperatura e umidade do gás são em geral o valor médio entre 3 medidas experimentais, pois muitas vezes foi necessário desprezar-se alguns valores devido ao seu grande afastamento do valor esperado.

As curvas traçadas para representar os perfis das grandezas analisadas em função da posição adimensional do tubo foram obtidas considerando-se a curva média que passava entre cada conjunto de pontos a partir de observação visual, isto é, sem utilização de métodos matemáticos que fornecessem a melhor curva para representação dos pontos. Foi utilizado este procedimento devido à própria imprecisão das medidas, que impede que se considere cada ponto obtido no experimento como um valor exato.

Essas curvas foram traçadas apenas para facilitar a visualização dos fenômenos que ocorrem no interior do tubo do secador durante a secagem.

Este mesmo procedimento foi utilizado nas figuras 4.2.19, 4.2.22 e 4.2.23, pois devido à grande dispersão entre os pontos, não foram obtidas correlações para representar o comportamento dos pontos experimentais.

As curvas traçadas para representar a influência dos números de Reynolds e Prandtl ou Schmidt sobre os números de Nusselt ou Sherwood, figuras 4.2.20 e 4.2.21, foram obtidas depois da análise dos vários tipos de correlações lineares citadas em Mickley et al. [30], sendo que as correlações do tipo $Nu = a Re^b Pr^c$ ou $Sh = d Re^e Sc^f$ foram as que forneceram o melhor ajuste entre os pontos.

3.9 METODO DE CALCULO DOS NÚMEROS DE NUSSELT E SHERWOOD

A partir de todos os perfis obtidos, calculou-se os números de Nusselt e Sherwood para cada escoamento ensaiado, sendo que:

$$Sh = \frac{K_v \cdot d}{\rho_g \cdot D_{AB}} \quad (3.9.1)$$

D_{AB} é a difusividade molecular do vapor d'água no ar e foi utilizada a seguinte correlação encontrada em Mujumdar [31]:

$$D_{AB} = 0,2794 \cdot 10^{-4} - 0,1306 \cdot 10^{-6} \cdot T_g + 0,4016 \cdot 10^{-9} \cdot T_g^2 \quad (3.9.2)$$

onde: $|T_g| = k$

$$|D_{AB}| = m^2/s$$

Para o cálculo dos coeficientes de transferência de calor e de massa foi utilizado um modelo integrado para toda a região de velocidade de secagem constante pois, apesar das condições do ar não permanecerem constantes no início do tubo de secagem, as retas obtidas nos gráficos de $X = X(L/D)$ indicam que ocorre aí uma compensação dos fatores:

- variação da velocidade das partículas;
- variação de temperatura e pressão de vapor d'água no ar;
- quebra dos grumos;
- dispersão axial das partículas.

O modelo aplicado considera que a superfície do sólido se encontra saturada até a posição L_c descrita anteriormente. Portanto, utilizou-se a equação 2.1.7 válida para o período de secagem a velocidade constante onde isolando-se os coeficientes h_{g-p} e K_y tem-se:

$$h_{g-p} = \frac{\rho_{ss} \cdot (1-E) \cdot (dx/dt) \cdot h_{fg}}{a \cdot (T_g - T^*)_{1m}} \quad (3.9.3)$$

e

$$K_y = \frac{\rho_{ss} \cdot (1-E) \cdot (dx/dt)}{a \cdot (Y^* - Y)_{1m}} \quad (3.9.4)$$

Considerou-se que os valores encontrados para estes coeficientes também são válidos para a região de secagem a velocidade decrescente, uma vez que a revisão da literatura mostra que esses parâmetros são funções dos números de Reynolds e Prandtl (ou Schmidt), os quais permanecem praticamente constantes em cada escoamento.

O valor de Y^* foi calculado através do programa PSI.FOR do apêndice C, correspondendo à umidade de saturação do ar na temperatura de bulbo úmido.

As médias logarítmicas das diferenças de temperatura e umidade calculadas referem-se às condições iniciais e finais do período de secagem a velocidade constante.

O termo (dX/dt) foi obtido a partir do trecho retilíneo das curvas de X em função de L/D e aplicando a regra da cadeia pode-se transformar o coeficiente angular destas retas $[dX/d(L/D)]$ em dX/dt , onde se obtém que:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{dX}{d(L/D)} \cdot \frac{1}{D} \cdot V_s \quad (3.9.5)$$

Neste cálculo desconsiderou-se o efeito da região de entrada sobre a velocidade do sólido por acreditar-se que esta região é muito pequena em relação ao comprimento total do tubo de secagem, podendo ser desprezada.

3.10 METODO DE CÁLCULO DO NÚMERO DE BIOT

Num processo de transferência de calor e/ou massa, é interessante saber onde ocorre a maior dificuldade à passagem de calor e/ou massa, sendo que o número de Biot expressa a relação entre as resistências interna e externa à passagem de calor, equação (3.10.1), ou de massa, equação (3.10.2).

$$Bi = \frac{h_{g-p} \cdot (d/2)}{K_s} \quad (3.10.1)$$

$$Bi_m = \frac{K_y \cdot K_e \cdot (d/2)}{D_{AB} \cdot \rho_{ss}} \quad (3.10.2)$$

D_{AB} representa a difusividade da água no amido e foi obtida através da figura 3.10.1 encontrada em Bruin e Luyben [07]. Nos cálculos foi utilizado o valor médio entre as difusividades para umidades do sólido de 35 % e 13 % (umidades médias aproximadas do início e do final do processo, respectivamente).

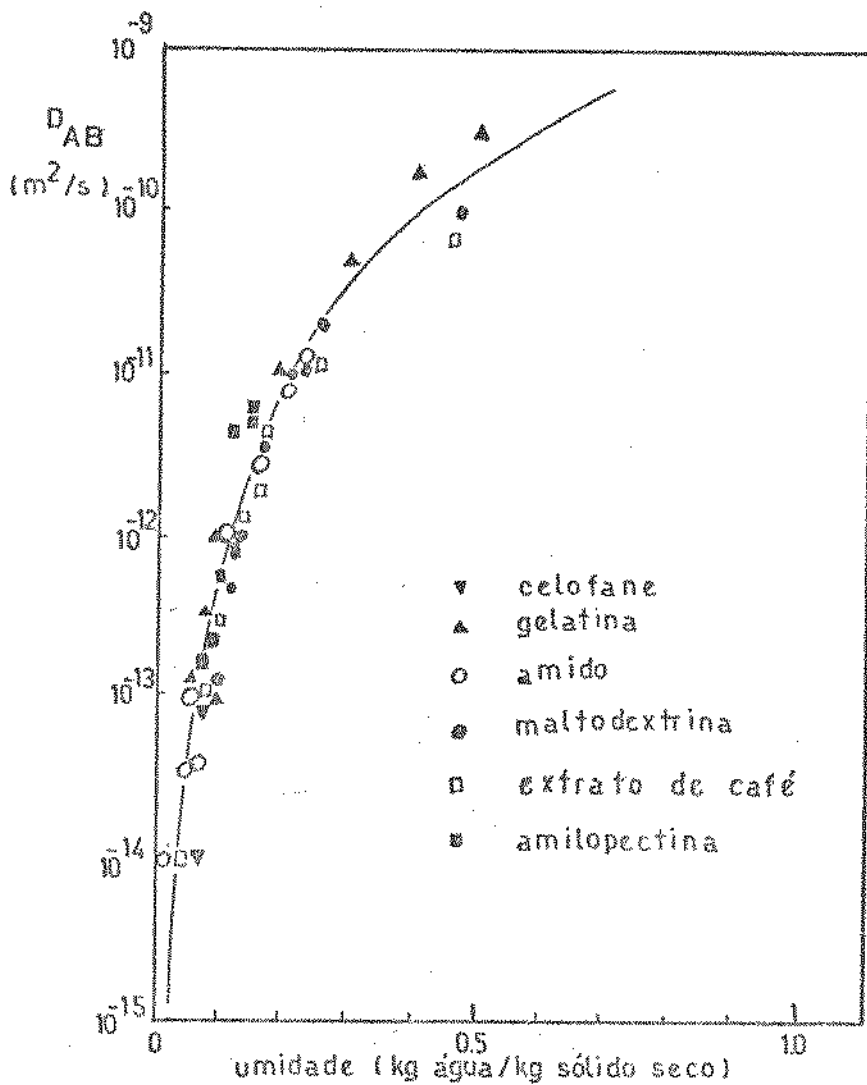


Figura 3.10.1 - Difusividade efetiva da água em alimentos fluidos (Ref. [07])

K_e na equação (3.10.2) é a constante de equilíbrio que aparece quando se utiliza a lei da partição para se igualar as bases em termos de potencial químico no sólido e no gás (equação 3.10.3). Esta constante de equilíbrio pode ser calculada a partir da curva de equilíbrio do produto (umidade do sólido em função da atividade da água), desde que se altere a abcissa desta curva em umidade do ar saturado (Y^*) utilizando-se as seguintes equações:

$$Y^* = K_e \cdot X^* \quad (3.10.3)$$

$$P_V^* = a_w \cdot P_V^0 \quad (3.10.4)$$

$$Y^* = 0,62198 \cdot \frac{P_V^*}{P - P_V^*} \quad (3.10.5)$$

onde: a_w = atividade da água, adimensional

P_V^0 = pressão de vapor da água pura na temperatura de bulbo úmido, atm

K_e = constante de equilíbrio,

(kg água/kg ar seco) / (kg água/kg sólido seco)

Nestes cálculos foi utilizada uma isoterma a 22°C para amido de milho (figura 3.10.2) mostrada em Leung e Steinberg [24], uma vez que não foi encontrada uma isoterma específica para amido de mandioca, mas acredita-se que não deva existir diferença significativa entre essas isotermas.

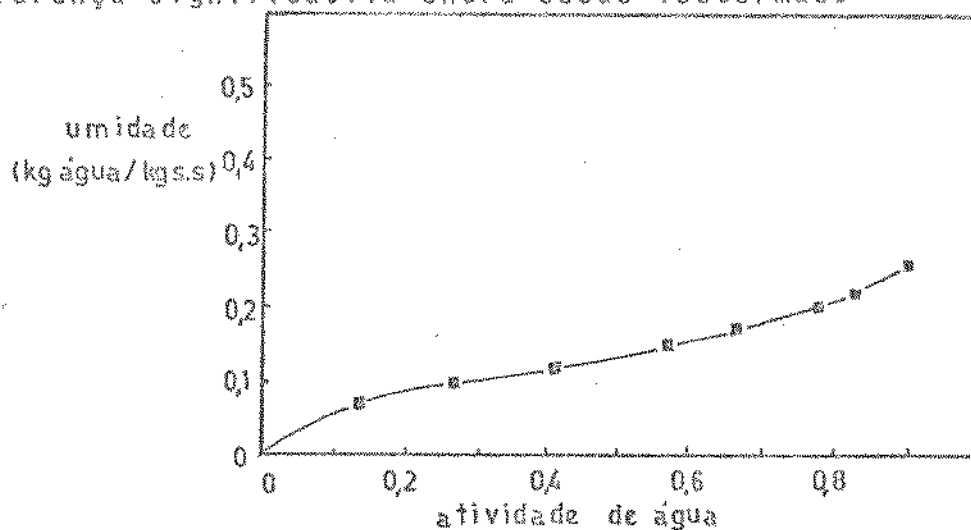


Figura 3.10.2 - Isotermas de sorção de água a 22 °C de 5 substâncias alimentícias (Leung e Steinberg [24])

Para o cálculo da constante de equilíbrio considerou-se a região onde a umidade do sólido em base seca variava entre 35 % e 30 % (região de secagem a velocidade constante) sendo encontrado o valor de 0,0133 (kg água/kg ar seco) / (kg água/kg sólido seco).

Capítulo 4

RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 ANÁLISE DA QUEDA DE PRESSÃO NO ESCOAMENTO BIFÁSICO ISOTÉRMICO

Nos ensaios realizados com amido úmido, foram obtidos os perfis de queda de pressão no escoamento bifásico para 9 diferentes vazões de gás, sendo que para cada vazão de gás fixada usou-se 5 diferentes vazões de sólido, perfazendo um total de 45 situações diferentes. Em cada uma das situações mediu-se a pressão estática no duto em 14 posições diferentes; portanto foi obtido um conjunto de 630 pontos experimentais para a análise da queda de pressão no escoamento bifásico.

A velocidade média do ar no interior do tubo variou de 5,0 a 15,0 m/s. Os valores de vazão mássica de gás situaram-se na faixa de $1,8 \cdot 10^{-2}$ a $5,0 \cdot 10^{-3}$ kg/s enquanto que os de vazão mássica de sólido ficaram entre $5,0 \cdot 10^{-5}$ e $2,9 \cdot 10^{-4}$ kg/s. As relações entre as vazões mássicas de sólido e gás situaram-se na faixa de 0,004 a 0,02 kg sólido seco/kg ar seco.

As propriedades dos escoamentos com menor porosidade para cada Reynolds ensaiado estão mostradas na tabela A.2.1 do apêndice A.

Os resultados apresentando pressão estática em função da relação entre comprimento e diâmetro do tubo (L/D) estão na figura 4.1.1. Nesta figura temos apenas 9 curvas, pois verificou-se que a vazão de sólidos não provoca alterações significativas no perfil de pressão, como pode ser observado através dos resultados das tabelas A.1.1 a A.1.9 do apêndice A.

Este resultado vem confirmar aqueles obtidos por Pécora e Gasparetto [16] e [17] para o fator de fricção no escoamento bifásico, onde praticamente não se verificou nenhuma alteração no fator de fricção quando se modificou a vazão de sólidos para

uma mesma vazão de gás.

As curvas da figura 4.1.1 representam a situação experimental de menor porosidade do leito para cada vazão de gás utilizada. Nesta figura verifica-se a influência do estrangulamento do tubo na posição da alimentação de sólidos ($L/D=0$) através do aumento brusco nos valores da pressão estática nos primeiros centímetros do tubo. Verifica-se que apesar do estrangulamento no tubo terminar em $L/D \approx 4,3$, seu efeito ainda se faz sentir até $L/D \approx 7,5$, indicando que é considerável a aceleração do fluido e da partícula nesta região. Este resultado também mostra que é nesta região que ocorre o maior afastamento do modelo de escoamento ideal (empistonado).

Na tabela A.3.1 do apêndice A estão os valores dos comprimentos de entrada hidrodinâmicos, indicados por setas na figura 4.1.1, que foram obtidos para cada número de Reynolds ensaiado. O comprimento de entrada hidrodinâmico representa o local onde se inicia uma queda de pressão constante com o comprimento do tubo, isto é, o início do regime de escoamento plenamente desenvolvido.

A figura 4.1.2 mostra a influência do número de Reynolds no comprimento de entrada, bem como a comparação com a curva obtida para o escoamento monofásico. Através desta curva foi possível obter uma correlação do comprimento de entrada em função do número de Reynolds.

$$L_e/D = 0,532 \cdot Re^{0,343} \quad (\text{coef. corr.} = 0,960) \quad (4.1.1)$$

Comparando-se essa figura com a figura 2.3.3 verifica-se a influência do diâmetro das partículas sobre o comprimento de entrada, onde observa-se que partículas com diâmetro médio de 25 μm apresentam menor comprimento de entrada que partículas com diâmetro médio de 300 μm .

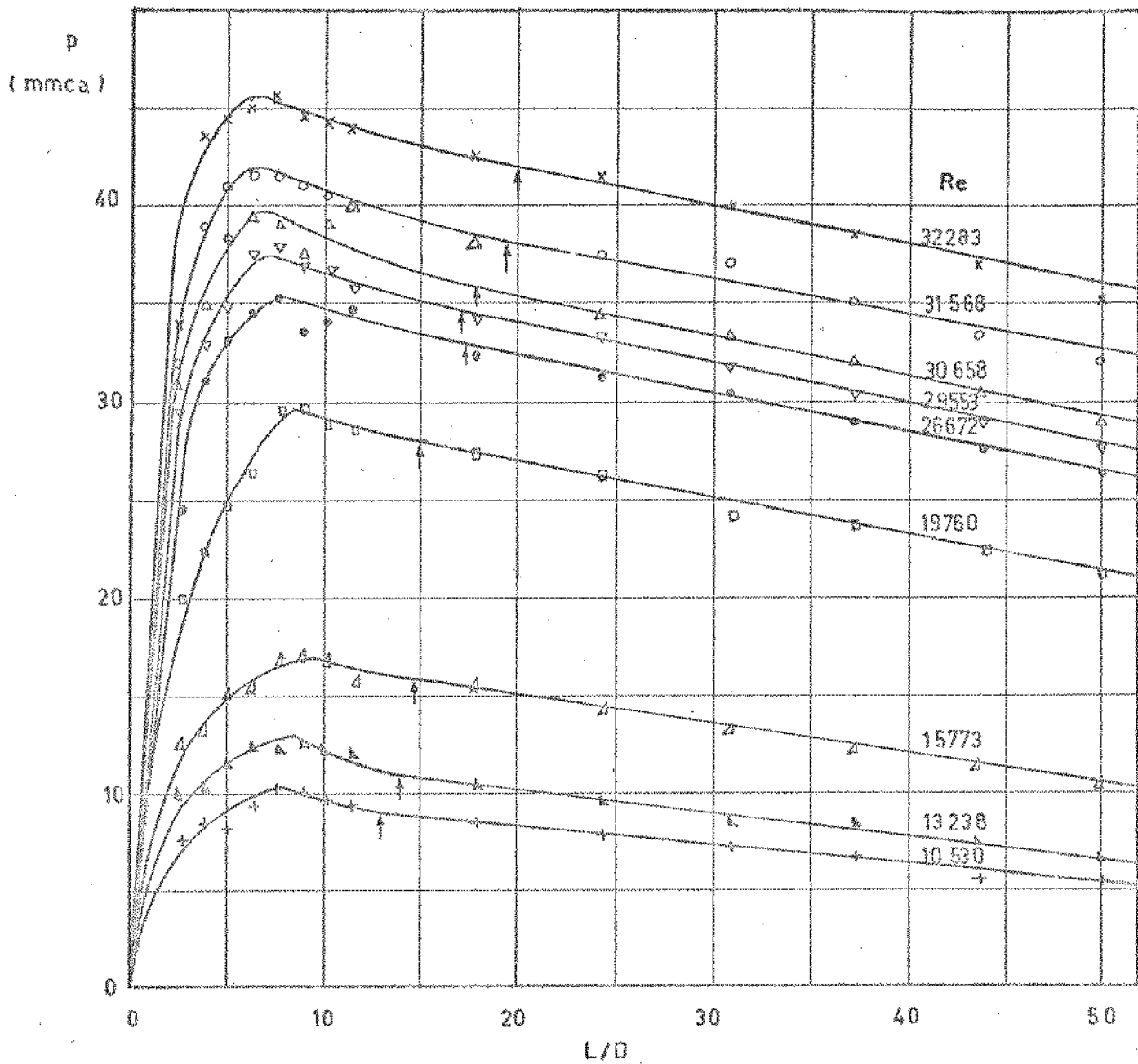


Figura 4.1.1 - Pressão estática ao longo do tubo do sistema pneumático ($\bar{d}=300 \mu\text{m}$)

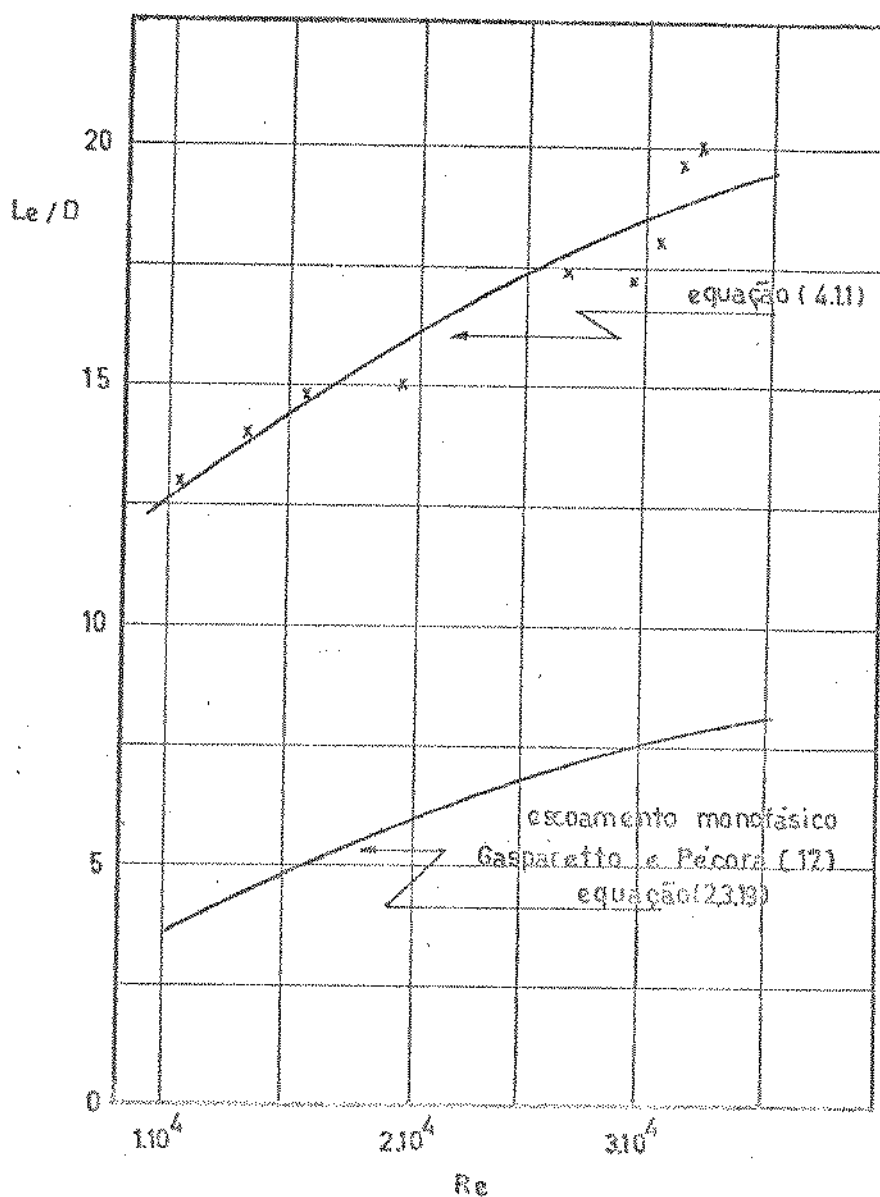


Figura 4.1.2 - Comprimento de entrada no tubo de secagem em função do número de Reynolds ($\bar{d}=300 \mu\text{m}$)

A queda de pressão total no regime estabelecido obtida nos experimentos foi comparada com modelos propostos na literatura, de modo a verificar a precisão desses modelos para faixas de porosidade e de tamanho de partículas utilizadas neste trabalho e que não são encontradas na literatura. Os resultados experimentais para amido com diâmetro médio de $25 \mu\text{m}$ obtidos por Gasparetto e Pécora [16] e [17] e de $300 \mu\text{m}$ obtidas nesse

trabalho foram comparados com as correlações de Santana [45], Leung e Wiles [23], Massarani e Santana [27], Khan e Pei [21] e Chand e Ghosh [09], e são mostrados nas figuras 4.1.3 e 4.1.4 respectivamente. Para o cálculo da porosidade do sistema seguiu-se o método simplificado proposto por da Silva e Santana [48], sendo desenvolvido e apresentado no apêndice C o programa de computador POR.FOR com esta finalidade.

Estes resultados foram o objeto de dois trabalhos apresentados no XII Encontro sobre Escoamentos em Meios Porosos por Pécora e Gasparetto [39], e no VIII Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica por Pécora e Gasparetto [40]. Na figura 4.1.3 observa-se que os resultados experimentais aproximaram-se bastante das correlações analisadas enquanto que na figura 4.1.4 observa-se que houve uma defasagem considerável entre os resultados experimentais e os previstos pelos modelos para números de Reynolds menores que 20.000. Nas figuras 4.1.3 e 4.1.4 foi traçada apenas uma curva para representar os resultados obtidos a partir dos modelos testados, uma vez que seus valores praticamente se sobrepuseram. Nestas figuras, os resultados experimentais levaram à obtenção das seguintes correlações para a queda de pressão em função de Reynolds, válidas para Reynolds na faixa de 10.000 a 35.000.

$$\bar{d}=25 \mu\text{m} \quad \left(\frac{\Delta p}{L}\right)_T = 2,93 \cdot 10^{-6} \cdot \text{Re}_m^{1,62} \quad (\text{coef. corr.} = 0,911) \quad (4.1.2)$$

$$\bar{d}=300 \mu\text{m} \quad \left(\frac{\Delta p}{L}\right)_T = 0,0376 \cdot \text{Re}_m^{0,707} \quad (\text{coef. corr.} = 0,936) \quad (4.1.3)$$

Os resultados experimentais mostraram que é possível a utilização de qualquer das correlações testadas para a determinação da queda de pressão no escoamento bifásico quando se utiliza o amido com umidade em torno de 12 % base úmida, isto é, nos casos onde não ocorre formação de grumos. Verificou-se que neste caso a correlação que mais se ajustou aos resultados experimentais foi a de Massarani e Santana [27].

Nos ensaios em que foi utilizado amido com umidade em torno de 35 % , base seca, observou-se um afastamento considerável entre os resultados experimentais e os da literatura; provavelmente isto se deve à presença de grumos que são bastante heterogêneos, variando na forma e tamanho durante o transporte, como já foi discutido anteriormente. Portanto, neste caso, a determinação da queda de pressão do escoamento deve ser feita experimentalmente até que se possa obter um perfil do diâmetro e densidade do sólido ao longo do tubo transportador.

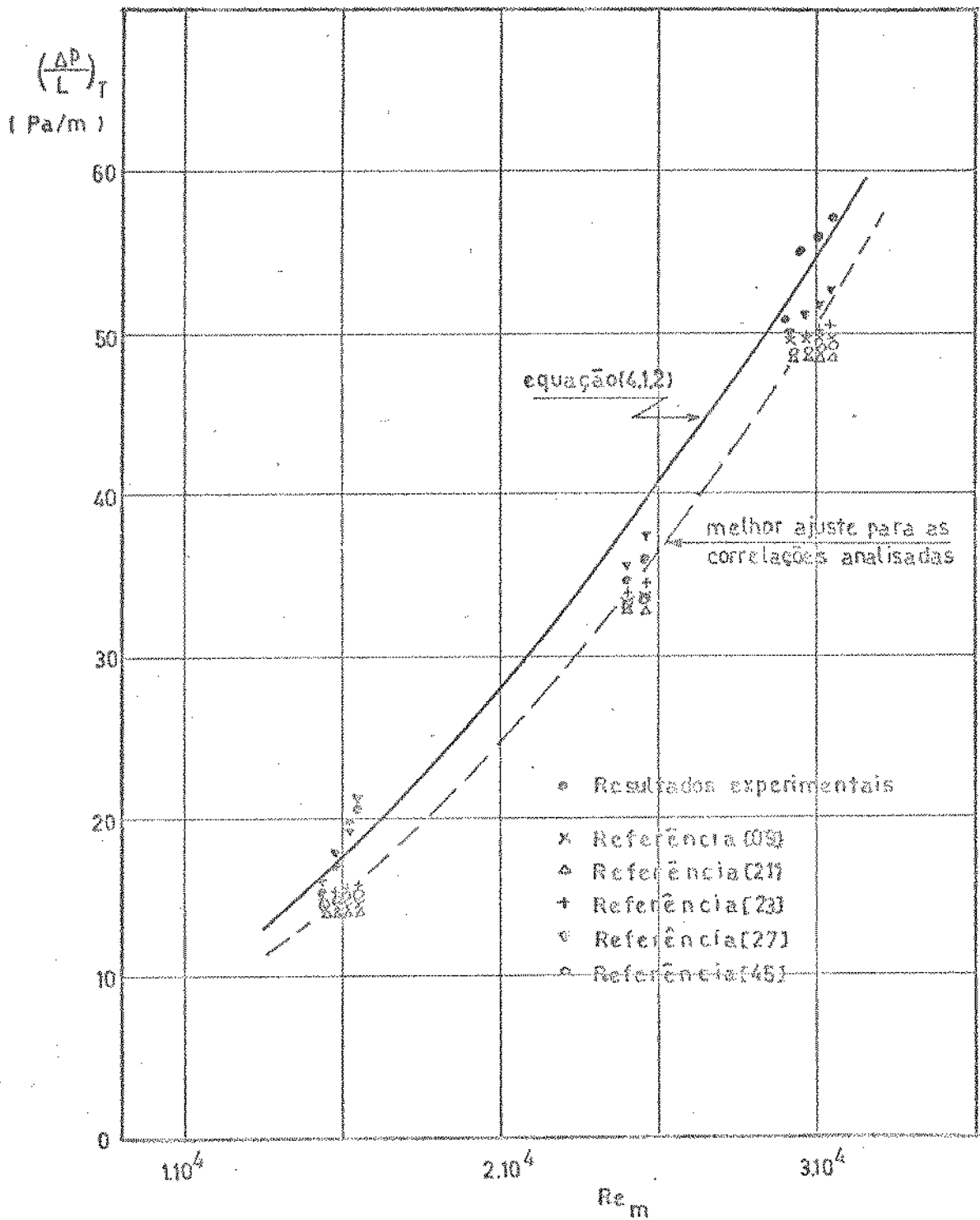


Figura 4.1.3 - Queda de pressão no sistema ar-amido ($\bar{d}=25 \mu m$)
 Comparação com correlações da literatura

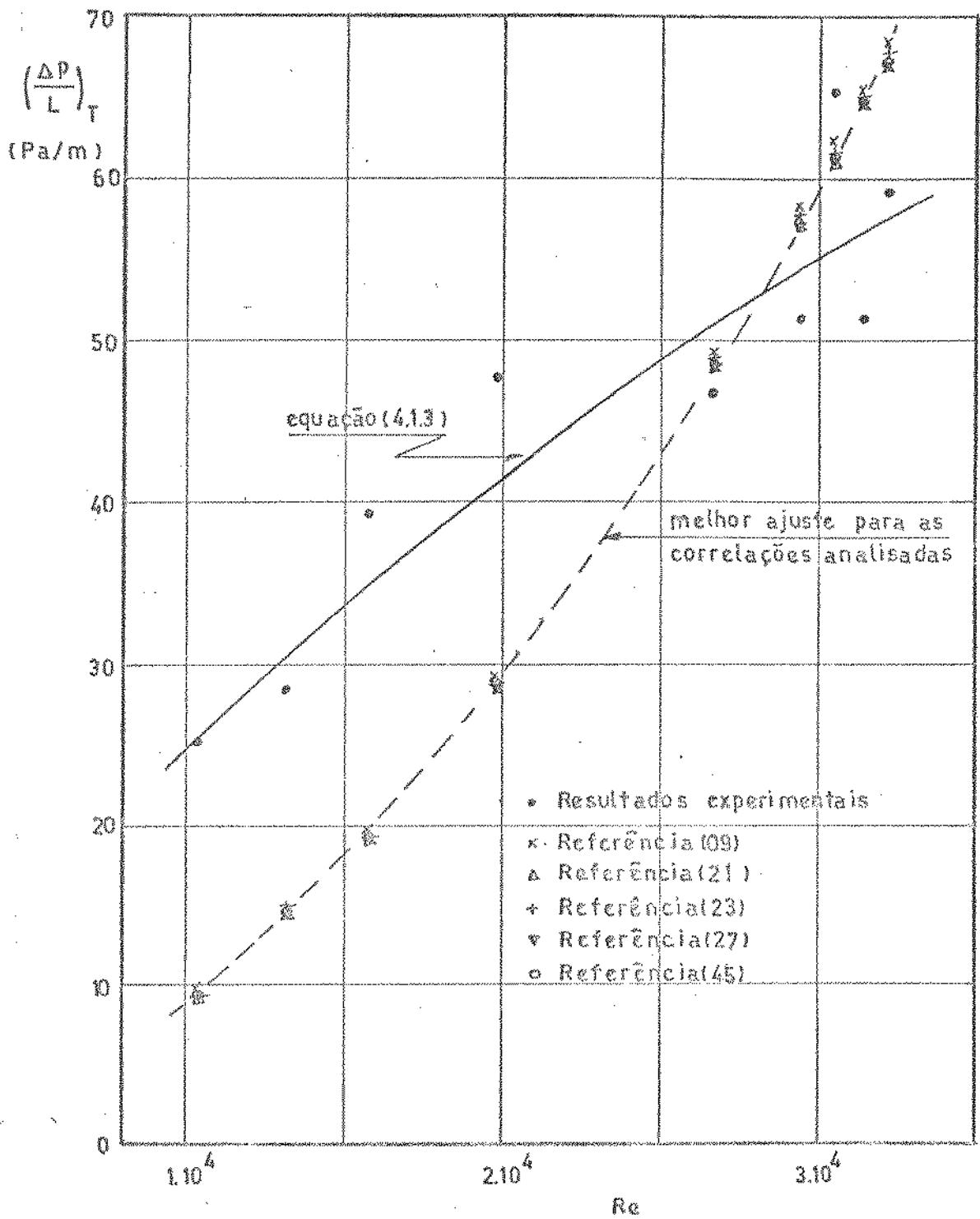


Figura 4.1.4 - Queda de pressão no sistema ar-amido ($\bar{d}=300 \mu\text{m}$)
 Comparação com correlações da literatura

4.2 ANÁLISE DO PROCESSO DE SECAGEM DO AMIDO NO SECADOR PNEUMÁTICO

Através do procedimento mencionado anteriormente no item 3.8, foram obtidos os perfis de umidade do sólido e do gás e de temperatura do sólido e do gás ao longo do tubo de secagem do secador pneumático, utilizando nos experimentos amido de mandioca com umidade inicial aproximadamente igual a 35 % em base seca. Nestes experimentos foram utilizadas 3 diferentes temperaturas do ar de secagem, selecionadas pelo controle do equipamento (T_m), e que foram: 250°F (121°C), 200°F (93°C) e 150°F (66°C) e 6 diferentes vazões de ar situadas na faixa de 0,018 a 0,005 kg ar seco/s. A vazão de sólidos situou-se na faixa de $1,2 \cdot 10^{-4}$ a $2,9 \cdot 10^{-4}$ kg sólido seco/s. Portanto, os valores de Γ situaram-se entre 0,0135 e 0,0235 nesses experimentos.

As características dos ensaios de secagem realizados estão mostrados na tabela B.1.1 do apêndice B, onde se pode verificar que os escoamentos fornecidos pelo sistema experimental eram bastante diluídos.

As curvas obtidas para o perfil de umidade e temperatura do ar em cada experimento, foram traçadas considerando-se a curva média que passava pelos pontos experimentais.

As medidas de temperatura e umidade do ar ao longo do secador estão mostradas nas tabelas B.2.1 a B.2.6 do apêndice B sendo que em cada tabela estão os resultados das 3 temperaturas selecionadas que foram utilizadas nos experimentos.

Os resultados obtidos para a construção dos perfis de temperatura do gás, umidade do gás e do sólido e temperatura do sólido estão mostrados nas tabelas B.3.1 a B.5.6 do apêndice B.

Os resultados das tabelas B.3.1 a B.3.6, B.4.1 a B.4.6 e B.5.1. a B.5.6 referem-se aos obtidos para T_m igual a 121, 93 e 66°C respectivamente.

As figuras 4.2.1 a 4.2.18 mostram os resultados na forma de gráficos, sendo que em cada uma das figuras são mostradas as curvas obtidas para as 3 temperaturas selecionadas, tornando mais fácil a comparação dos resultados obtidos para cada temperatura. Essas figuras estão apresentadas, para cada número de Reynolds ensaiado, na seguinte ordem: (1) Perfis de umidade do gás, (2) Perfis de umidade do sólido e (3) Perfis de temperatura do ar e do sólido.

Verifica-se através dos perfis de umidade do sólido e do ar, que para os maiores números de Reynolds e temperatura de secagem de 121°C, a maior parte da secagem ocorre nos primeiros centímetros do secador (na faixa de 20 a 75 cm), mostrando que o comprimento do tubo de secagem está superdimensionado para esses casos.

Os perfis de temperatura do sólido mostram que a temperatura do amido no final do tubo de secagem é ligeiramente superior à temperatura de bulbo úmido do ar para cada escoamento ensaiado, sendo que o aquecimento do sólido aumenta com a temperatura de secagem. A máxima temperatura atingida pelo sólido foi de 46,2°C, no escoamento com o maior valor de temperatura do ar e do número de Reynolds, evidenciando assim a aplicabilidade de secadores pneumáticos para produtos termicamente sensíveis. Verifica-se que ocorre um leve decréscimo na temperatura do sólido até o ponto onde se inicia o período de velocidade decrescente de secagem, sendo que provavelmente a curva traçada entre os pontos obtidos experimentalmente para a umidade do gás teve influência neste

resultado.

As setas indicadas nas curvas de umidade do amido em função do comprimento do tubo adimensional (L/D) indicam o ponto de transição entre os períodos de secagem a velocidade constante e a velocidade decrescente, quando se faz a consideração de escoamento empistonado, e foram obtidas traçando-se tangentes às curvas nos dois períodos. Neste ponto temos o sólido em sua umidade crítica, daí o fato de ter sido usado o símbolo L_c para representar essa posição no tubo. Os resultados obtidos para L_c/D são mostrados na tabela B.6.1 do apêndice B e a figura 4.2.19 representa esses resultados. Nela pode-se notar claramente a dependência da duração do período de velocidade constante de secagem com a temperatura e com o número de Reynolds. As curvas de $L_c/D \times Re$ indicam que é acentuada a dependência da duração do período de velocidade constante de secagem com o aumento da temperatura de secagem.

Para o cálculo dos coeficientes da transferência de calor e de transferência de massa e dos números de Nusselt e Sherwood foi seguido o procedimento indicado no item 3.9 deste trabalho e os resultados encontrados estão nas tabelas B.7.1 a B.7.3.

Nas figuras 4.2.20 a 4.2.23 os números de Nusselt e Sherwood são apresentados em função de Reynolds (figuras 4.2.20 e 4.2.21) ou em função de Γ (figuras 4.2.22 e 4.2.23).

Observando-se os pontos das figuras 4.2.20 e 4.2.21 verifica-se que é possível traçar uma curva ao longo da qual eles estão dispersos. Acredita-se que a grande dispersão entre os pontos deve-se a erros nas medidas experimentais, bem como à própria precariedade do sistema, que não fornecia uma vazão de sólidos constante e apresentava uma faixa muito ampla de temperatura de entrada do ar, controlada pelo termostato do

equipamento. Além destes fatores deve-se salientar que a quebra dos grumos durante o processo influenciou em todos os resultados obtidos, uma vez que ela causava um incremento na área de contato sólido-gás.

Foram obtidas correlações da forma $Nu=Nu(Re,Pr)$ e $Sh=Sh(Re,Sc)$ utilizando para isso todos os pontos experimentais obtidos, resultando nas seguintes correlações:

$$Nu = 3,21 \cdot 10^{-7} \cdot (Re^{1/2} \cdot Pr^{1/3})^{3,07} \quad (4.2.1)$$

coef. corr. = 0,933

$$Sh = 1,51 \cdot 10^{-6} \cdot (Re^{1/2} \cdot Sc^{1/3})^{3,61} \quad (4.2.2)$$

coef. corr. = 0,892

Não foi possível a obtenção de correlações dos números de Nusselt e Sherwood em função do número de Reynolds das partículas em virtude do fato de ter sido obtido praticamente o mesmo valor para este parâmetro em todos os escoamentos ensaiados, por tratar-se de escoamentos muito diluídos ($20,4 < Re_p < 23,8$ para $66 < T_m < 121^\circ C$).

Nas figuras 4.2.22 e 4.2.23 observa-se que os valores máximos de Nusselt e Sherwood ocorreram quando Γ estava em torno de 0,0160, o que corresponde aos escoamentos com máxima vazão de ar, mostrando que foi a turbulência do escoamento que influenciou nos valores desses adimensionais e não a concentração de sólidos. Observa-se também que a faixa de Γ fornecida pelo sistema experimental foi muito estreita, impossibilitando uma análise da influência deste parâmetro sobre o processo de secagem.

A figura 4.2.24 mostra uma comparação entre os resultados experimentais e algumas correlações da literatura para o número de Nusselt, nos quais utilizou-se os valores de Pr e Re_p tomados a $39^\circ C$ (temperatura intermediária nos ensaios de secagem).

Verifica-se que os pontos experimentais estão agrupados numa estreita faixa de $(1-\epsilon)/\epsilon$, indicando a pequena flexibilidade do sistema utilizado, quanto à concentração de partículas. A dispersão entre os pontos e as correlações da literatura deve-se provavelmente a fatores como:

- quebra dos grumos durante o processo;
- variação da temperatura de entrada do ar e da vazão de sólidos durante o processo;
- imprecisão nas determinações experimentais;
- as correlações da literatura foram obtidas para maiores valores de Re_p e de ϵ em relação aos experimentos do atual trabalho.

Foram calculados os números de Biot para transferência de calor e para transferência de massa a partir dos valores obtidos para os coeficientes de transferência de calor e massa, segundo o procedimento indicado no item 3.10 deste trabalho, obtendo-se os resultados mostrados nas tabelas B.8.1 do apêndice B. Verifica-se que os valores obtidos foram maiores que a unidade, sendo que em alguns casos foram obtidos valores bastante elevados, ocorrendo principalmente nos cálculos de Bi_m . Deve-se notar que esses resultados, que indicam serem consideráveis as resistências internas à passagem de calor e massa, são muito dependentes do diâmetro do grumo, sendo que os valores de Bi e Bi_m , bem como os de Nu e Sh , teriam sido da ordem de 100 vezes menores que os aqui obtidos se nos cálculos tivesse sido usado o diâmetro de uma partícula de amido ($25 \mu m$). Além disso, acredita-se que o fato do número de Biot ter sido elevado não se deve a um alto valor da resistência interna ao processo, mas sim ao baixíssimo valor da resistência externa devido à turbulência do sistema. A resistência interna não pode ser considerada

elevada devido ao pequeno diâmetro das partículas ou grumos, que impede que se forme um perfil de temperatura, e provavelmente também de umidade do sólido, diferente daquele mostrado na figura 2.5.1.

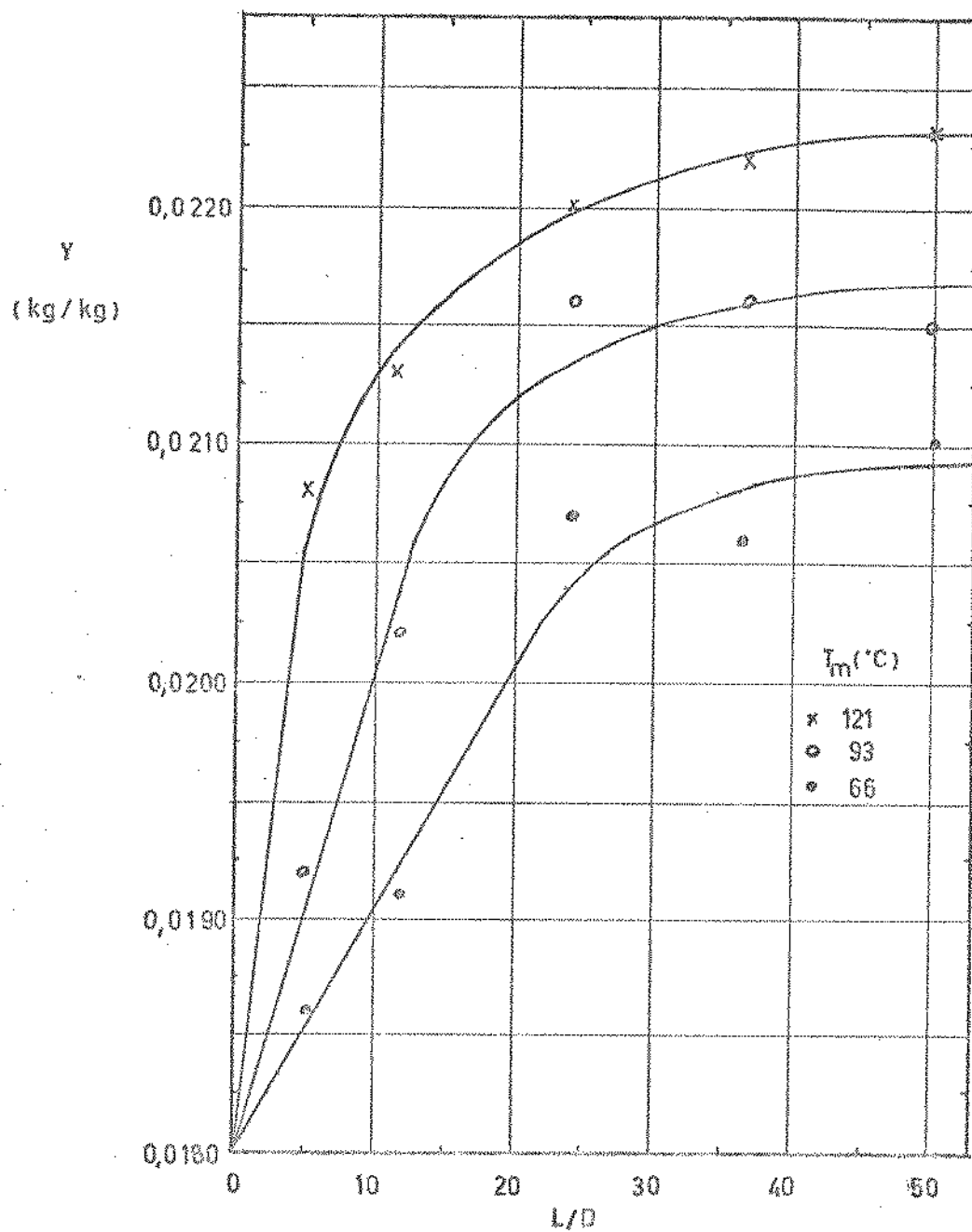


Figura 4.2.1 - Umidade do ar em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 1,78 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 2,87 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0161$$

$$Re = 32283$$

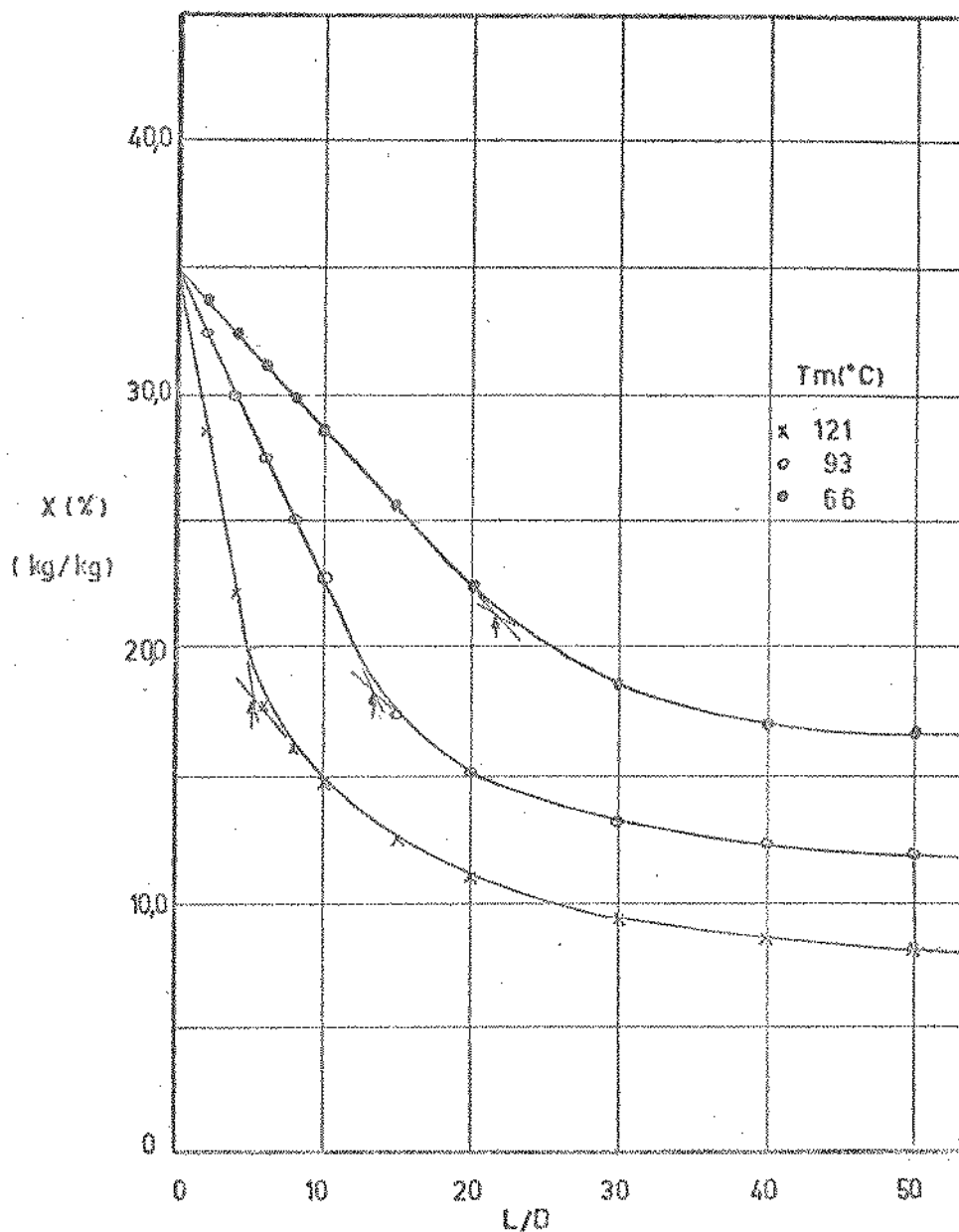


Figura 4.2.2 - Umidade do amido em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 1,78 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 2,87 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0161$$

$$Re = 32283$$

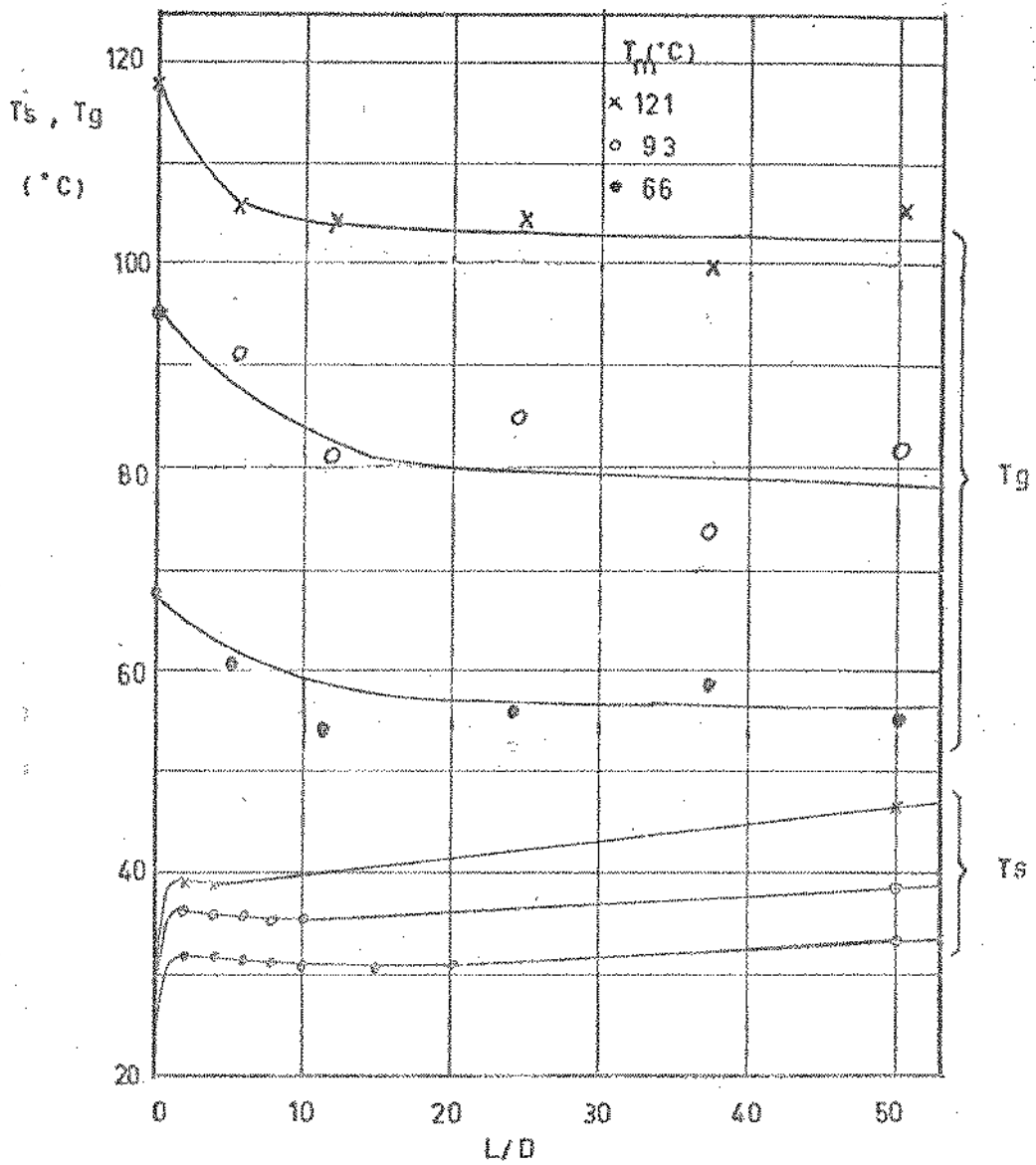


Figura 4.2.3 - Temperatura do ar e do amido em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 1,78 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 2,87 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0161$$

$$Re = 32283$$

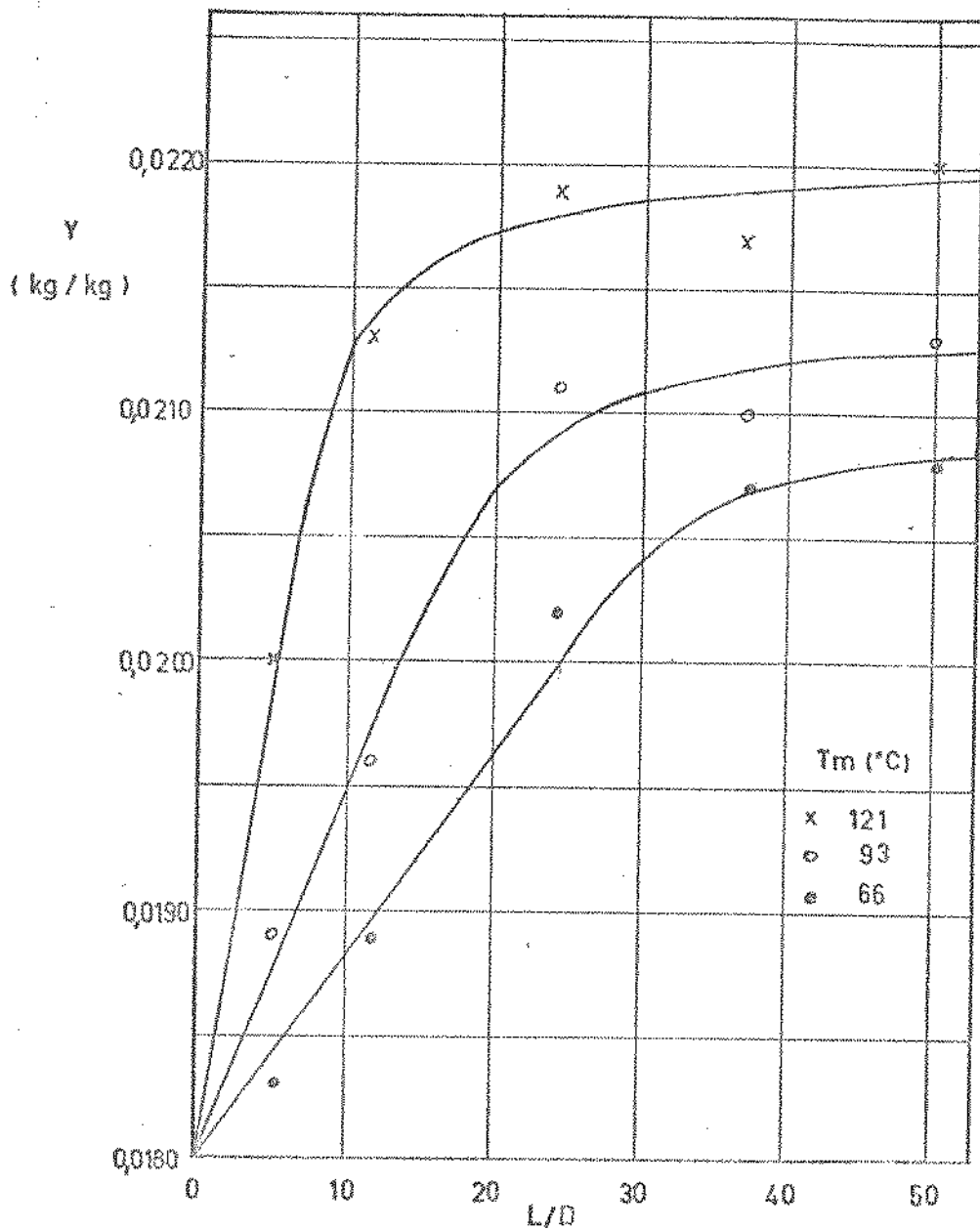


Figura 4.2.4 - Umidade do ar em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 1,69 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 2,54 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0151$$

$$Re = 30658$$

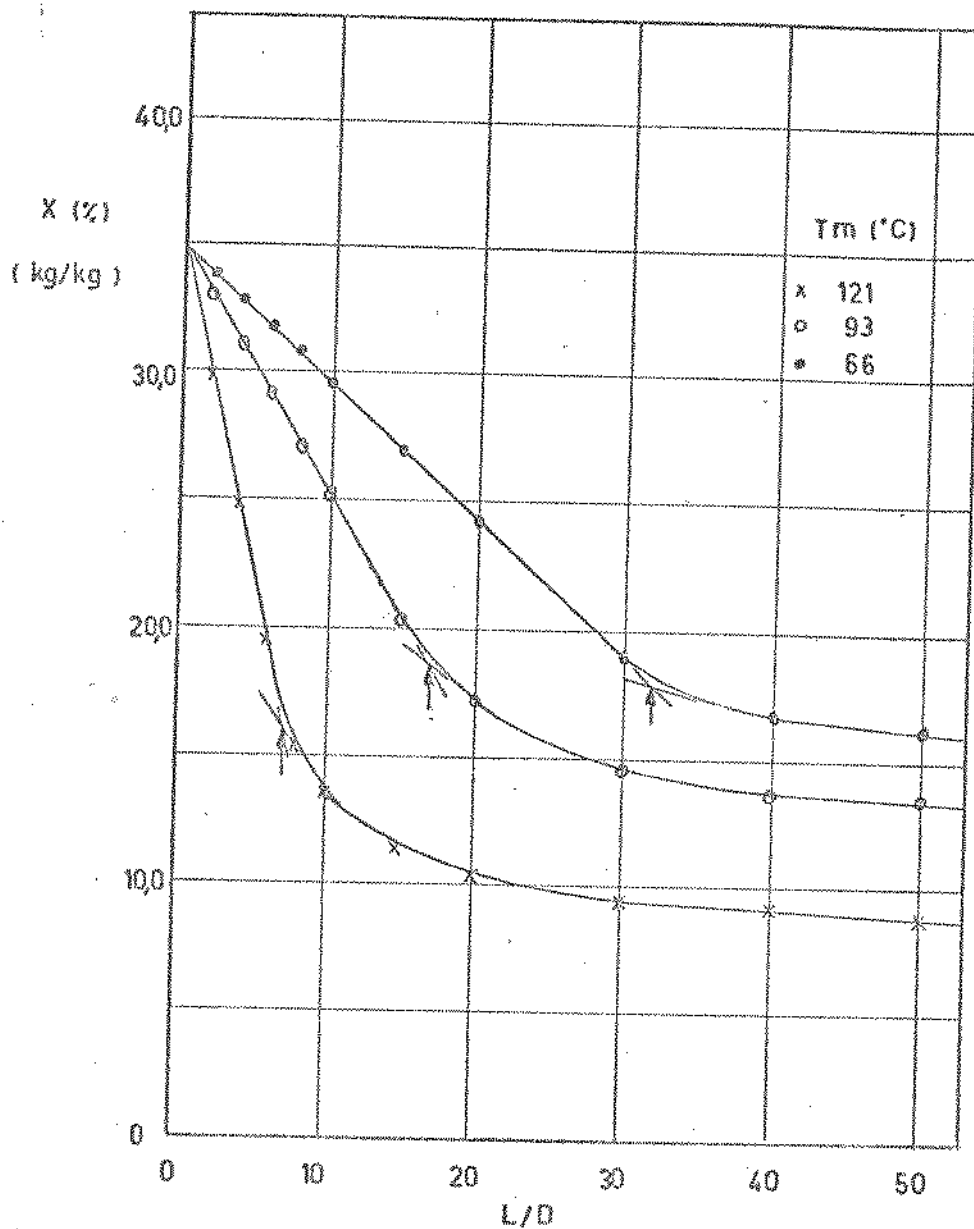


Figura 4.2.5 - Umidade do amido em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 1,69 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 2,54 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\beta^1 = 0,0151$$

$$Re = 30658$$

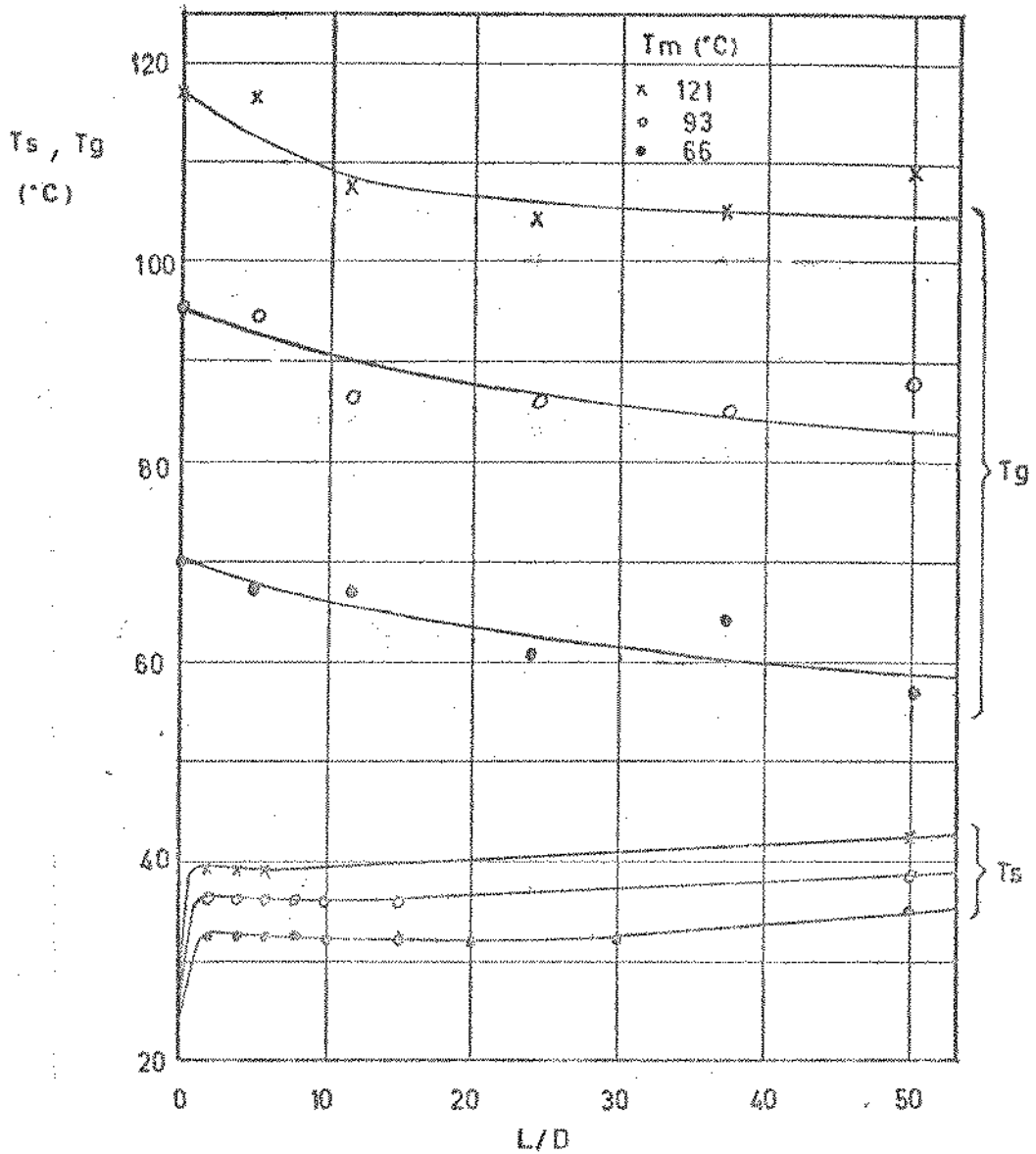


Figura 4.2.6 - Temperatura do ar e do amido em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 1,69 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 2,54 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0151$$

$$Re = 30658$$

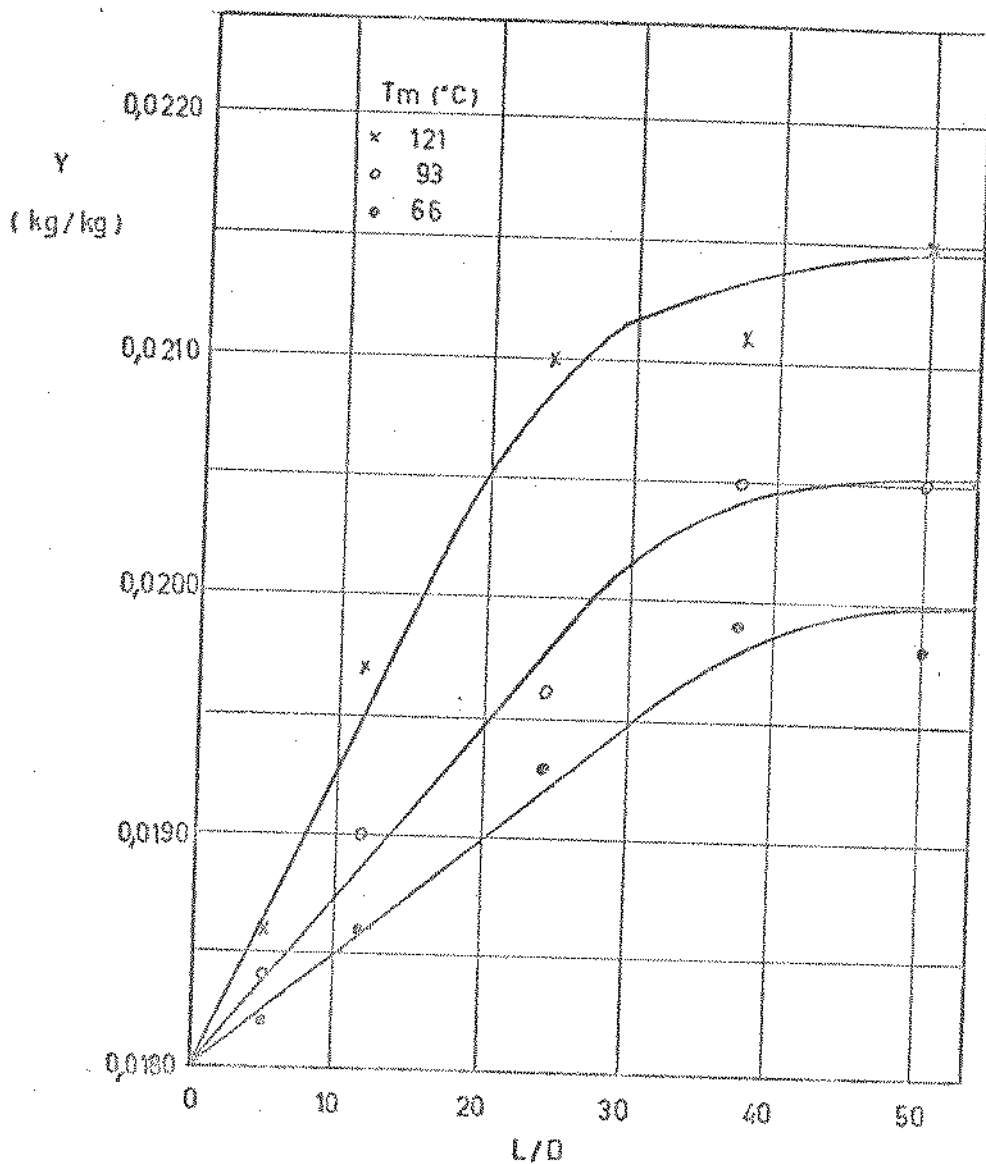


Figura 4.2.7 - Umidade do ar em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 1,47 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 2,00 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0136$$

$$Re = 26672$$

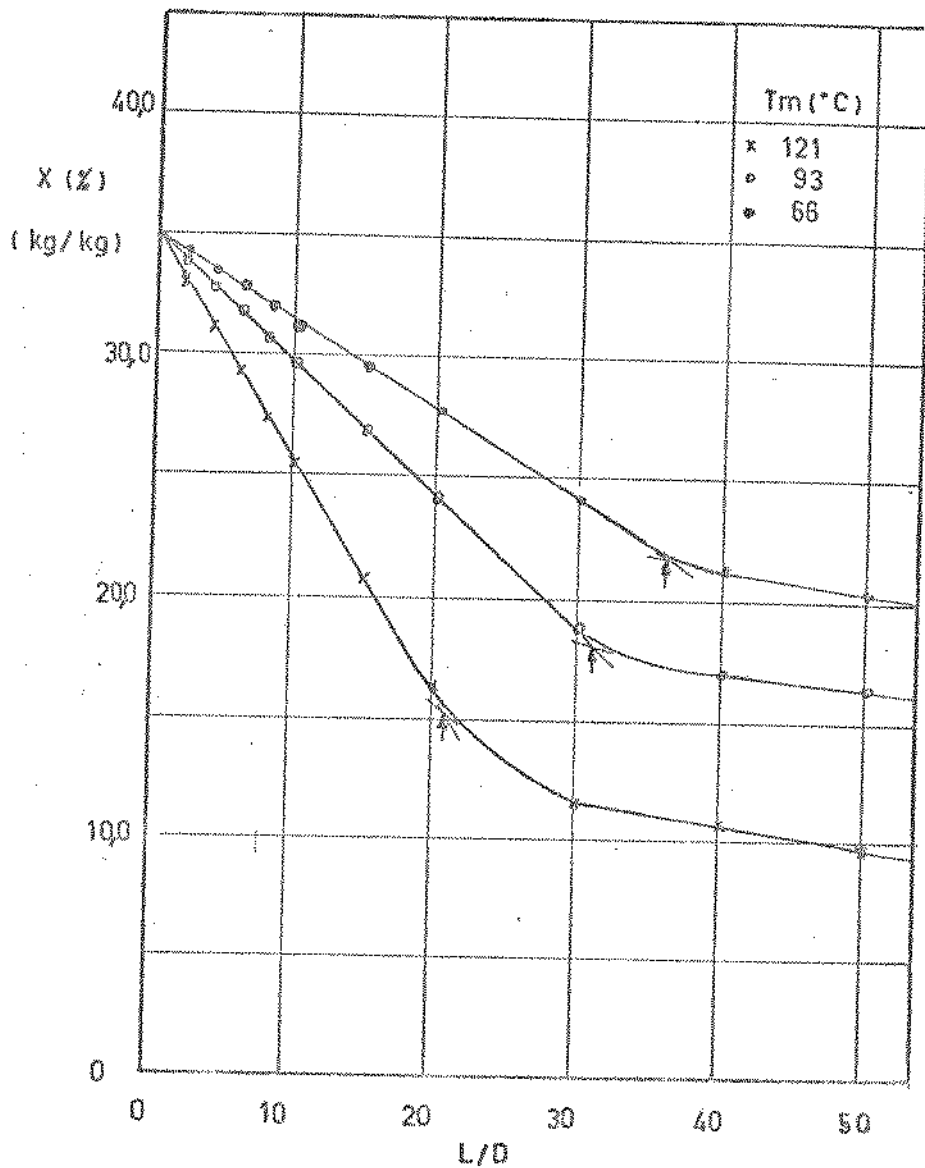


Figura 4.2.8 - Umidade do amido em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 1,47 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 2,00 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0136$$

$$Re = 26672$$

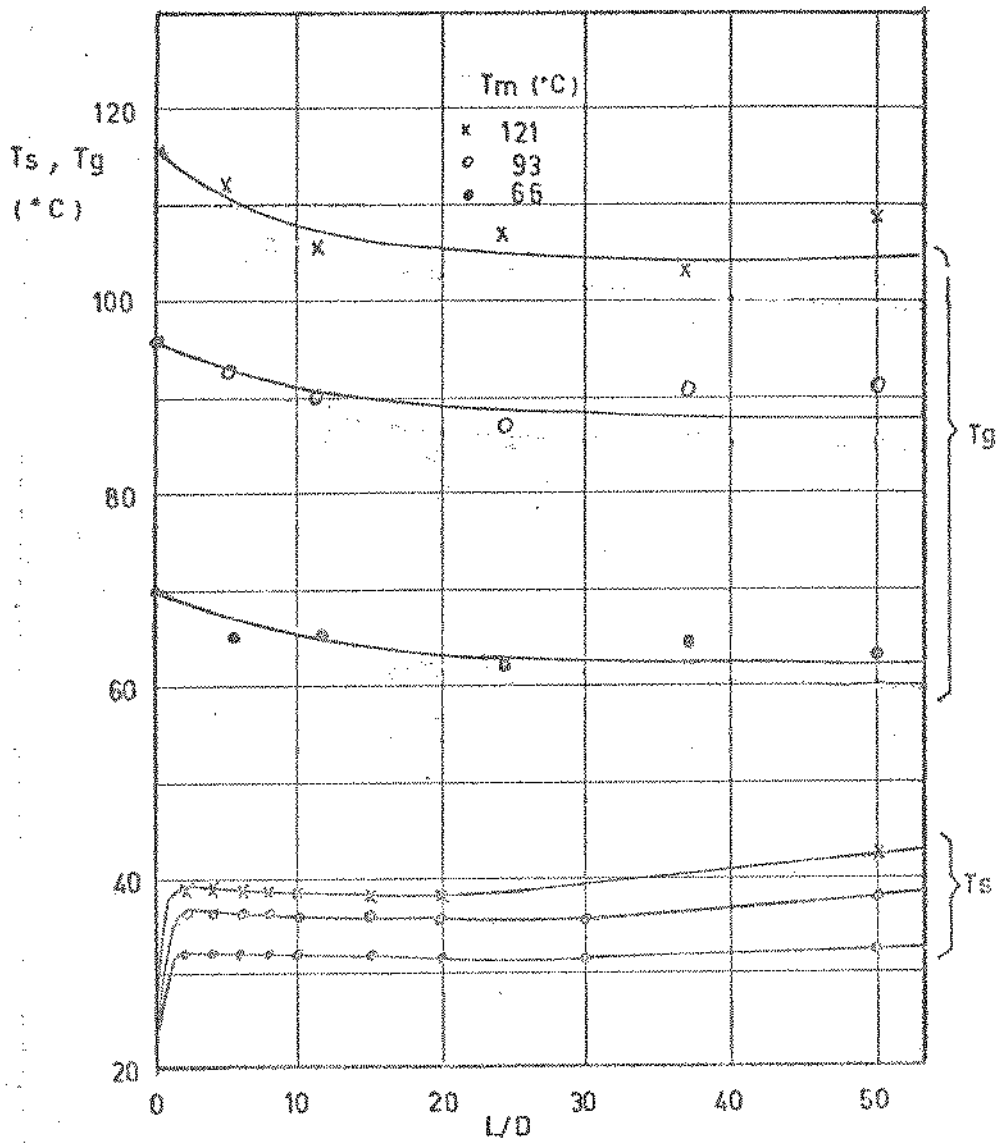


Figura 4.2.9 - Temperatura do ar e do amido em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 1,47 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 2,00 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$f = 0,0136$$

$$Re = 26672$$

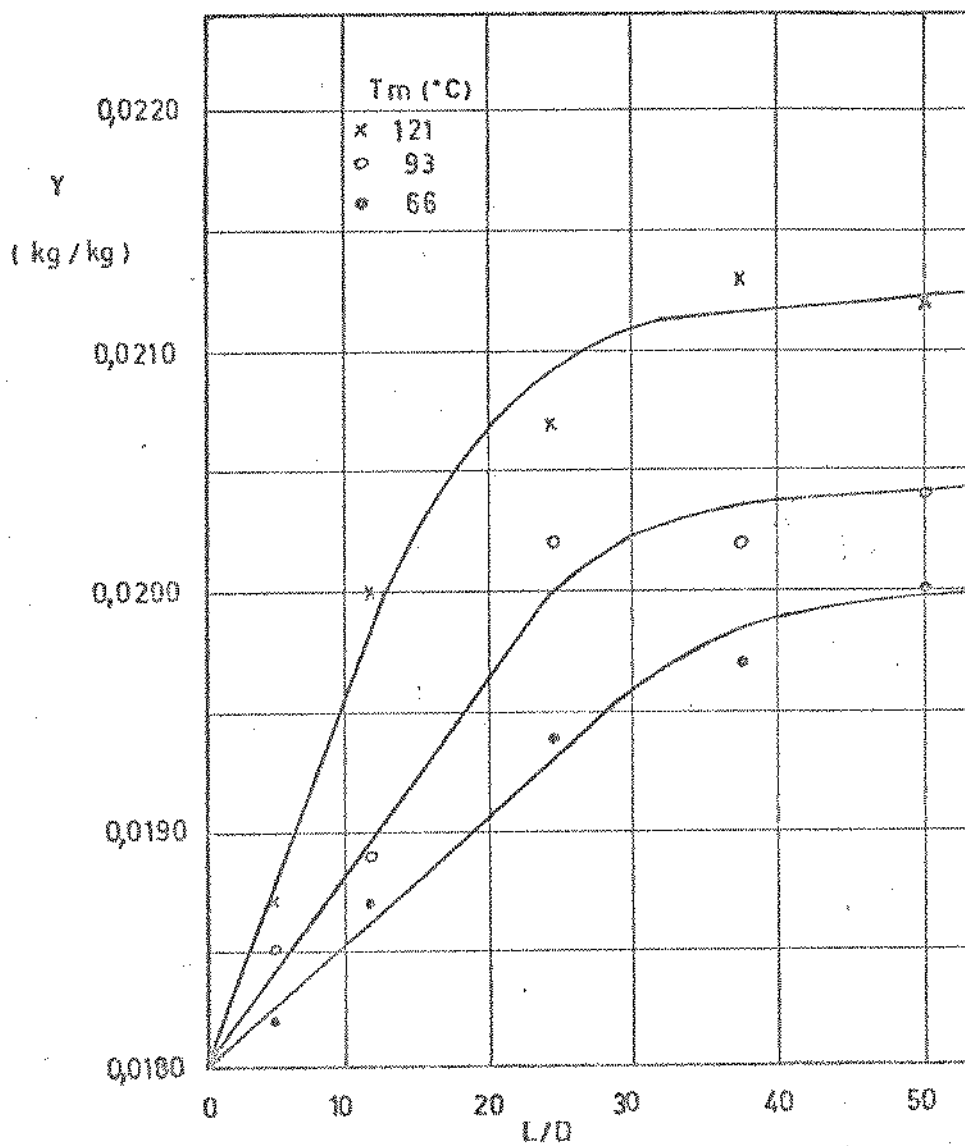


Figura 4.2.10 - Umidade do ar em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 1,09 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 1,51 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\bar{r} = 0,0139$$

$$Re = 19760$$

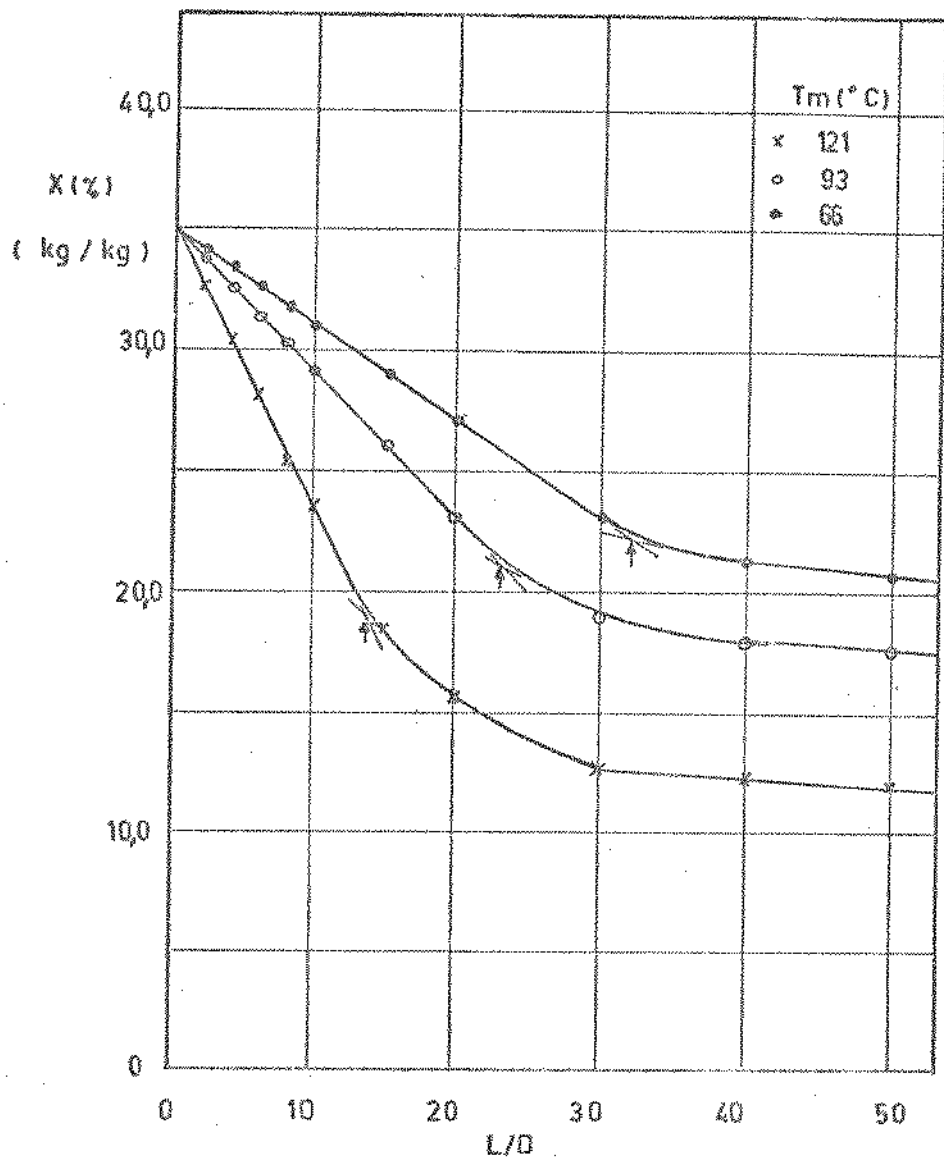


Figura 4.2.11 - Umidade do amido em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 1,09 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 1,51 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0139$$

$$Re = 19760$$

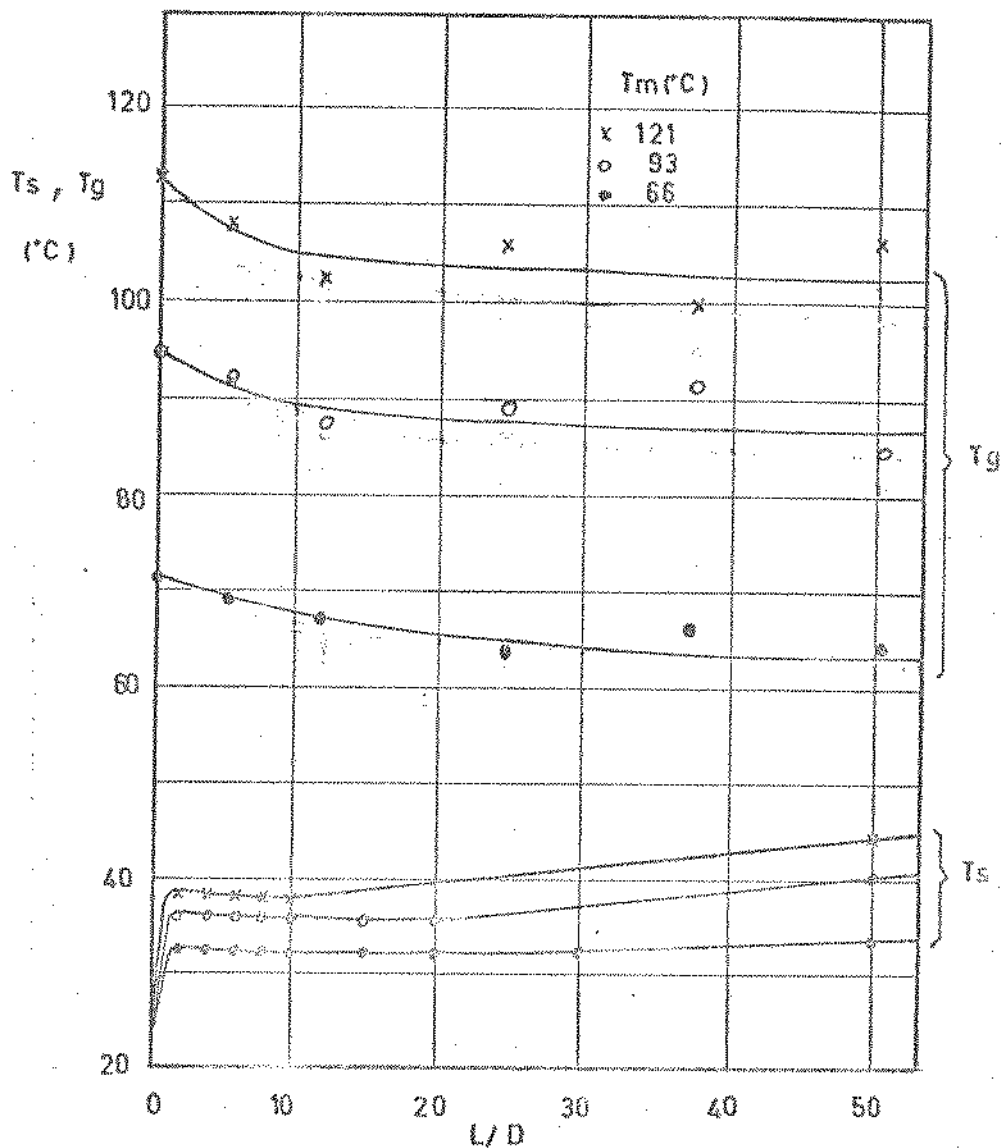


Figura 4.2.12 - Temperatura do ar e do amido em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 1,09 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 1,51 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\bar{\rho} = 0,0139$$

$$Re = 19760$$

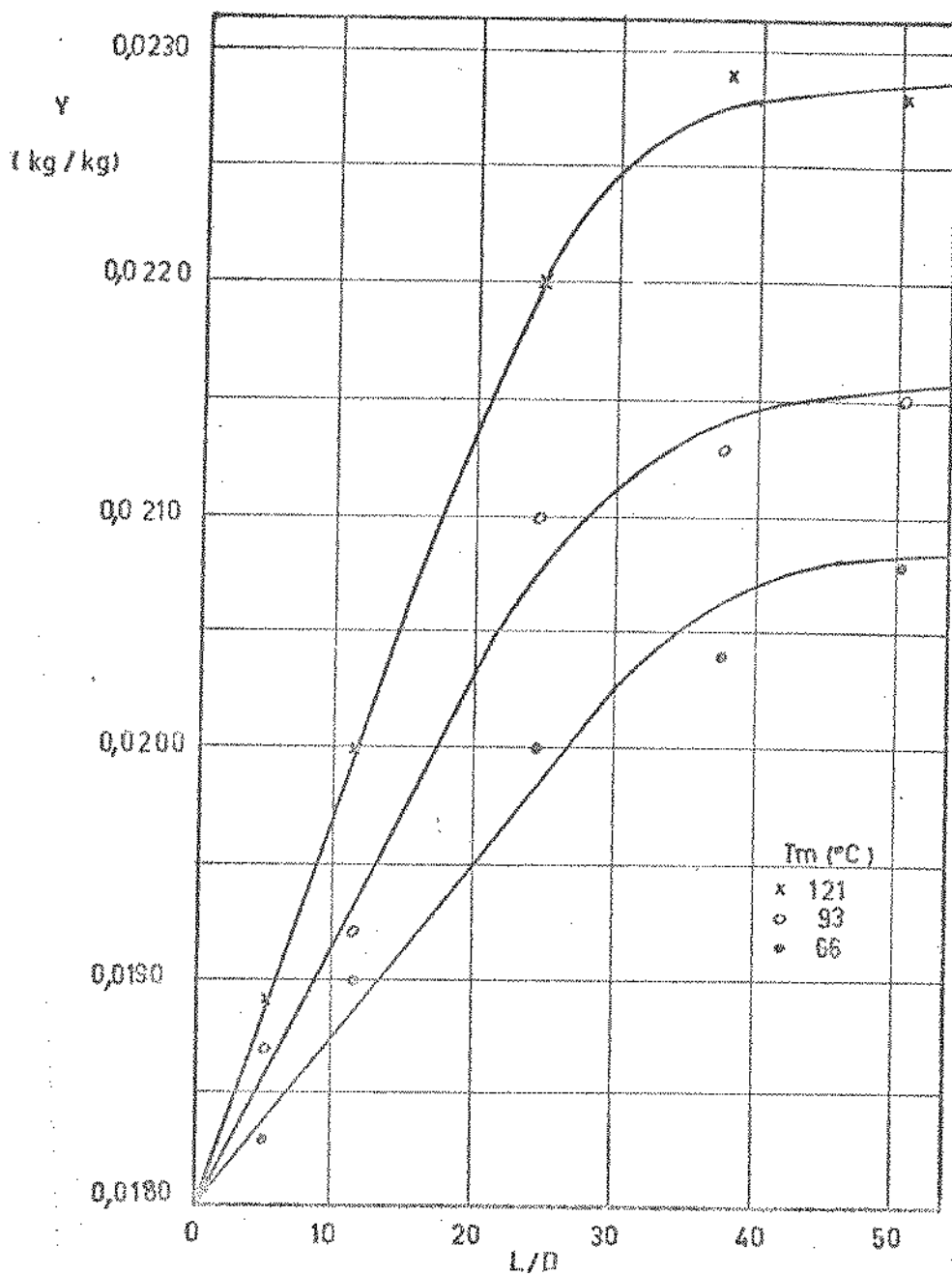


Figura 4.2.13 - Umidade do ar em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 0,73 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 1,69 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0231$$

$$Re = 13238$$

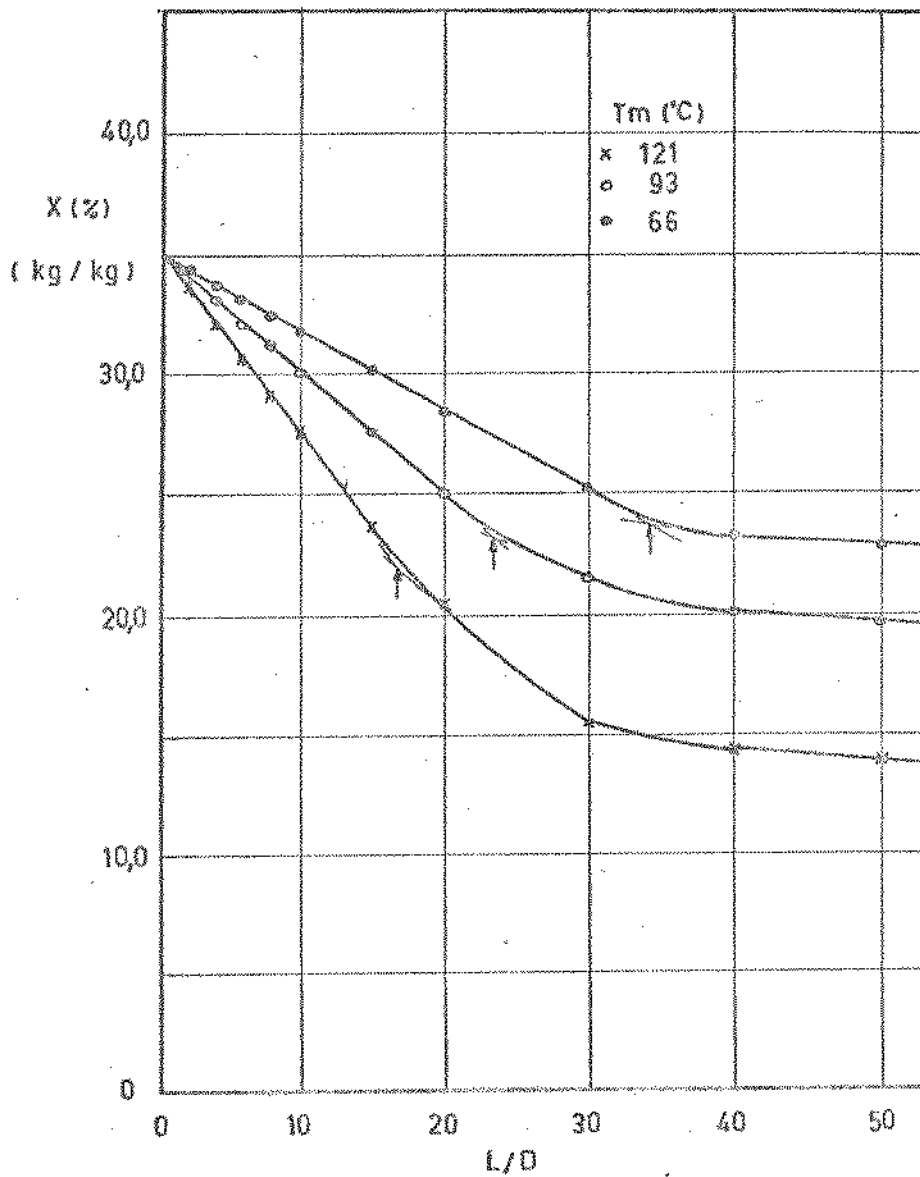


Figura 4.2.14 - Umidade do amido em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 0,73 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 1,69 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0231$$

$$Re = 13238$$

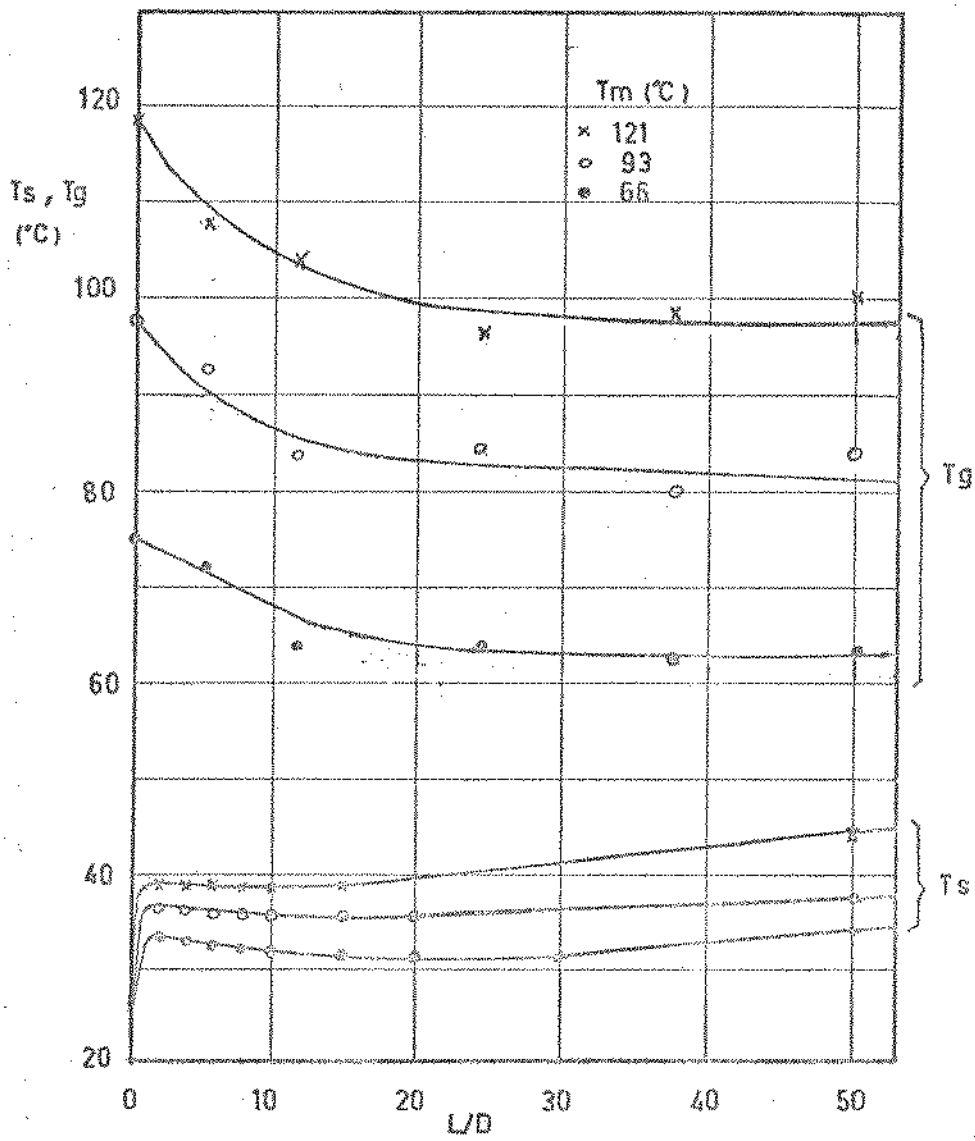


Figura 4.2.15 - Temperatura do ar e do amido em função do comprimento adimensional do tubo

$W_g = 0,73 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$
 $W_s = 1,69 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$
 $\Gamma = 0,0231$
 $Re = 13238$

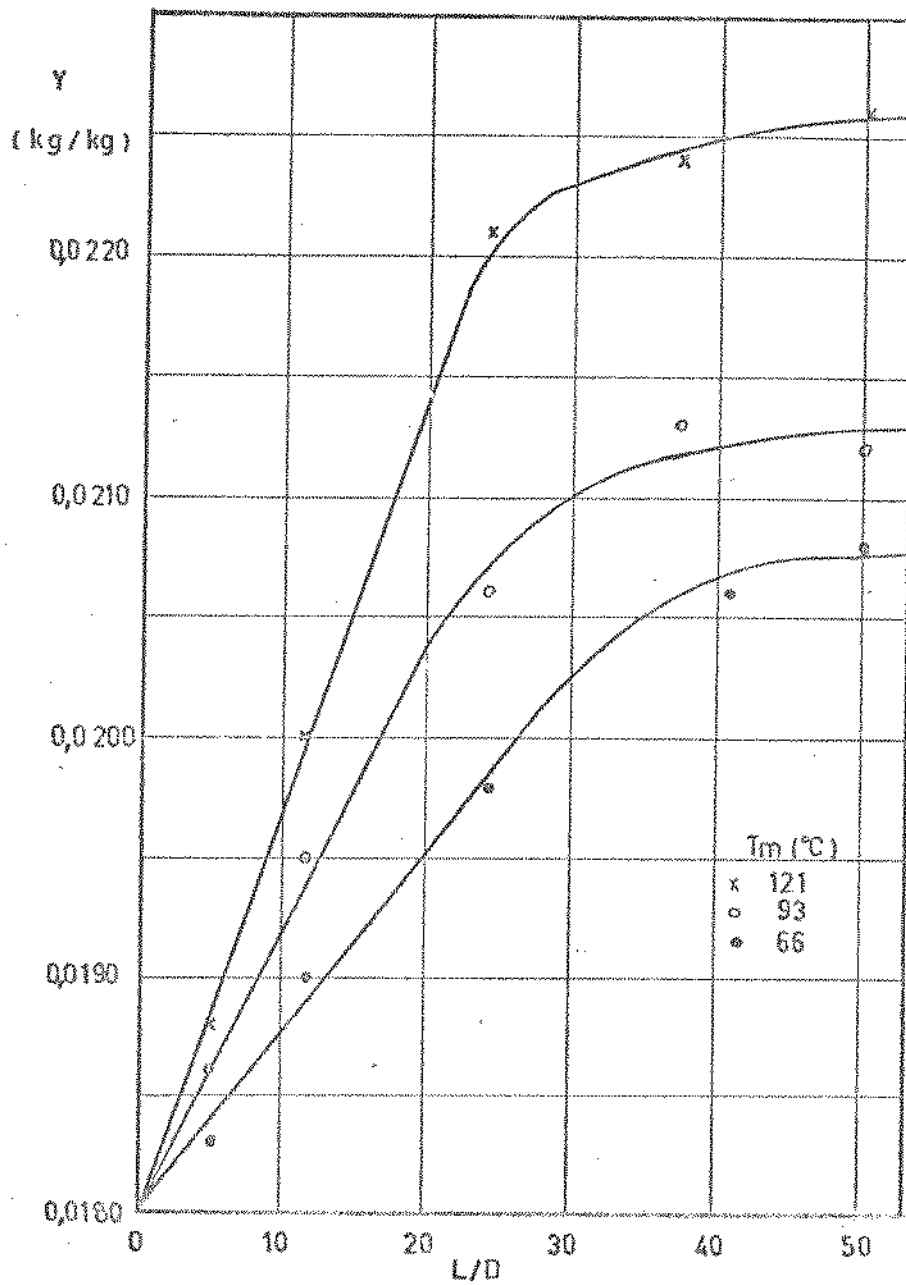


Figura 4.2.16 - Umidade do ar em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 0,58 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 1,22 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0210$$

$$\text{Re} = 10530$$

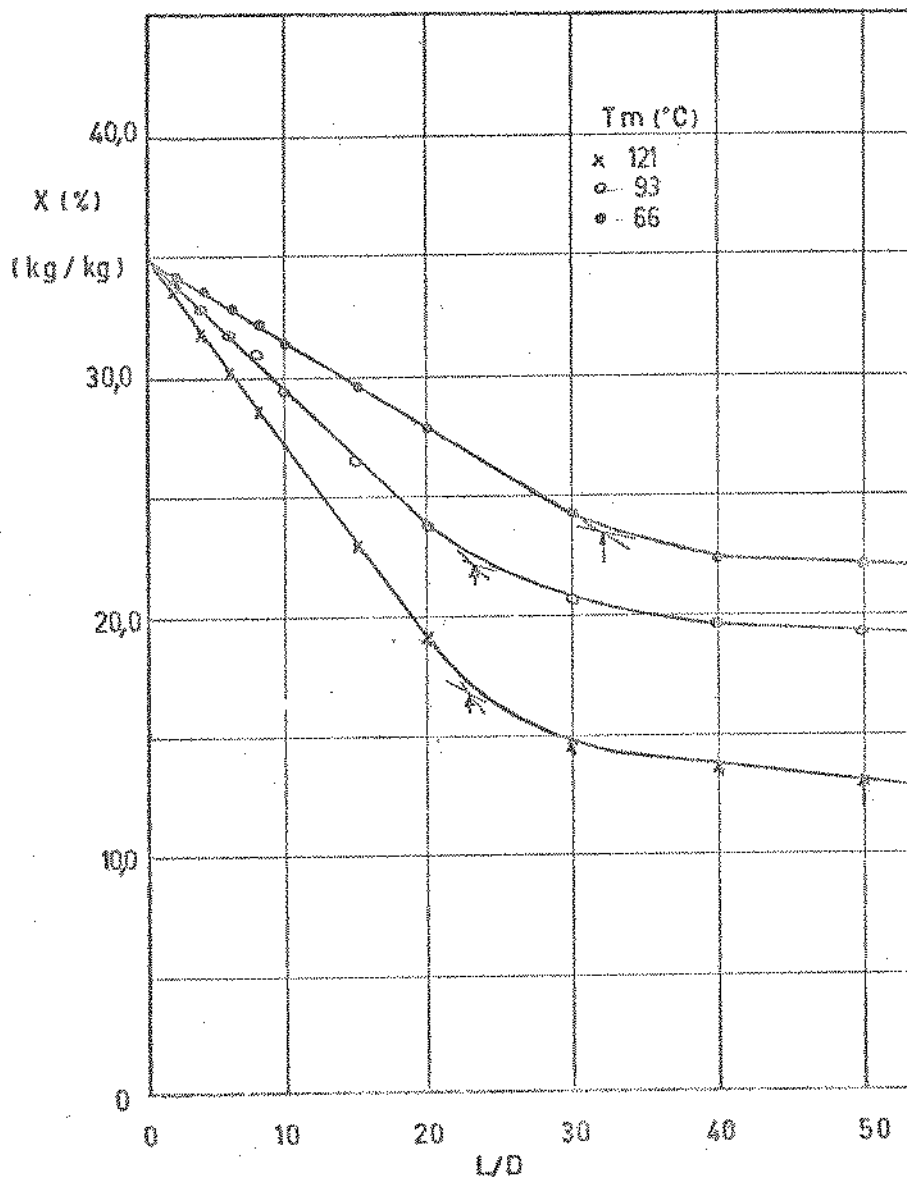


Figura 4.2.17 - Umidade do amido em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 0,58 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 1,22 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0210$$

$$Re = 10530$$

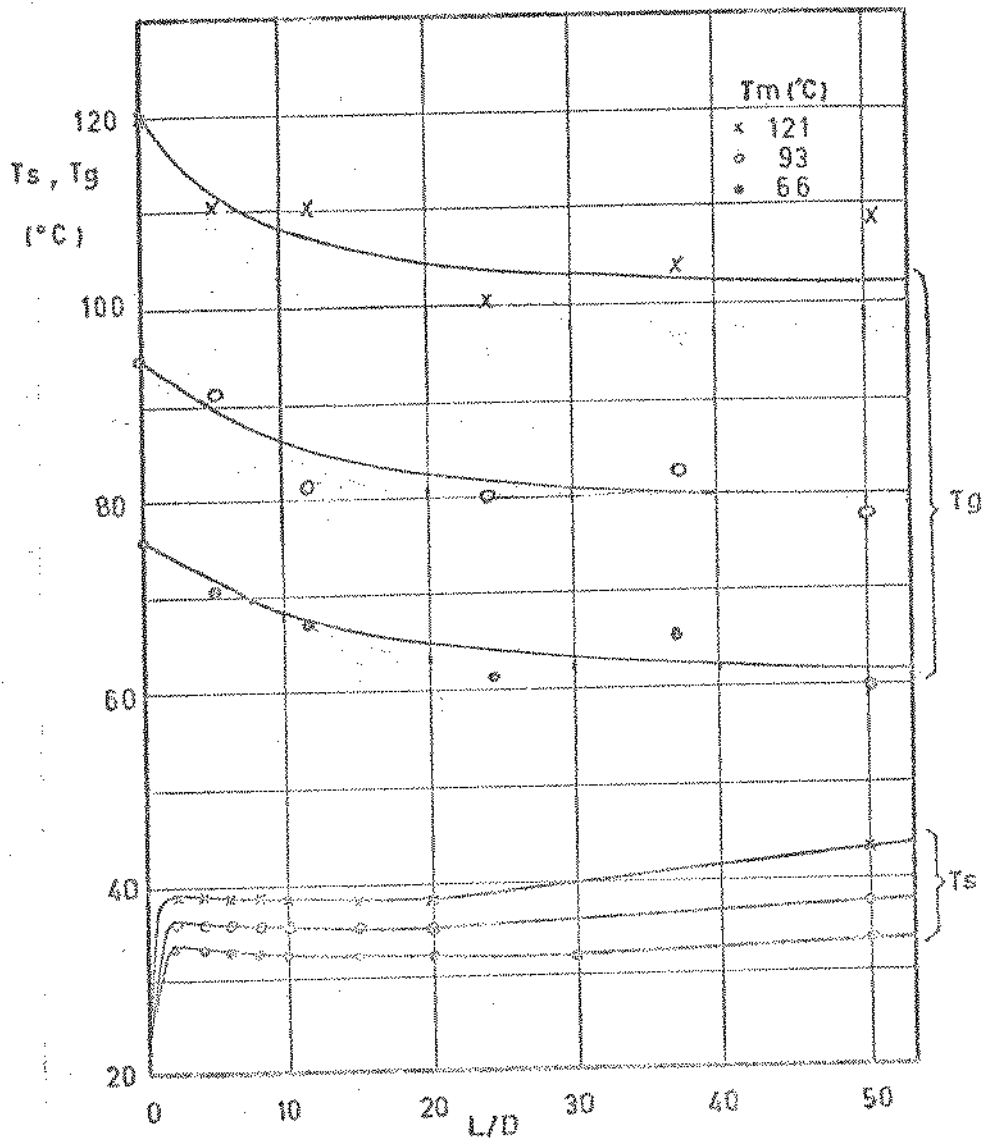


Figura 4.2.18 - Temperatura do ar e do amido em função do comprimento adimensional do tubo

$$W_g = 0,58 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$$

$$W_s = 1,22 \cdot 10^{-4} \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0210$$

$$Re = 10530$$

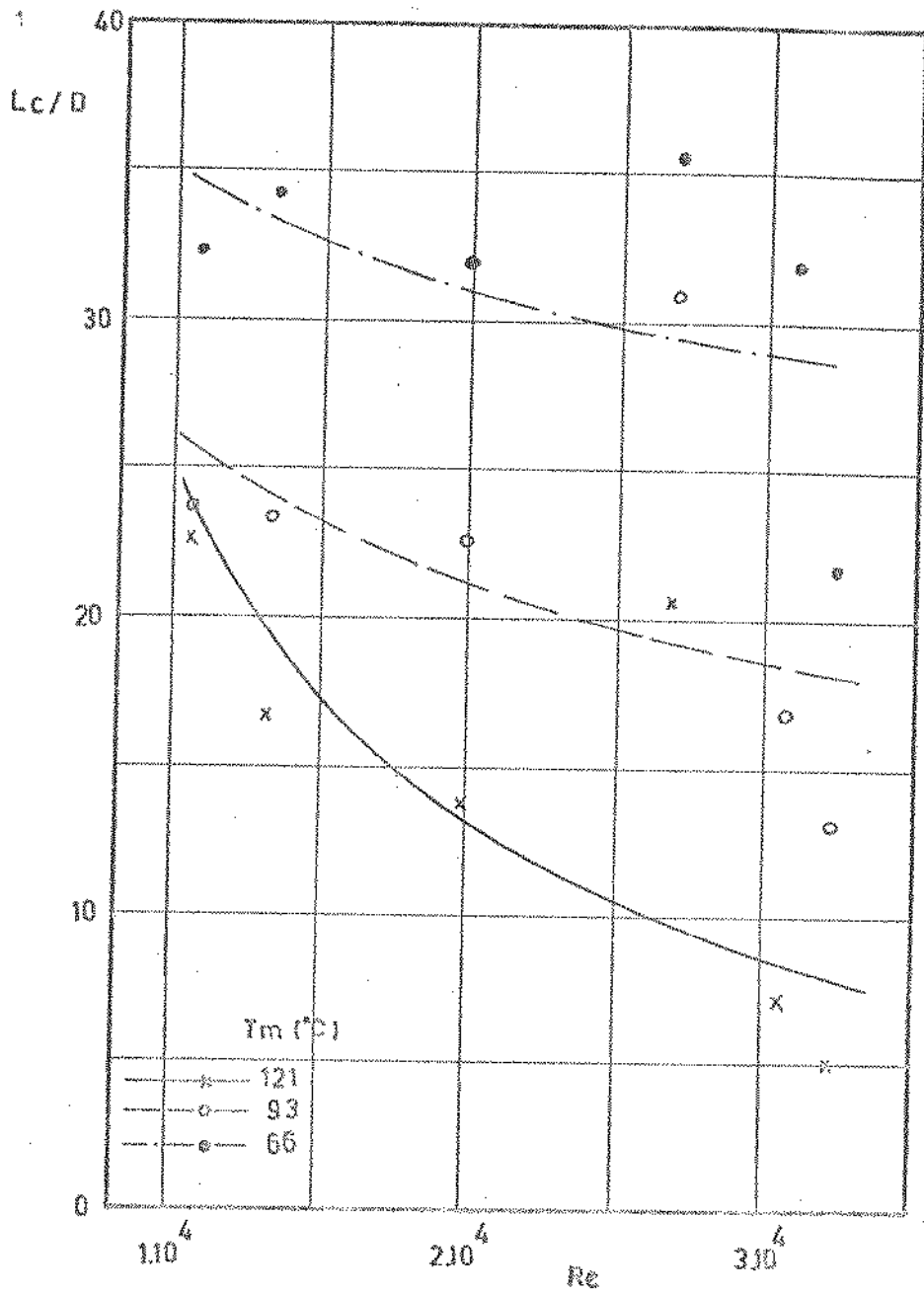


Figura 4.2.19 - Posição adimensional da transição entre os períodos de secagem em função de Reynolds

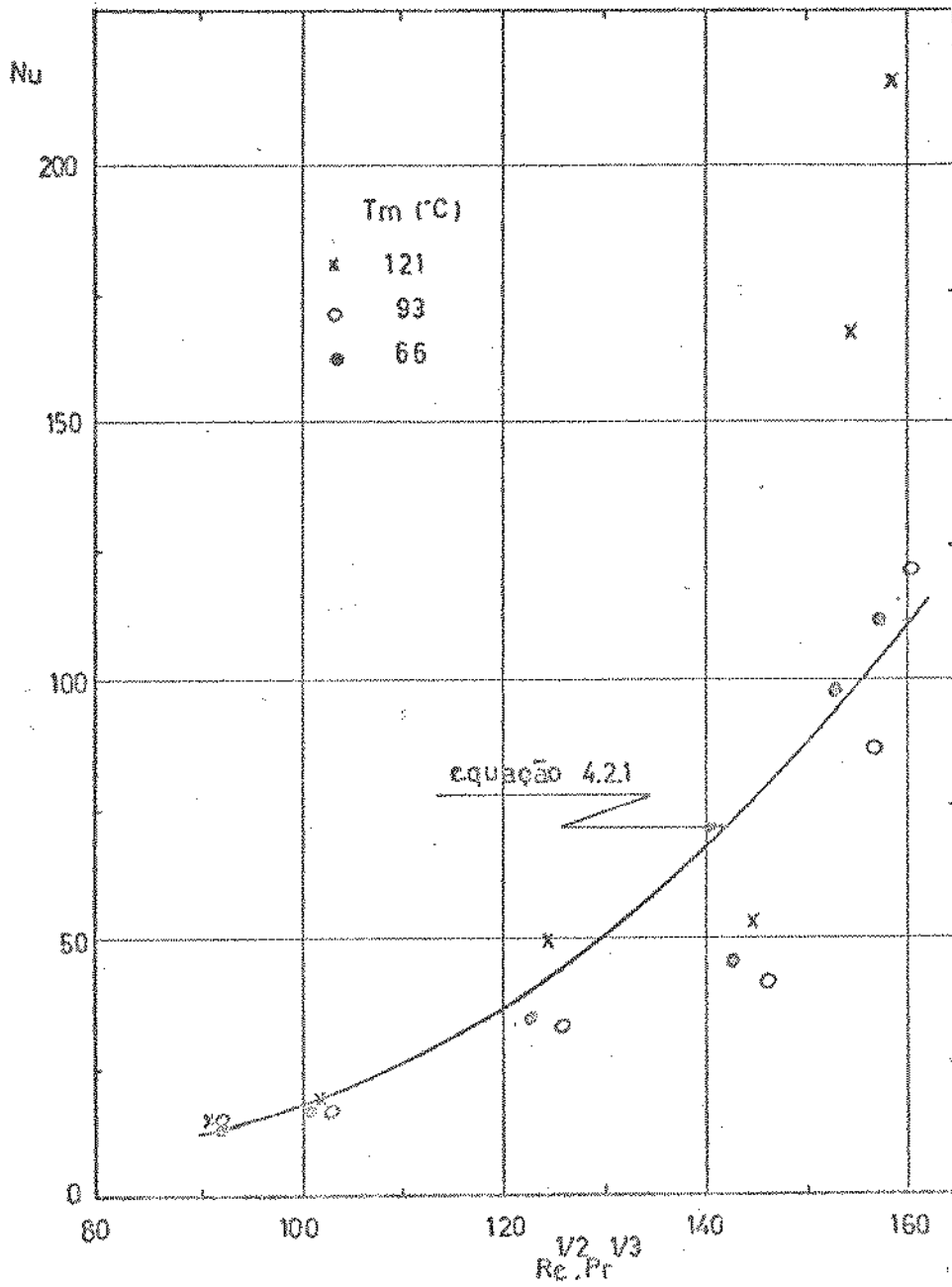


Figura 4.2.20 - Número de Nusselt em função dos números de Reynolds e Prandtl.

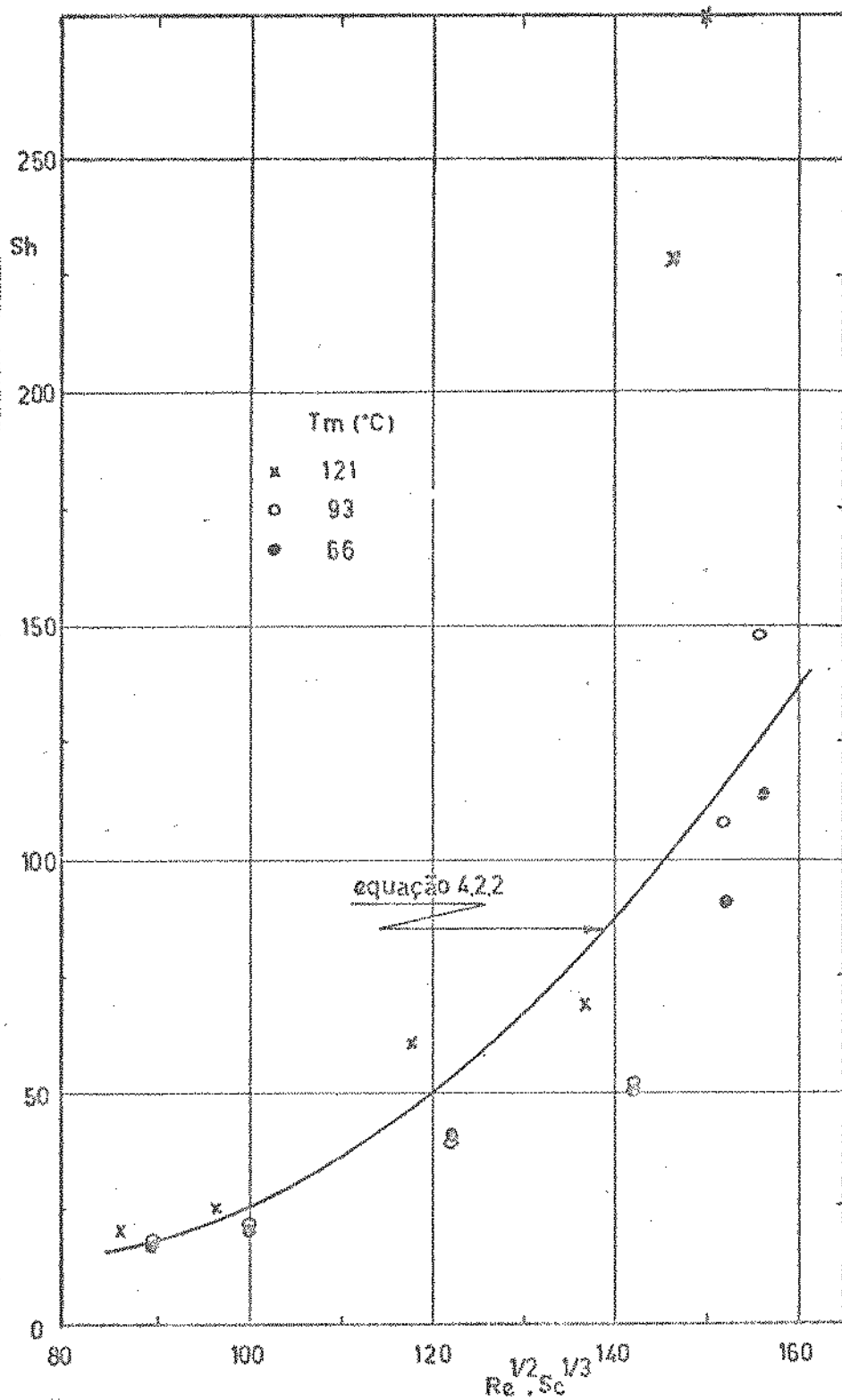


Figura 4.2.21 - Número de Sherwood em função dos números de Reynolds e Schmidt

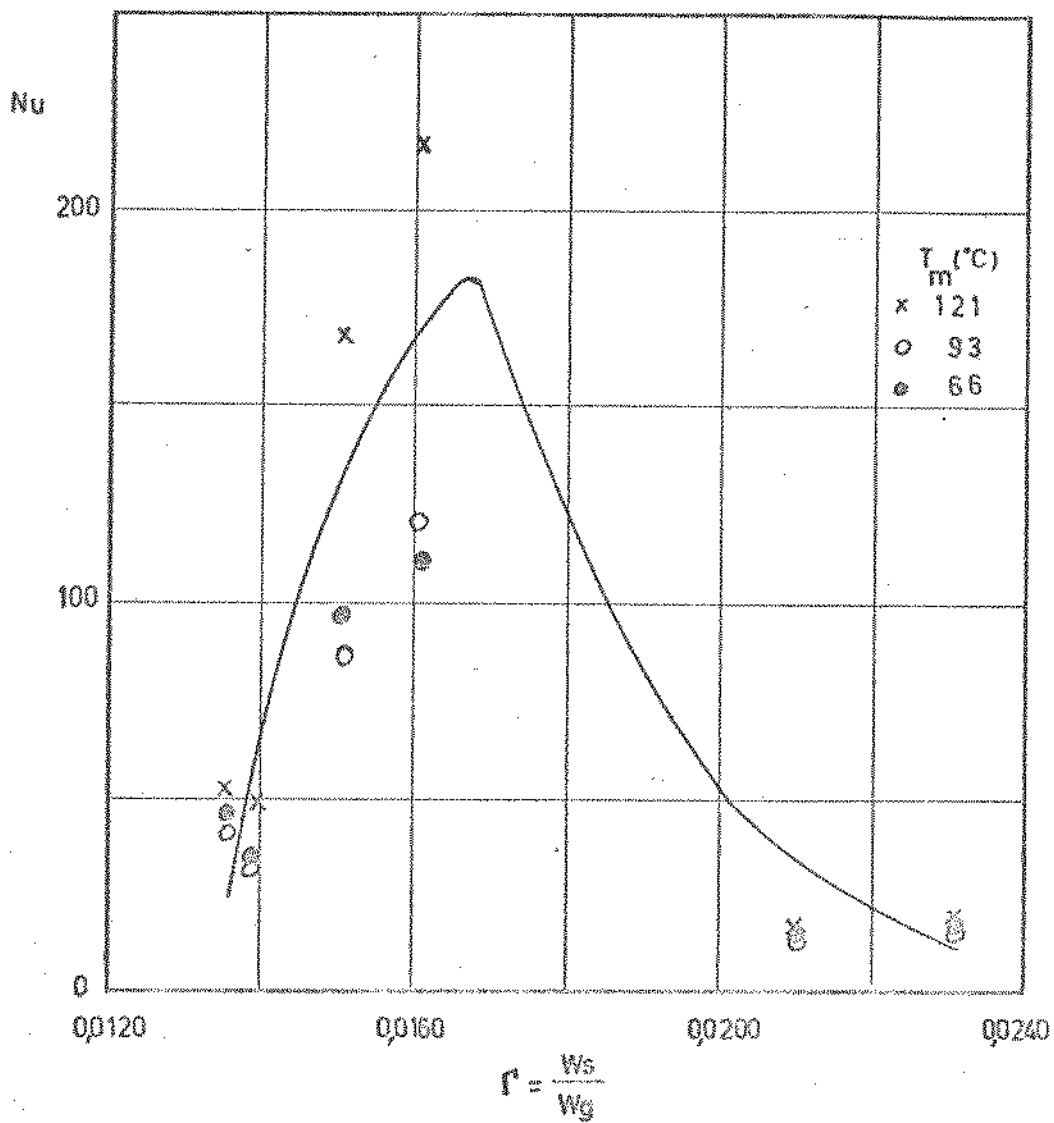


Figura 4.2.22 - Número de Nusselt em função da relação entre as vazões mássicas de sólido e de gás

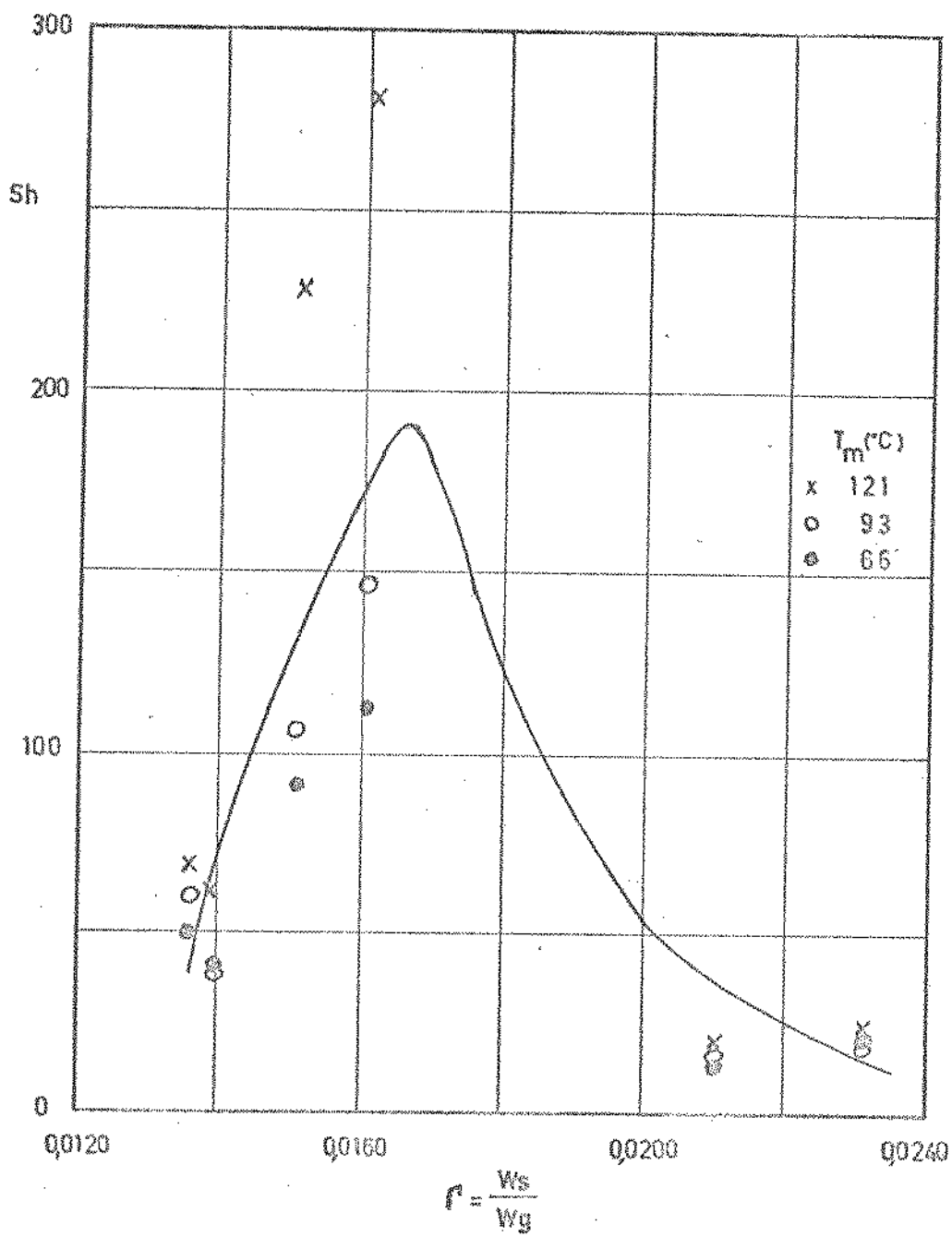


Figura 4.2.23 - Número de Sherwood em função da relação entre
 entre as vazões mássicas de sólido e de gás.

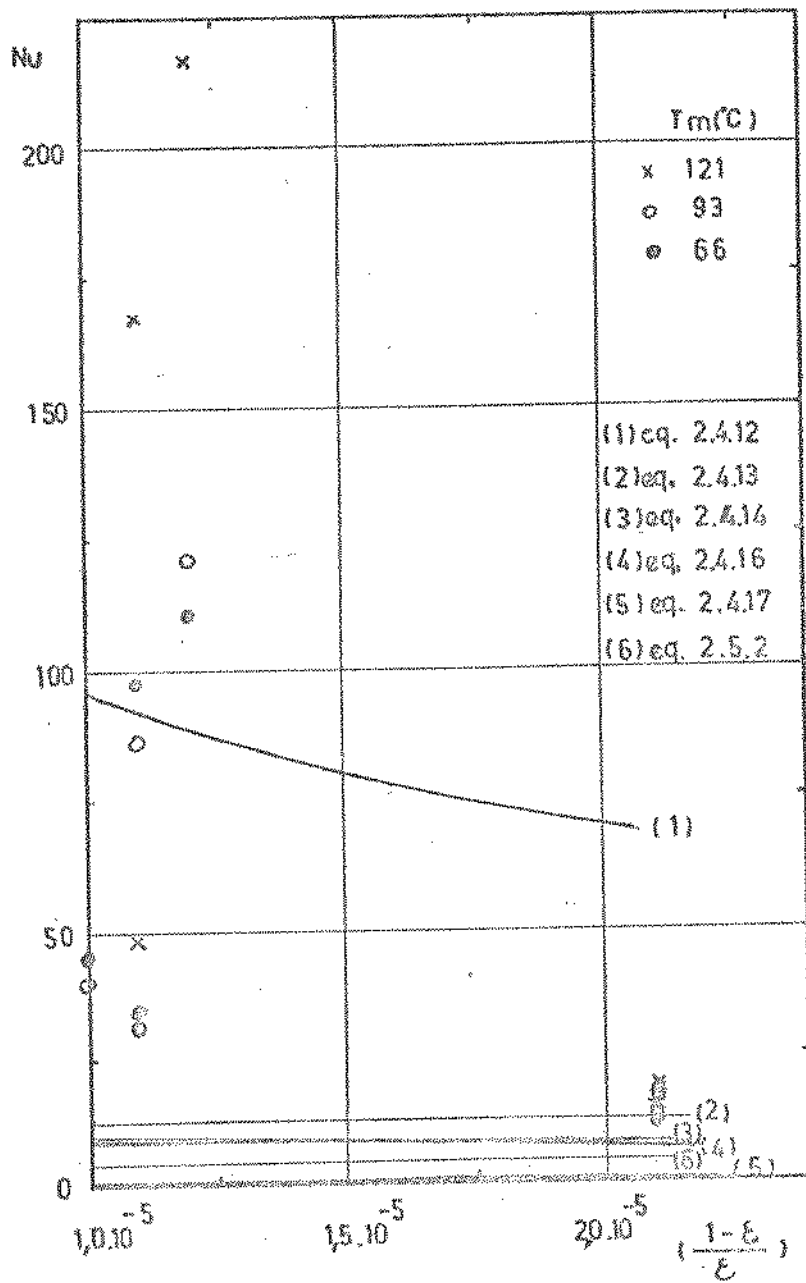


Figura 4.2.24 - Comparação entre os resultados experimentais obtidos para o número de Nusselt e algumas correlações da literatura

Capitulo 5

CONCLUSOES E SUGESTOES

1. A queda de pressão estática em sistemas de escoamentos bifásicos é fator primordial nos projetos e os resultados experimentais mostraram que é considerável a influência da presença de sólidos na queda de pressão e no comprimento de entrada de um escoamento.
2. Nos escoamentos diluídos de amido, tendo vazão de ar fixada, com grumos apresentando diâmetro médio de até 300 μm , não é significativa a influência da vazão de sólidos sobre o comprimento de entrada, queda de pressão estática e fator de fricção, até a relação $W_s/W_g = 0,02$.
3. Como já foi citado no item 4.1 deste trabalho, pode-se utilizar as correlações analisadas da literatura para a previsão da queda de pressão quando se tem escoamento de partículas que não se aglomeram.
4. Os resultados obtidos nos experimentos com amido mostraram que quando se utiliza sólido com tendência à formação de grumos, é necessário, para uma análise mais cuidadosa, o conhecimento prévio dos perfis do diâmetro e da densidade do sólido ao longo do tubo para a posterior utilização das correlações para queda de pressão apresentadas na literatura e citadas no item 2.3 deste trabalho. Os resultados obtidos vêm portanto preencher uma lacuna que existe na literatura sobre este assunto, sendo um primeiro passo na obtenção de correlações que levem em consideração um maior número de parâmetros, e que teriam grande utilidade no projeto de equipamentos que utilizem amido ou sólidos com comportamento semelhante ao do amido, como farinhas,

farelos, cinzas, etc.

5. Seria interessante a realização de experimentos que visassem a obtenção dos perfis de diâmetro e densidade das partículas sólidas em sistemas bifásicos com tendência à formação de grumos. Para isso, seria necessário a retirada de pequenas amostras de sólido em diversos pontos do secador, variando-se nos experimentos as vazões de gás e de sólidos e a umidade do sólido para verificar também a influência desses parâmetros no processo de quebra dos grumos.
6. A realização de experimentos com sólidos de diferentes granulometrias e utilização de dutos com diferentes diâmetros permitiria a verificação da influência do parâmetro adimensional d/D sobre a queda de pressão no sistema bifásico, parâmetro este que é considerado importante por Boothroyd [06] e Khan e Pei [21] para partículas com granulometria fina, que é o caso do amido utilizado neste trabalho.
7. Devido à estreita faixa de valores de Γ fornecidos pelo sistema experimental, não foi possível a verificação da influência deste parâmetro sobre a queda de pressão, a qual seria possível utilizando um sistema experimental que possibilitasse uma faixa mais ampla de valores de Γ . Os resultados experimentais de queda de pressão utilizando amido nesse novo sistema viriam completar os resultados obtidos neste trabalho.
8. Os escoamentos ensaiados foram todos bastante diluídos, com uma faixa estreita de ϵ variando entre 0,999979 e

0,999990, segundo o cálculo sugerido por da Silva e Santana [48] e utilizado neste trabalho, e este fato foi o responsável pelo valor do número de Reynolds da partícula, Re_p , ter se mantido constante para cada temperatura de secagem utilizada. A expansão da faixa de porosidade e a utilização de partículas com diferentes diâmetros, permitiriam a determinação da influência de Re_p sobre a queda de pressão em escoamentos bifásicos, influência esta que deve ser considerada, segundo Boothroyd [06].

9. Pode-se verificar através da figura 4.1.1 que a presença do Venturi na posição de alimentação de produto amenizou consideravelmente a queda de pressão na região de entrada, sendo que seus valores são apenas ligeiramente superiores àqueles obtidos para a região de regime estabelecido. Este resultado também foi obtido por Gasparetto e Pécora [16] e [17], uma vez que esses pesquisadores utilizaram o mesmo equipamento experimental do atual trabalho, e como sólido usaram partículas de amido com 25 μm que não apresentavam tendência à formação de grumos.
10. Resultados experimentais que ampliassem a faixa obtida experimentalmente de Le/D permitiriam uma análise mais profunda da região de entrada dos escoamentos o que levaria à obtenção de correlações válidas para essa região do tubo.
11. A comparação dos resultados aqui obtidos para Le/D com aqueles reportados por Gasparetto e Pécora [16] e [17] mostram que o comprimento de entrada hidrodinâmico

sofre influência do diâmetro das partículas sólidas, sendo estes dois parâmetros diretamente proporcionais.

12. As equações 2.3.20 e 4.1.1 mostram a influência do número de Reynolds sobre o comprimento de entrada para partículas com dimensões de 25 e 300 μm respectivamente e resultados experimentais utilizando partículas com outras dimensões possibilitariam a unificação dessas equações em uma equação em que o parâmetro d/D fosse considerado.

$$\bar{d} = 25 \mu\text{m} \quad L_e/D = 0,00863 \cdot Re_m^{0,718} \quad (2.3.20)$$

$$\bar{d} = 300 \mu\text{m} \quad L_e/D = 0,532 \cdot Re_m^{0,343} \quad (4.1.1)$$

13. O mesmo procedimento proposto no ítem anterior poderia ser utilizado para a união das equações 4.1.2 e 4.1.3 referentes à influência do número de Reynolds sobre a queda de pressão total no regime de escoamento estabelecido.

$$\bar{d} = 25 \mu\text{m} \quad (\Delta p/L)_T = 2,93 \cdot 10^{-6} \cdot Re_m^{1,62} \quad (4.1.2)$$

$$\bar{d} = 300 \mu\text{m} \quad (\Delta p/L)_T = 0,0376 \cdot Re_m^{0,707} \quad (4.1.3)$$

14. Os resultados experimentais dos ensaios de secagem são úteis na medida em que permitem uma análise minuciosa do que ocorre no interior do tubo de secagem ao longo de todo seu comprimento.

15. Os resultados permitem determinar um comprimento efetivo para o projeto de secadores pneumáticos para sólidos com características semelhantes ao amido. As curvas de $L_c/D \times Re$ indicam que é acentuada a dependência da duração do período de velocidade constante de secagem com o aumento da temperatura de

- secagem, fator este que deve ser levado em consideração no dimensionamento de secadores pneumáticos.
16. Os resultados obtidos para os números de Nusselt e Sherwood possuem grande utilidade pois podem ser tomados, na falta de melhores dados, como valores estimativos para sistemas semelhantes aos analisados, uma vez que valores para esses grupos adimensionais em processos de secagem pneumática de alimentos não são encontrados na literatura.
 17. Seria interessante a verificação da influência da concentração de sólidos sobre os números de Nusselt e Sherwood, mas devido às limitações do sistema experimental, como citado anteriormente, isto não foi possível neste trabalho. Portanto, fica como sugestão para trabalhos futuros essa verificação para sistemas ar-amido e também para outros materiais. Deve-se considerar que no cálculo desses adimensionais foi utilizado um diâmetro médio do grumo obtido a partir de uma estimativa, como descrito no item 3.3 deste trabalho, sendo que todos os cálculos efetuados estão diretamente associados a este diâmetro.
 18. Os resultados obtidos por Debrand [12] na secagem pneumática de folhas de tomate picadas ($100 < d < 120 \mu\text{m}$) forneceram valores de Nusselt na faixa de 3,5 a 30,8, em experimentos onde os valores da velocidade relativa gás-partícula cobriam uma ampla faixa ($60 < Re_p < 330$). Valores de Nusselt próximos à faixa obtida por Debrand [12] também foram obtidos neste trabalho em alguns experimentos. Os maiores afastamentos da faixa de

Nusselt citada anteriormente ocorreram nos escoamentos em que a temperatura do gás era de 121°C . Provavelmente nesta temperatura a quebra dos grumos foi favorecida em função da secagem mais rápida das partículas, portanto, o diâmetro médio dos grumos utilizado nos cálculos foi maior que o real, ocasionando a obtenção de um número de Nusselt também maior que o real.

19. Um interessante trabalho experimental seria a obtenção dos coeficientes de transferência de calor e de transferência de massa na secagem de um mesmo produto em diferentes tipos de secadores, visando uma comparação entre esses equipamentos. Este trabalho possibilitaria a escolha do secador que mais se adaptasse a cada tipo de produto analisado.

20. Como outra sugestão para trabalhos futuros está a obtenção da modelagem matemática de secadores pneumáticos para partículas de granulometria fina como o amido. Poderia ser tentado, neste caso, a utilização do método proposto por Mujumdar [31] sendo necessário provavelmente algumas modificações às equações devido a dificuldades na utilização desse modelo pelo pequeno diâmetro das partículas. Esses resultados iriam servir para comparação com os obtidos experimentalmente neste trabalho além de mostrar a adequação do tipo de abordagem dado por Mujumdar [31] a problemas desse tipo.

BIBLIOGRAFIA

- [01] ASHRAE - "Handbook of Fundamentals" - capítulo 5,
Psychrometrics - American Society of Heating, Refrigerating
and Air-conditioning Engineers, INC. USA, 1977.
- [02] Bandrowski, J. e Kaczmarzyk, G. - "Gas-solid Heat Transfer
Coefficient in Vertical Pneumatic Transport" - Int. Chem.
Engng., 20, (1) 98-110, 1980.
- [03] Bandrowski, J. e Kaczmarzyk, G. - "Some Aspects of the
Operation and Design of Vertical Pneumatic Conveying" -
Powder Technology, 28, 25-33, 1981.
- [04] Barr, D.J. - "Developments in Flash Drying" - Drying's 80,
A.S. Mujumdar Ed., Hemisphere Publishing Corporation,
vol. 1, 170-173, USA, 1980.
- [05] Bird, R.B.; Stewart, W.E. e Lightfoot, E.N. - "Transport
Phenomena", John Wiley & Sons, USA, 1960.
- [06] Boothroyd, R.G. - "Pressure Drop in Duct Flow of Gaseous
Suspensions of Fine Particles" - Trans. Instn. Chem.
Engrs., 44, 306-313, 1966.
- [07] Bruin, S. e Luyben, K.Ch.A.M. - "Drying of Food Materials:
A Review on Recent Developments" - Advances in Drying, A.S.
Mujumdar Ed., Hemisphere Publishing Corporation, Vol. 1,
155-215, USA, 1980.

- [08] Capes, C.E. e Nakamura, K. - "Vertical Pneumatic Conveying: An Experimental Study with Particles in the Intermediate and Turbulent Flow Regimes" - Can. J. Chem. Eng., 51, 31-38, 1973.
- [09] Chand, P. e Ghosh, D.P. - "Critical Analysis of Pressure Drop under Pneumatic Conveyance of Solids" - J. Agric. Engng. Res., 13 (1), 36-43, 1968.
- [10] Chukhanov, Z.F. - "Heat and Mass Transfer between Gas and Granular Material - Part III" - Int. J. Heat Mass Transfer, 14, 337-351, 1971.
- [11] Coulson, J.M. e Richardson, J.F. - "Chemical Engineering", Oxford, Pergamon, 2 ed., GB, 1970.
- [12] Debrand, S. - "Heat Transfer during a Flash Drying Process" - Ind. Eng. Chem., Proc. Des. Dev., 13 (4), 396-404, 1974.
- [13] Deissler, R.G. - NACA TN 3016, USA, 1953.
- [14] Farbar, L. - "Flow Characteristics of Solids-Gas Mixtures in a Horizontal and Vertical Circular Conduit" - Ind. Eng. Chemistry, 41 (6), 1184-1191, 1949.
- [15] Farbar, L. e Morley, M.J. - "Heat Transfer to Flowing Gas-Solids Mixtures in a Circular Tube" - Industrial and Engineering Chemistry, 49 (7), 1143-1150, 1957.

- [16] Gasparetto, C.A. e Pécora, A.A.B. - "Pressure and Temperature Profiles in a Gas-Solid Flow" - X Congresso Interamericano, VII Congresso Chileno de Ingenieria Quimica, 1, 176-180, Chile, 1983.
- [17] Gasparetto, C.A. e Pécora A.A.B. - "Determinação da Perda de Carga e do Coeficiente de Transferência de Calor num Escoamento Gás-Sólidos" - VII Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica, pp 109-118, Uberlândia, MG, 1983.
- [18] Gordon, C.W. - "Flash Drying" - Chem. Engng. Progress, 45, (8), 477-481, 1949.
- [19] Jewell, J.N.; Harper, D.O. e Plank, C.A. - "Pneumatic Conveying Drying of Cut Tobacco" - Drying's 80, A.S. Mujumdar Ed., Hemisphere Publishing Corporation, 174-179, USA, 1980.
- [20] Keey, R.B. - "Drying Principles and Practice", Pergamon Press, New York, 1972.
- [21] Khan, J.I. e Pei, D.C. - " Pressure Drop in Vertical Solid-Gas Suspension Flow" - Ind. Eng. Chem., Proc. Des. Dev., 12 (4), 428-431, 1973.
- [22] Kmiec, A.; Mielczarski, S. e Pajakowska, J. - "An Experimental Study on Hydrodynamics of a System in a Pneumatic Flash Dryer" - Powder Technology, 20, 67-74, 1978.

- [23] Leung, L.S. e Wiles, R.J. - "A Quantitative Design Procedure for Vertical Pneumatic Conveying Systems" - Ind. Eng. Chem., Proc. Des. Dev., 15 (4), 552-557, 1976.
- [24] Leung, H.K. e Steinberg, M.P. - "Water Binding of Food Constituents as Determined by NMR, Freezing, Sorption and Dehydration" - Journal of Food Science, 44, 1212-1216, 1979.
- [25] McCabe, W.L. e Smith, J.C. - "Unit Operations of Chemical Engineering", 3 ed., McGraw-Hill Kogakusha, Ltd., Tokyo, 1956.
- [26] Martin, H.E. e Saleh, A.H. - "The Drying of Fine Granular Material in a Pneumatic Drier" - Int. Chem. Eng., 24 (1), 13-22, 1984.
- [27] Massarani, G. e Santana, C.C. - "Força Resistiva Sólido-Fluido em Sistemas Particulados de Porosidade Elevada", Revista Brasileira de Tecnologia, 11, 45-50, 1980.
- [28] Masters, K. - "Flash Drying - Short Course on Drying Fundamentals and Practice", DEQ-EPUSP, São Paulo, 1982.
- [29] Mendes, M.J. - "Modelamento de Secadores Pneumáticos", I Congresso Brasileiro de Engenharia Química, São Paulo, 1976.

- [30] Mickley, H.S.; Sherwood, T.K. e Reed, C.E. - "Applied Mathematics in Chemical Engineering" - McGraw-Hill Book Company, INC, Kogakusha Company LTD, Tokyo, 1957.
- [31] Mujumdar, A.S - Notas de Aula - Curso de Secagem, DEQ-EPUSP, São Paulo, 1983.
- [32] Nonhebel, G. e Moss, A.A.H. - "Drying of Solids in the Chemical Industry" - Butterworth & Co Ltd., GB, 1971.
- [33] Pêcora, A.A.B. - "Estudo Sobre Secagem de Amido num Secador Pneumático" - Relatório pesquisa n 01 à FAPESP, processo 19 - téc. industriais 81/0067-5, Agosto 1981.
- [34] Pêcora, A.A.B. - "Estudo Sobre Secagem de Amido num Secador Pneumático" - Relatório pesquisa n 02 à FAPESP, processo 19 - téc. industriais 81/0067-5, Fevereiro 1982.
- [35] Pêcora, A.A.B. - "Estudo Sobre Secagem de Amido num Secador Pneumático" - Relatório pesquisa n 04 à FAPESP, processo 19 - téc. industriais 81/0067-5, Fevereiro 1983.
- [36] Pêcora, A.A.B. - "Estudo Experimental do Escoamento Gás-Sólidos em Fase Diluída com Transferência de Calor e Massa" - Relatório pesquisa n 02 à FAPESP, processo 83/2205-1, Fevereiro 1985.

- [37] Pêcora, A.A.B. e Gasparetto, C.A. - "Análise da Secagem de amido num Sistema Pneumático" - I Congresso de Iniciação Científica e Tecnológica em Engenharia, p. 133 - EESC-USP, São Carlos, 1982.
- [38] Pêcora, A.A.B. e Gasparetto, C.A. - "Análise da Secagem de amido num Sistema Pneumático" - I Encontro Interno Estudantil de Pesquisa, p. 51 - UNICAMP, Campinas, 1983.
- [39] Pêcora, A.A.B. e Gasparetto, C.A. - "Queda de Pressão em Escoamentos Gás-Sólidos Diluídos" - XII Encontro sobre Escoamentos em Meios Porosos - Maringá, PR, 1984, no prelo.
- [40] Pêcora, A.A.B. e Gasparetto, C.A. - "Análise da Queda de Pressão em Escoamentos Gás-Sólidos Diluídos" - trabalho submetido ao VIII Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica - São José dos Campos, SP, a se realizar em dezembro de 1985.
- [41] Perry, R.H. e Chilton, C.H. - "Manual do Engenheiro Químico", 5 ed., Editora Guanabara Dois, Rio de Janeiro, 1979.
- [42] Rha, C. - "Theory, Determination and Control of Physical Properties of Food Materials" - Series in Food Material Science - vol. 1, D. Reidel Publishing Company, USA, 1975.
- [43] Rogers, G.F.C. e Mayhew, Y.R. - "Engineering Thermodynamics, Work & Heat Transfer" - Longman, 2 ed., GB, 1967.

- [44] Santana, C.C.; Massarani, G. e Santos, S.C. - "Queda de Pressão e Velocidade Crítica no Transporte Hidráulico Vertical" - Revista Brasileira de Engenharia Química, 5 (2), 18-20, 1981.
- [45] Santana, C.C. - "Transporte Hidráulico e Pneumático das Partículas" - Tópicos Especiais de Sistemas Particulados - Obra comemorativa do X Encontro sobre Escoamentos em Meios Porosos, Ed. UFSCAR, São Carlos, 1982.
- [46] Sartori, D.J.M. - Proposta de tese de doutorado, "Transferência de Calor em Sistemas Particulados", COPPE, Rio de Janeiro, 1982.
- [47] Shimizu, A.; Echigo, R.; Hasegawa, S. e Hishida, M. - "Experimental Study on the Pressure Drop and the Entry Length of the Gas-Solid Suspension Flow in a Circular Tube" - Int. J. Multiphase Flow, 4, 53-64, 1978.
- [48] da Silva, M.G.C. e Santana, C.C. - "Estudo Experimental do Transporte Pneumático em Fase Diluída no Regime Estabelecido" - Revista Brasileira de Engenharia - Caderno de Engenharia Química, 2 (2), 89-102, 1985.
- [49] Thorpe, G.R.; Wint, A. e Coggan, G.C. - "The Mathematical Modelling of Industrial Pneumatic Driers", Trans. Instn. Chem. Engrs., 51, 339-348, 1973.

- [50] Torrezan, L.M.B.; Sartori, D.J.M. e Santana, C.C. - "Coeficiente Global de Transferência de Calor Gás-Sólidos no Transporte Pneumático" - XI Encontro sobre Escoamentos em Meios Porosos, 94-106, Rio de Janeiro, 1983.
- [51] Treybal, R.E. - "Mass Transfer Operations" - McGraw-Hill Int. Book Company, 3 ed., Tokyo, 1980.
- [52] Tsao, G.T. e Weelock, T.D. - "Drying Theory and Calculations", Chem. Eng., 74, 201-214, 1967.
- [53] Wen, C. e Miller, E.N. - "Heat Transfer in Solid-Gas Transport Lines" - Industrial and Eng. Chemistry, 53, (1), 51-53, 1961.
- [54] Whistler, R.L. - "Methods in Carbohydrate Chemistry" - vol. IV, Starch, Academic Press, USA, 1964.
- [55] Yang, W.C. - "A Mathematical Definition of Choking Phenomenon and a Mathematical Model for Predicting Choking Velocity and Choking Voidage" - AIChE Journal, 21 (5), 1013-1015, 1975.
- [56] Yuan, T. - Ph.D. Thesis, Dept. Chem. Eng., Syracuse University, USA, 1972.

Apêndice A

TABELAS COM RESULTADOS EXPERIMENTAIS DOS ENSAIOS DE QUEDA
DE PRESSÃO EM ESCOAMENTOS BIFÁSICOS ISOTÉRMICOS

OBS: As unidades das grandezas que aparecem nas tabelas estão citadas na nomenclatura deste trabalho.

A.1 MEDIDAS DE PRESSÃO ESTATICA AO LONGO DO TUBO TRANSPORTADOR

Tabela A.1.1

Re = 32283
 Ms = 1,70E-2 kg/s
 Ms = [kg/s]

L/D	Ms=1,10E-4 $\Gamma=6,2E-3$	Ms=1,66E-4 $\Gamma=9,4E-3$	Ms=2,33E-4 $\Gamma=13,1E-3$	Ms=2,68E-4 $\Gamma=15,1E-3$	Ms=2,67E-4 $\Gamma=16,1E-3$
	Pi (mmca)	Pi (mmca)	Pi (mmca)	Pi (mmca)	Pi (mmca)
2,6	34,0	33,8	34,3	34,1	34,0
3,9	43,6	43,0	43,7	43,5	43,6
5,1	43,9	44,5	44,1	44,4	44,5
6,4	44,5	45,6	45,0	45,3	45,0
7,7	45,5	45,0	45,2	45,1	45,5
9,0	44,7	44,3	44,0	44,5	44,5
10,3	44,5	44,2	44,5	44,0	44,2
11,6	45,0	44,1	43,9	44,5	44,0
18,0	43,5	42,5	41,8	42,1	42,5
24,4	41,5	40,8	41,5	41,0	41,5
30,9	40,0	40,0	41,0	40,5	40,0
37,3	39,0	39,5	39,0	38,5	38,6
43,7	37,5	37,0	37,8	37,5	37,0
50,1	35,0	35,6	35,5	35,0	35,0

Tabela A.1.2

Re = 31568
 Ms = 1,74E-2 kg/s
 Ms = [kg/s]

L/D	Ms=0,82E-4 $\Gamma=4,7E-3$	Ms=1,58E-4 $\Gamma=9,1E-3$	Ms=2,09E-4 $\Gamma=12,0E-3$	Ms=2,44E-4 $\Gamma=14,0E-3$	Ms=2,67E-4 $\Gamma=15,3E-3$
	Pi (mmca)	Pi (mmca)	Pi (mmca)	Pi (mmca)	Pi (mmca)
2,6	32,0	31,5	32,0	32,5	32,0
3,9	38,5	39,5	38,5	39,0	39,0
5,1	41,0	41,0	40,0	40,5	41,0
6,4	41,5	41,5	41,0	41,5	41,6
7,7	41,2	41,0	41,5	41,0	41,5
9,0	40,8	39,5	41,0	41,0	41,0
10,3	40,2	39,5	40,5	40,8	40,5
11,6	39,5	40,0	40,8	40,5	40,0
18,0	38,5	38,5	38,0	38,5	38,0
24,4	37,5	37,0	37,5	38,0	37,5
30,9	36,5	37,0	36,5	37,5	37,0
37,3	35,5	36,5	35,5	36,0	35,0
43,7	34,0	35,0	34,0	34,5	33,5
50,1	32,5	34,0	32,5	33,0	32,0

Tabela A.1.3

$Re = 30658$
 $Ns = 1,69E-2 \text{ kg/s}$
 $Ns = [\text{kg/s}]$

L/D	$Ns=1,00E-4$	$Ns=1,66E-4$	$Ns=1,96E-4$	$Ns=2,26E-4$	$Ns=2,54E-4$
	$\Gamma = 5,9E-3$	$\Gamma = 9,8E-3$	$\Gamma = 11,6E-3$	$\Gamma = 13,4E-3$	$\Gamma = 15,1E-3$
	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)
2,6	31,0	32,0	31,5	30,1	31,0
3,9	34,5	35,0	34,0	32,0	35,0
5,1	38,0	38,5	39,0	36,0	38,5
6,4	39,0	39,5	39,0	39,0	39,5
7,7	39,5	40,0	40,0	39,5	39,0
9,0	39,0	40,5	39,0	38,0	37,4
10,3	39,5	40,0	38,5	37,5	39,0
11,6	39,0	39,5	38,0	39,0	40,0
18,0	38,0	38,0	37,5	38,0	38,0
24,4	36,0	35,5	36,0	35,0	34,5
30,9	32,0	33,0	34,0	33,5	33,5
37,3	31,0	31,0	33,5	32,0	32,0
43,7	30,0	30,0	32,5	30,0	30,5
50,1	29,0	28,5	31,0	29,0	29,0

Tabela A.1.4

$Re = 29553$
 $Ns = 1,43E-2 \text{ kg/s}$
 $Ns = [\text{kg/s}]$

L/D	$Ns=0,88E-4$	$Ns=1,44E-4$	$Ns=1,99E-4$	$Ns=2,17E-4$	$Ns=2,37E-4$
	$\Gamma = 5,4E-3$	$\Gamma = 9,0E-3$	$\Gamma = 12,2E-3$	$\Gamma = 13,3E-3$	$\Gamma = 14,5E-3$
	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)
2,6	28,0	29,0	31,0	30,0	29,5
3,9	32,5	33,0	33,0	33,5	33,0
5,1	35,0	35,5	35,0	35,0	34,8
6,4	37,0	37,5	37,0	38,0	37,5
7,7	38,0	38,0	37,8	38,5	38,0
9,0	37,3	37,5	37,5	37,0	36,9
10,3	36,5	36,0	36,5	37,5	36,6
11,6	35,0	35,5	36,0	36,0	35,7
18,0	34,5	34,5	34,5	34,0	34,1
24,4	33,7	33,0	33,5	33,0	33,3
30,9	32,0	32,5	31,5	32,0	31,8
37,3	31,0	31,5	30,5	30,0	30,5
43,7	29,0	30,0	29,5	29,5	29,0
50,1	28,0	29,0	28,5	28,0	27,8

Tabela A.1.5

$Re = 26672$
 $Ns = 1,47E-2 \text{ kg/s}$
 $Ns = [kg/s]$

L/D	$Ns=0,87E-4$	$Ns=1,34E-4$	$Ns=1,61E-4$	$Ns=1,66E-4$	$Ns=2,00E-4$
	$\Gamma = 5,9E-3$	$\Gamma = 9,1E-3$	$\Gamma = 11,0E-3$	$\Gamma = 11,3E-3$	$\Gamma = 13,6E-3$
	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)
2,6	24,5	24,0	25,1	25,0	24,6
3,9	30,2	29,0	30,0	30,5	31,0
5,1	31,0	31,0	32,0	32,0	33,0
6,4	33,5	32,5	34,0	34,2	34,5
7,7	34,1	34,5	36,0	36,0	35,9
9,0	34,5	34,0	33,5	34,0	33,6
10,3	35,0	33,5	34,0	35,0	34,0
11,6	34,5	32,0	34,5	34,5	34,6
10,0	33,0	31,5	32,0	33,5	32,5
24,4	31,5	31,0	31,0	32,0	31,2
30,9	30,5	30,3	30,5	30,5	30,4
37,3	29,0	29,0	29,5	29,5	29,0
43,7	27,5	28,7	28,5	28,5	27,8
50,1	26,0	27,0	27,5	27,0	26,5

Tabela A.1.6

$Re = 19760$
 $Ns = 1,09E-2 \text{ kg/s}$
 $Ns = [kg/s]$

L/D	$Ns=0,75E-4$	$Ns=1,18E-4$	$Ns=1,37E-4$	$Ns=1,44E-4$	$Ns=1,51E-4$
	$\Gamma = 6,9E-3$	$\Gamma = 10,9E-3$	$\Gamma = 12,6E-3$	$\Gamma = 13,2E-3$	$\Gamma = 13,9E-3$
	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)
2,6	19,5	20,5	20,5	21,0	20,0
3,9	22,0	22,0	21,0	23,0	22,4
5,1	25,0	25,0	23,0	25,0	24,8
6,4	27,0	26,0	25,5	26,5	26,5
7,7	29,5	28,5	28,0	29,0	29,7
9,0	30,0	29,0	29,5	31,0	29,8
10,3	31,0	29,0	30,0	30,0	28,9
11,6	29,5	29,5	28,5	29,0	28,7
10,0	27,5	27,0	28,0	28,5	27,5
24,4	26,5	26,5	27,5	27,0	26,5
30,9	25,0	24,0	26,0	26,0	24,4
37,3	24,0	23,5	24,5	24,0	23,8
43,7	23,5	22,5	23,0	23,0	22,6
50,1	21,7	21,4	21,0	21,5	21,4

Tabela A.1.7

Re = 15773
 Ws = 0,87E-2 ks/s
 Ws = [ks/s]

L/D	Ws=0,76E-4	Ws=0,99E-4	Ws=1,05E-4	Ws=1,13E-4	Ws=1,20E-4
	$\Gamma=8,8E-3$ Pi (mca)	$\Gamma=11,4E-3$ Pi (mca)	$\Gamma=12,1E-3$ Pi (mca)	$\Gamma=13,1E-3$ Pi (mca)	$\Gamma=13,8E-3$ Pi (mca)
2,6	12,5	12,0	13,0	12,5	12,6
3,9	14,0	13,2	13,5	13,0	13,1
5,1	15,0	14,0	14,5	15,0	15,0
6,4	16,0	15,5	16,1	16,0	15,5
7,7	16,8	16,5	17,0	17,0	16,9
9,0	17,0	17,0	16,5	17,2	17,0
10,3	16,5	17,0	16,0	16,5	16,8
11,6	16,0	16,0	15,5	16,0	15,7
18,0	15,5	15,5	15,2	15,5	15,6
24,4	14,0	14,5	14,5	14,0	14,1
30,9	13,2	13,0	13,5	13,5	13,1
37,3	12,8	12,5	12,0	13,0	12,3
43,7	11,0	11,5	11,5	12,0	11,4
50,1	10,0	11,0	10,8	11,0	10,5

Tabela A.1.8

Re = 13238
 Ws = 0,73E-2 ks/s
 Ws = [ks/s]

L/D	Ws=0,74E-4	Ws=0,92E-4	Ws=1,13E-4	Ws=1,23E-4	Ws=1,69E-4
	$\Gamma=10,1E-3$ Pi (mca)	$\Gamma=12,5E-3$ Pi (mca)	$\Gamma=15,4E-3$ Pi (mca)	$\Gamma=16,7E-3$ Pi (mca)	$\Gamma=23,1E-3$ Pi (mca)
2,6	10,5	10,0	10,5	11,0	10,0
3,9	11,0	10,7	11,0	10,5	10,3
5,1	11,5	11,2	12,0	11,5	11,5
6,4	12,0	11,9	13,0	12,5	12,4
7,7	12,5	12,5	12,5	13,0	12,1
9,0	12,0	13,0	12,0	12,5	12,5
10,3	11,0	12,2	11,7	12,0	12,1
11,6	10,5	11,6	11,5	11,5	12,0
18,0	9,8	11,0	11,2	10,5	10,3
24,4	9,1	10,7	10,5	9,5	9,5
30,9	8,5	9,8	9,5	8,5	8,5
37,3	8,0	8,0	8,5	8,0	8,4
43,7	7,5	7,2	7,5	7,5	7,5
50,1	6,8	6,0	6,5	7,0	6,5

Tabela A.1.9

$Re = 10530$
 $Ns = 0,50E-2 \text{ kg/s}$
 $Ns = [kg/s]$

L/D	$Ns=0,54E-4$	$Ns=0,76E-4$	$Ns=0,90E-4$	$Ns=1,09E-4$	$Ns=1,22E-4$
	$\Gamma=9,3E-3$	$\Gamma=13,0E-3$	$\Gamma=15,6E-3$	$\Gamma=18,6E-3$	$\Gamma=21,0E-3$
	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)	Pi (mca)
2,6	8,0	7,0	7,5	8,0	7,6
3,9	9,0	8,0	8,5	8,5	8,4
5,1	9,5	8,5	8,0	9,0	8,2
6,4	10,0	9,0	9,5	9,7	9,4
7,7	10,2	9,8	10,5	10,0	10,2
9,0	10,5	10,5	10,0	10,2	10,0
10,3	9,8	9,5	9,5	9,8	9,6
11,6	9,0	9,2	9,7	9,5	9,4
18,0	8,7	8,5	8,5	8,0	8,4
24,4	7,8	8,0	8,0	7,5	7,9
30,9	7,2	7,7	7,5	7,0	7,2
37,3	7,0	6,8	6,5	6,5	6,7
43,7	6,5	5,2	5,5	5,8	5,6
50,1	6,0	5,0	5,0	5,5	5,4

A.2 PROPRIEDADES DOS ESCOAMENTOS COM MENOR POROSIDADE PARA UM VALOR DE REYNOLDS

Tabela A.2.1

	$NsE2$ (kg/s)	$NsE4$ (kg/s)	Γ	ϵ	Vs (m/s)	Vs (m/s)	Re	Rea
1	1,78	2,87	0,0161	0,999988	14,90	13,34	32283	32803
2	1,74	2,67	0,0153	0,999988	14,57	13,01	31568	32051
3	1,69	2,54	0,0151	0,999989	14,15	12,59	30658	31121
4	1,63	2,37	0,0145	0,999989	13,64	12,08	29553	29982
5	1,47	2,00	0,0136	0,999990	12,31	10,75	26672	27035
6	1,09	1,51	0,0139	0,999989	9,12	7,56	19760	20035
7	0,87	1,20	0,0138	0,999988	7,28	5,72	15773	15991
8	0,73	1,69	0,0231	0,999979	6,11	4,55	13238	13544
9	0,58	1,22	0,0210	0,999979	4,86	3,30	10530	10751

A.3 COMPRIMENTO DE ENTRADA HIDRODINÂMICO EM FUNÇÃO DE REYNOLDS

Tabela A.3.1

Re	Le/D
32283	20,0
31568	19,6
30658	18,0
29553	17,2
26672	17,4
19760	15,0
15773	14,8
13238	14,0
10530	13,0

Apêndice B

TABELAS COM RESULTADOS EXPERIMENTAIS DOS ENSAIOS DE SECAGEM.

B.1 PROPRIEDADES DOS ESCOAMENTOS ENSAIADOS

(propriedades tomadas a 25 °C)

Tabela B.1.1

	NsE2 (kg/s)	NsE4 (kg/s)	Γ	ϵ	Vs (m/s)	Vs (m/s)	Re	Re _n	Re _r
1	1,78	2,87	0,0161	0,999988	14,90	13,34	32283	32803	26,0
2	1,69	2,54	0,0151	0,999989	14,15	12,59	30858	31121	26,0
3	1,47	2,00	0,0136	0,999990	12,31	10,75	26672	27035	26,0
4	1,09	1,51	0,0139	0,999989	9,12	7,56	19760	20035	26,0
5	0,73	1,69	0,0231	0,999979	6,11	4,55	13238	13544	26,0
6	0,58	1,22	0,0210	0,999979	4,86	3,30	10530	10751	26,0

B.2 MEDIDAS DE TEMPERATURA E UMIDADE DO GÁS AO LONGO DO TUBO

Tabela B.2.1

$Ns = 1,78E-2$ kg/s
 $Ns = 2,87E-4$ kg/s
 $\Gamma = 0,0161$

L/D	$T_m = 121^\circ C$		$T_m = 93^\circ C$		$T_m = 66^\circ C$	
	Y	T_s	Y	T_s	Y	T_s
0,0	0,0180	118,0	0,0180	95,0	0,0180	67,5
5,1	0,0208	105,5	0,0192	91,0	0,0186	60,5
11,6	0,0213	104,0	0,0202	81,5	0,0191	54,0
24,4	0,0220	104,5	0,0200	85,0	0,0207	56,0
37,3	0,0222	100,0	0,0206	74,0	0,0206	59,0
50,1	0,0223	105,5	0,0205	82,5	0,0210	55,5

Tabela B.2.2

$Ns = 1,69E-2$ kg/s
 $Ns = 2,54E-4$ kg/s
 $\Gamma = 0,0151$

L/D	$T_m = 121^\circ C$		$T_m = 93^\circ C$		$T_m = 66^\circ C$	
	Y	T_s	Y	T_s	Y	T_s
0,0	0,0180	117,0	0,0180	95,0	0,0180	70,0
5,1	0,0200	116,5	0,0189	94,0	0,0183	67,5
11,6	0,0213	107,5	0,0196	86,5	0,0189	67,0
24,4	0,0219	104,0	0,0211	86,0	0,0202	61,0
37,3	0,0217	105,0	0,0210	85,0	0,0207	64,0
50,1	0,0220	109,0	0,0213	88,0	0,0208	57,0

Tabela B.2.3

$Ns = 1,47E-2$ kg/s
 $Ns = 2,00E-4$ kg/s
 $\Gamma = 0,0136$

L/D	$T_m = 121^\circ C$		$T_m = 93^\circ C$		$T_m = 66^\circ C$	
	Y	T_s	Y	T_s	Y	T_s
0,0	0,0180	115,5	0,0180	96,0	0,0180	70,0
5,1	0,0186	112,0	0,0184	92,5	0,0182	65,0
11,6	0,0197	105,0	0,0190	90,0	0,0186	65,0
24,4	0,0210	106,5	0,0196	87,0	0,0193	62,0
37,3	0,0211	102,5	0,0205	90,0	0,0199	64,0
50,1	0,0215	108,0	0,0205	90,5	0,0198	62,5

Tabela B.2.4

$Ns = 1,09E-2 \text{ kg/s}$
 $Rs = 2,51E-4 \text{ kg/s}$
 $\Gamma = 0,0139$

L/D	$T_m = 121^\circ\text{C}$		$T_m = 93^\circ\text{C}$		$T_m = 66^\circ\text{C}$	
	Y	T_s	Y	T_s	Y	T_s
0,0	0,0180	112,5	0,0180	95,0	0,0180	71,5
5,1	0,0187	108,0	0,0185	92,0	0,0182	69,5
11,6	0,0200	102,5	0,0189	87,5	0,0187	67,0
24,4	0,0207	106,0	0,0202	89,0	0,0194	64,5
37,3	0,0213	99,5	0,0202	91,5	0,0197	66,0
50,1	0,0212	106,0	0,0204	84,5	0,0200	64,0

Tabela B.2.5

$Ns = 0,73E-2 \text{ kg/s}$
 $Rs = 1,69E-4 \text{ kg/s}$
 $\Gamma = 0,0231$

L/D	$T_m = 121^\circ\text{C}$		$T_m = 93^\circ\text{C}$		$T_m = 66^\circ\text{C}$	
	Y	T_s	Y	T_s	Y	T_s
0,0	0,0180	118,5	0,0180	97,5	0,0180	75,0
5,1	0,0189	108,0	0,0187	92,5	0,0183	72,0
11,6	0,0200	104,5	0,0192	84,5	0,0190	64,0
24,4	0,0220	96,5	0,0210	84,5	0,0200	64,0
37,3	0,0229	98,5	0,0213	80,0	0,0204	62,5
50,1	0,0228	100,0	0,0215	84,0	0,0208	63,0

Tabela B.2.6

$Ns = 0,58E-2 \text{ kg/s}$
 $Rs = 1,22E-4 \text{ kg/s}$
 $\Gamma = 0,0210$

L/D	$T_m = 121^\circ\text{C}$		$T_m = 93^\circ\text{C}$		$T_m = 66^\circ\text{C}$	
	Y	T_s	Y	T_s	Y	T_s
0,0	0,0180	120,0	0,0180	95,0	0,0180	76,0
5,1	0,0188	110,0	0,0186	91,0	0,0183	71,0
11,6	0,0200	110,0	0,0195	81,5	0,0190	67,5
24,4	0,0221	100,5	0,0206	80,0	0,0198	62,0
37,3	0,0224	104,0	0,0213	82,5	0,0206	65,5
50,1	0,0226	108,5	0,0212	78,0	0,0208	60,0

Tabela B.3.1

$W_s = 1,78E-2$ kg/s
 $W_s = 2,87E-4$ kg/s
 $\Gamma = 0,0161$

L/D	T_s	Y	X(%)	T_s
0	118,0	0,01800	35,00	25,0
2	112,5	0,01903	28,60	39,2
4	109,0	0,02006	22,20	38,9
6	106,0	0,02076	17,86	39,0
8	104,5	0,02104	16,12	39,3
10	104,0	0,02126	14,75	39,7
15	103,8	0,02161	12,58	40,5
20	103,5	0,02184	11,15	41,4
30	103,2	0,02210	9,53	43,0
40	102,8	0,02225	8,60	44,7
50	102,5	0,02223	8,29	46,2

Tabela B.3.2

$W_s = 1,69E-2$ kg/s
 $W_s = 2,54E-4$ kg/s
 $\Gamma = 0,0151$

L/D	T_s	Y	X(%)	T_s
0	117,0	0,01800	35,00	25,0
2	115,5	0,01876	29,97	38,4
4	114,0	0,01954	24,80	39,3
6	112,0	0,02032	19,64	39,2
8	111,0	0,02096	15,40	39,4
10	109,5	0,02124	13,54	39,5
15	107,5	0,02158	11,29	39,9
20	106,5	0,02173	10,30	40,2
30	105,8	0,02186	9,44	41,0
40	105,0	0,02191	9,11	41,8
50	104,5	0,02195	8,84	42,7

Tabela B.3.3

$$W_s = 1,47E-2 \text{ kg/s}$$

$$W_s = 2,00E-4 \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0136$$

L/D	Ts	Y	X(%)	Ts
0	115,5	0,01800	35,00	25,0
2	113,0	0,01826	33,09	38,9
4	111,5	0,01852	31,18	38,8
6	109,5	0,01878	29,26	38,7
8	108,5	0,01904	27,35	38,5
10	107,8	0,01929	25,51	38,4
15	107,0	0,01993	20,81	38,2
20	106,0	0,02053	16,40	38,3
30	105,0	0,02118	11,62	39,0
40	104,3	0,02139	10,07	40,6
50	104,0	0,02145	9,63	42,2

Tabela B.3.4

$$W_s = 1,09E-2 \text{ kg/s}$$

$$W_s = 2,51E-4 \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0139$$

L/D	Ts	Y	X(%)	Ts
0	112,5	0,01800	35,00	25,0
2	109,5	0,01832	32,70	38,6
4	108,0	0,01864	30,40	38,3
6	107,0	0,01894	28,24	38,1
8	106,0	0,01926	25,94	38,0
10	105,5	0,01959	23,56	37,9
15	104,7	0,02030	18,45	38,4
20	104,3	0,02070	15,58	38,7
30	103,5	0,02110	12,70	40,9
40	102,6	0,02116	12,27	42,6
50	102,3	0,02120	11,98	44,4

Tabela B.3.5

$W_s = 0,73E-2$ kg/s
 $W_s = 1,69E-4$ kg/s
 $\Gamma = 0,0231$

L/D	Ts	Y	X(%)	Ts
0	118,5	0,01800	35,00	25,0
2	114,0	0,01832	33,61	38,9
4	111,0	0,01868	32,06	38,8
6	108,3	0,01902	30,58	38,7
8	106,0	0,01938	29,03	38,5
10	104,5	0,01972	27,55	38,4
15	101,5	0,02058	23,83	38,1
20	99,5	0,02134	20,54	38,6
30	98,0	0,02250	15,52	40,7
40	97,5	0,02279	14,26	42,4
50	97,0	0,02287	13,92	43,6

Tabela B.3.6

$W_s = 0,58E-2$ kg/s
 $W_s = 1,22E-4$ kg/s
 $\Gamma = 0,0210$

L/D	Ts	Y	X(%)	Ts
0	120,0	0,01800	35,00	25,0
2	117,0	0,01834	33,38	38,8
4	114,5	0,01868	31,76	38,7
6	111,5	0,01902	30,14	38,6
8	109,5	0,01936	28,52	38,5
10	108,0	0,01968	27,00	38,3
15	106,5	0,02054	22,90	38,1
20	104,5	0,02135	19,05	38,2
30	103,5	0,02230	14,52	39,5
40	102,5	0,02246	13,76	41,1
50	102,0	0,02260	13,10	42,9

Tabela B.4.1

$W_s = 1,78E-2 \text{ kg/s}$
 $W_s = 2,87E-4 \text{ kg/s}$
 $\Gamma = 0,0161$

L/D	T_s	Y	X(%)	T_s
0	95,0	0,01800	35,00	25,0
2	92,5	0,01840	32,52	36,2
4	90,0	0,01880	30,03	35,8
6	87,7	0,01920	27,55	35,5
8	86,0	0,01960	25,06	35,4
10	84,0	0,02000	22,58	35,5
15	81,0	0,02084	17,36	35,7
20	80,0	0,02119	15,19	36,0
30	79,5	0,02149	13,32	36,9
40	79,0	0,02162	12,52	37,6
50	78,5	0,02168	12,14	38,5

Tabela B.4.2

$W_s = 1,69E-2 \text{ kg/s}$
 $W_s = 2,54E-4 \text{ kg/s}$
 $\Gamma = 0,0151$

L/D	T_s	Y	X(%)	T_s
0	95,0	0,01800	35,00	25,0
2	94,4	0,01830	33,01	36,4
4	93,3	0,01860	31,03	36,3
6	92,4	0,01889	29,11	36,2
8	91,5	0,01919	27,12	36,2
10	90,5	0,01948	25,20	36,1
15	88,5	0,02021	20,36	36,0
20	87,5	0,02069	17,19	36,6
30	86,5	0,02108	14,60	37,2
40	85,0	0,02122	13,68	38,0
50	84,0	0,02125	13,48	38,9

Tabela B.4.3

$W_B = 1,47E-2 \text{ kg/s}$
 $W_S = 2,00E-4 \text{ kg/s}$
 $\Gamma = 0,0136$

L/D	T _B	Y	X(%)	T _S
0	96,0	0,01800	35,00	25,0
2	94,2	0,01815	33,90	36,4
4	92,7	0,01830	32,79	36,2
6	92,3	0,01844	31,76	36,2
8	91,5	0,01859	30,66	36,1
10	91,0	0,01874	29,56	35,9
15	90,0	0,01911	26,84	35,8
20	89,3	0,01948	24,12	35,6
30	88,5	0,02019	18,90	35,6
40	88,0	0,02045	16,99	36,6
50	87,5	0,02052	16,47	37,9

Tabela B.4.4

$W_B = 1,09E-2 \text{ kg/s}$
 $W_S = 1,51E-4 \text{ kg/s}$
 $\Gamma = 0,0139$

L/D	T _B	Y	X(%)	T _S
0	95,0	0,01800	35,00	25,0
2	93,2	0,01817	33,78	36,2
4	91,8	0,01833	32,63	36,1
6	90,7	0,01850	31,40	36,5
8	89,5	0,01866	30,25	35,9
10	89,0	0,01883	29,03	35,9
15	88,5	0,01924	26,08	35,7
20	88,0	0,01965	23,13	35,6
30	87,5	0,02023	18,96	37,0
40	87,2	0,02037	17,95	38,5
50	87,0	0,02040	17,73	39,9

Tabela B.4.5

$$W_s = 0,73E-2 \text{ kg/s}$$

$$W_s = 1,69E-4 \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0231$$

L/D	Ts	Y	X(%)	Ts
0	97,5	0,01800	35,00	25,0
2	94,2	0,01822	34,05	36,5
4	91,5	0,01845	33,05	36,2
6	89,0	0,01869	32,01	35,9
8	87,5	0,01891	31,06	35,8
10	86,3	0,01914	30,06	35,7
15	83,8	0,01973	27,51	35,5
20	83,0	0,02032	24,96	35,5
30	82,2	0,02112	21,49	36,0
40	81,6	0,02146	20,02	36,5
50	81,0	0,02156	19,59	37,2

Tabela B.4.6

$$W_s = 0,58E-2 \text{ kg/s}$$

$$W_s = 1,22E-4 \text{ kg/s}$$

$$\Gamma = 0,0210$$

L/D	Ts	Y	X(%)	Ts
0	95,0	0,01800	35,00	25,0
2	92,5	0,01824	33,86	36,2
4	91,0	0,01846	32,81	35,9
6	89,5	0,01870	31,67	35,6
8	87,5	0,01895	30,48	35,5
10	86,5	0,01918	29,38	35,3
15	84,0	0,01978	26,52	35,1
20	82,0	0,02037	23,71	35,0
30	81,0	0,02100	20,71	35,6
40	80,5	0,02121	19,71	36,3
50	80,0	0,02129	19,33	37,1

Tabela B.5.1

$W_s = 1,78E-2 \text{ kg/s}$
 $W_s = 2,87E-4 \text{ kg/s}$
 $P = 0,0161$

L/D	T_s	Y	X(%)	T_s
0	67,5	0,01800	35,00	25,0
2	65,0	0,01820	33,76	31,9
4	63,0	0,01840	32,52	31,6
6	61,5	0,01861	31,21	31,3
8	60,0	0,01881	29,97	31,0
10	59,0	0,01902	28,66	30,7
15	58,0	0,01952	25,56	30,6
20	57,3	0,02003	22,39	30,9
30	57,0	0,02066	18,48	31,5
40	57,0	0,02086	17,24	32,5
50	56,8	0,02092	16,86	33,7

Tabela B.5.2

$W_s = 1,69E-2 \text{ kg/s}$
 $W_s = 2,54E-4 \text{ kg/s}$
 $P = 0,0151$

L/D	T_s	Y	X(%)	T_s
0	70,0	0,01800	35,00	25,0
2	69,5	0,01816	33,94	32,5
4	69,0	0,01832	32,88	32,4
6	68,0	0,01848	31,82	32,3
8	67,0	0,01864	30,76	32,2
10	66,2	0,01881	29,64	32,1
15	64,5	0,01921	26,99	32,0
20	63,8	0,01962	24,27	32,0
30	61,5	0,02041	19,04	32,0
40	60,0	0,02074	16,85	33,7
50	59,0	0,02083	16,26	35,0

Tabela B.5.3

$W_s = 1,47E-2 \text{ kg/s}$
 $W_s = 2,00E-4 \text{ kg/s}$
 $\Gamma = 0,0136$

L/D	Ts	Y	X(%)	Ts
0	70,0	0,01800	35,00	25,0
2	68,7	0,01812	34,12	32,3
4	67,5	0,01820	33,53	32,2
6	66,8	0,01830	32,79	32,1
8	66,0	0,01840	32,06	32,1
10	65,5	0,01850	31,32	32,0
15	64,5	0,01873	29,63	31,8
20	63,5	0,01898	27,79	31,6
30	62,5	0,01948	24,12	31,5
40	62,0	0,01987	21,25	31,8
50	61,8	0,01998	20,44	32,2

Tabela B.5.4

$W_s = 1,09E-2 \text{ kg/s}$
 $W_s = 1,51E-4 \text{ kg/s}$
 $\Gamma = 0,0139$

L/D	Ts	Y	X(%)	Ts
0	71,5	0,01800	35,00	25,0
2	70,3	0,01810	34,28	32,6
4	69,0	0,01821	33,49	32,5
6	68,5	0,01832	32,70	32,4
8	67,5	0,01844	31,83	32,3
10	66,8	0,01855	31,04	32,2
15	66,0	0,01881	29,17	32,1
20	65,5	0,01908	27,23	32,1
30	64,3	0,01962	23,34	32,0
40	63,8	0,01989	21,40	32,9
50	63,5	0,01997	20,83	33,3

Tabela B.5.5

$W_s = 0,73E-2 \text{ kg/s}$
 $W_s = 1,69E-4 \text{ kg/s}$
 $\Gamma = 0,0231$

L/D	T_s	Y	X(%)	T_s
0	75,0	0,01800	35,00	25,0
2	73,0	0,01813	34,44	33,4
4	71,5	0,01829	33,74	32,6
6	69,5	0,01844	33,10	32,3
8	68,2	0,01859	32,45	32,0
10	67,5	0,01874	31,80	31,7
15	65,8	0,01912	30,15	31,4
20	64,2	0,01951	28,46	31,2
30	63,5	0,02027	25,17	31,1
40	63,4	0,02072	23,23	32,5
50	63,0	0,02083	22,75	34,2

Tabela B.5.6

$W_s = 0,58E-2 \text{ kg/s}$
 $W_s = 1,22E-4 \text{ kg/s}$
 $\Gamma = 0,0210$

L/D	T_s	Y	X(%)	T_s
0	76,0	0,01800	35,00	25,0
2	74,2	0,01814	34,33	33,7
4	72,7	0,01829	33,62	33,0
6	71,0	0,01845	32,86	32,8
8	69,5	0,01859	32,19	32,7
10	68,0	0,01875	31,43	32,5
15	66,5	0,01912	29,67	32,3
20	65,0	0,01949	27,90	32,2
30	64,0	0,02025	24,29	32,0
40	63,0	0,02064	22,43	32,5
50	62,0	0,02072	22,05	33,1

B.6 RESULTADOS OBTIDOS PARA A POSIÇÃO DE TRANSIÇÃO ENTRE OS PERÍODOS DE SECAGEM (L_c/D) DOS ESCOAMENTOS ENSAIADOS

Tabela B.6.1

Re	$T_m=121\text{ }^\circ\text{C}$ Lc/D	$T_m=93\text{ }^\circ\text{C}$ Lc/D	$T_m=66\text{ }^\circ\text{C}$ Lc/D
32283	5,3	13,2	21,8
30658	7,2	17,0	32,0
26672	20,6	31,0	35,7
19760	13,8	22,6	32,0
13238	16,7	23,3	34,2
10530	22,6	23,7	32,3

B.7 VALORES DOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR E MASSA E DOS NÚMEROS DE NUSSELT E SHERWOOD

Tabela B.7.1

$T_m = 121^\circ\text{C}$

Re	h_{δ_T}	Nu	K _D	Sh
32283	5,63	216,5	23,05	261,4
30658	4,36	167,7	18,72	228,5
26672	1,37	52,7	5,64	68,8
19760	1,27	48,8	4,98	60,8
13238	0,49	18,7	2,02	24,7
10530	0,39	14,9	1,64	20,0

Tabela B.7.2

$T_m = 93^\circ\text{C}$

Re	h_{δ_T}	Nu	K _D	Sh
32283	3,02	120,8	12,30	147,0
30658	2,16	86,4	8,98	107,4
26672	1,02	40,8	4,24	50,7
19760	0,81	32,4	3,31	39,6
13238	0,42	16,8	1,75	20,9
10530	0,36	14,4	1,49	17,8

Tabela B.7.3

$T_m = 66^\circ\text{C}$

Re	h_{δ_T}	Nu	K _D	Sh
32283	2,66	110,8	9,57	113,3
30658	2,34	97,5	7,65	90,6
26672	1,08	45,0	4,29	50,8
19760	0,82	34,2	3,37	39,9
13238	0,40	16,7	1,77	21,0
10530	0,33	13,8	1,47	17,4

B.8 RESULTADOS OBTIDOS PARA OS NÚMEROS DE BIOT DE TRANSFERENCIA DE CALOR E DE TRANSFERENCIA DE MASSA

Tabela B.8.1

Re	$T_m = 121^\circ\text{C}$		$T_m = 93^\circ\text{C}$		$T_m = 66^\circ\text{C}$	
	Bi	Bi_m	Bi	Bi_m	Bi	Bi_m
32283	22,8	666,1	12,2	355,5	10,8	276,6
30658	17,7	541,0	8,7	259,5	9,5	221,1
26672	5,5	163,0	4,1	122,5	4,4	124,0
19760	5,1	143,9	3,3	95,7	3,3	97,4
13238	2,0	58,4	1,7	50,6	1,6	51,2
10530	1,6	47,4	1,5	43,1	1,3	42,5

Apêndice C

PROGRAMAS DE COMPUTADOR DESENVOLVIDOS

C.1 POR.FOR

```

1  TV POR.FOR
C  PROGRAMA TRANSPORTE PNEUMATICO
C  CALCULO DA POROSIDADE SIMPLIFICADA
C  UNIDADES EXPRESSAS NO SISTEMA MKS
C  SIMBOLOGIA:
C  G = ACELERAÇÃO DA GRAVIDADE
C  VISF = VISCOSIDADE DO AR
C  ROF = DENSIDADE DO AR
C  DT = DIAMETRO DO TUBO
C  AL = COMPRIMENTO DO TUBO
C  ROS = DENSIDADE DO SOLIDO
C  DP = DIAMETRO DA PARTICULALA
C  WF = VAZAO MASSICA DO AR
C  WS = VAZAO MASSICA DO SOLIDO
C  UB = VELOCIDADE SUPERFICIAL DO AR
C  A = AREA TRANSVERSAL DO TUBO
C
C  VARIAVEIS CALCULADAS:
C  REINF = REUNOLDS INFINITO
C  UINF = VELOCIDADE TERMINAL DA PARTICULA
C  POR = POROSIDADE
C  VF = VELOCIDADE DO AR COM POROSIDADE CALCULADA
C  VS = VELOCIDADE DO SOLIDO
C
C  DIMENSION NOME(12)
C  CALL IFILE(22,'ARAI')
C  G = 9.81
C  VISF = 8.018E-3
C  ROF = 1.072
12  READ(22,12)(NOME(I),I=1,12)
C  FORMAT(12A5)
21  READ(22,21)DT,AL,ROS,DP
C  FORMAT(4G)
C  READ(22,21)N
13  WRITE(5,13)(NOME(I),I=1,12)
C  FORMAT(///,3X,12A5,///)
C  DO 1 I=1,N
C  READ(22,21)WF,WS,UB
C  A = 3.1416*DT**2./4.
C  GAMA = SORT(4./3.*G*DP**3.*ROF*(ROS-ROF)/VISF**2.)
C  REINF = EXP((-1.36+1.94*ALOG10(GAMA)-8.6E-2*ALOG10(GAMA)**2.
1  -2.52E-2*ALOG10(GAMA)**3.+9.19E-4*ALOG10(GAMA)**4.+
2  5.35E-4*ALOG10(GAMA)**5.)*2.303)
C  UINF = REINF*VISF/(ROF*DP)
C  BI = ROS*A*(UINF-UB)
C  POR = 1.+WS/BI
C  VS = WS/(ROS*A*(1.-POR))
C  VF = UB+POR
15  WRITE(5,15)
C  FORMAT(5X,'VEL. SOLIDO',5X,'VEL. FLUIDO',5X,'POROSIDADE',/)
C  WRITE(5,16)
16  FORMAT(8X,'M/S',12X,'M/S',/)
C  WRITE(5,17)VS,VF,POR
17  FORMAT(3X,F8.2,6X,F8.2,10X,F8.6,/)
C  WRITE(5,18)
18  FORMAT(1X,60(' '))
1  CONTINUE
C  STOP
C  END

```

C.2 PSI.FOR

TV PSI.FOR

```

C   PROGRAMA PARA O CALCULO DAS PROPRIEDADES DO AR A PARTIR
C   DOS DADOS DE TEMPERATURA DE BULBO SECO, TEMPERATURA DE BULBO UMIDO
C   E PRESSAO
C
C   SIMBOLOGIA:
C   TC,TF,TK,TR=TEMP. BULBO SECO EM GRAUS C,F,K E R
C   TCU,TFU,TKU,TRU=TEMP. BULBO UMIDO EM GRAUS C,F,K E R
C   P=PRESSAO ATMOSFERICA
C   PSAT=PRESSAO DE SATURACAO NA TEMP. BULBO SECO
C   PSATU=PRESSAO DE SATURACAO NA TEMP. BULBO UMIDO
C   N=RAZAO DE UNIDADE
C   NSAT=RAZAO DE UNIDADE DO AR SATURADO NA TEMP. BULBO SECO
C   NSATU=RAZAO DE UNIDADE DO AR SATURADO NA TEMP. BULBO UMIDO
C   ANI=GRAU DE SATURACAO
C   UR=UNIDADE RELATIVA
C   V=VOLUME ESPECIFICO DO AR
C   H=ENTALPIA DO AR
C   ROF=DENSIDADE DO AR
C   PV=PRESSAO PARCIAL DO VAPOR DE AGUA NO AR
C   DIMENSION TC(20),TCU(20),N(20),P(20),PV(20),PSAT(20)
C   DIMENSION NSAT(20),ANI(20),UR(20),V(20),H(20),PSATU(20)
C   DIMENSION A1(20),B1(20),TK(20),TF(20),TR(20),TKU(20),TFU(20)
C   DIMENSION TRU(20),NSATU(20),ROF(20)
C   A=3.24378
C   B=5.86820E-3
C   C=1.17024E-8
C   D=2.16785E-3
C   K=53.352
C   DIMENSION NONE(14)
C   CALL IFILE(22,'PSICRO')
C   READ(22,10)(NONE(I),I=1,14)
10  FORMAT(14A5)
C   READ(22,20)N
20  FORMAT(12)
C   DO 1 I=1,N
C   READ(22,30)P(I),TC(I),TCU(I)
30  FORMAT(2G)
C
C   CALCULO DA PRESSAO DE SATURACAO NA TBU(PSATU)
C   TKU(I)=TCU(I)+273.15
C   B1(I)=647.27-TKU(I)
C   PSATU(I)=(-B1(I)/TKU(I))*((A+B*B1(I)+C*B1(I)**2)/(1+D*B1(I)))
C   PSATU(I)=210.167*10**PSATU(I)
C
C   CALCULO DA RAZAO DE UNIDADE DO AR SATURADO NA TBU(NSATU)
C   NSATU(I)=.62198*(PSATU(I)/((P(I)/760)-PSATU(I)))
C
C   CALCULO DA RAZAO DE UNIDADE(W)
C   TFU(I)=TCU(I)*9/5+32
C   TF(I)=TC(I)*9/5+32
C   W(I)=(1093-.556*TFU(I))+NSATU(I)-.24*(TF(I)-TFU(I))
C   W(I)=W(I)/(1093+.444*TF(I)-TFU(I))
C
C   CALCULO DA PRESSAO DE SATURACAO NA T(PSAT)
C   TK(I)=TC(I)+273.15
C   B1(I)=647.27-TK(I)
C   PSAT(I)=(-B1(I)/TK(I))*((A+B*B1(I)+C*B1(I)**2)/(1+D*B1(I)))
C   PSAT(I)=210.167*10**PSAT(I)
C
C   CALCULO DA RAZAO DE UNIDADE DO AR SATURADO NA T(NSAT)
C   NSAT(I)=.62198*(PSAT(I)/((P(I)/760)-PSAT(I)))
C
C   CALCULO DA GRAU DE SATURACAO(ANI)
C   ANI(I)=W(I)*NSAT(I)

```

```

C
C      CALCULO DA UNIDADE RELATIVA(UR)
      UR(I)=ARI(I)/(1-(1-ARI(I))*<PSAT(I)*760/P(I)>)
C
C      CALCULO DO VOLUME ESPECIFICO DO AR UNIDO(V)
      CONVERSAO DE UNIDADES:MMHG PARA LBF/FT**2
      P5=P(I)*70.7262*12/305
      TR(I)=TF(I)+459.69
      V(I)=((K*TR(I))/P5)*(1+1.6078*W(I))
      CONVERSAO DE UNIDADES:FT**3/LB A. S. PARA M**3/KG A. S.
      V(I)=V(I)*.305**3/.454
C
C      CALCULO DA DENSIDADE DO AR(ROF)
      ROF(I)=1/V(I)
C
C      CALCULO DA ENTALPIA DO AR UNIDO(H)
      H(I)=.24*TF(I)+W(I)*(1861+.444*TF(I))
      CONVERSAO DE UNIDADES:BTU/LB A. S. PARA KJ/KG A. S.
      H(I)=H(I)*1054.8/454
C
C      CALCULO DA PRESSAO PARCIAL DO VAPOR DE AGUA NO AR(PV)
      PV(I)=P(I)/760*W(I)/(.62198+W(I))
1
C      CONTINUE
C
40      WRITE(5,40) <NOME(I), I=1, 14>
      FORMAT(14A5)
      WRITE(5,50)
50      FORMAT(/, 1X, 'I', 5X, 'P', 6X, 'TC', 5X, 'TCU', 6X, 'W', 7X, 'V')
      WRITE(5,60)
60      FORMAT(4X, '(MMHG)', 3X, '(C)', 5X, '(C)', 2X, '(KG/KG)', 1X, '(M**3/KG)')
      DO 2 I=1, N
70      WRITE(5,70) I, P(I), TC(I), TCU(I), W(I), V(I)
      FORMAT(1X, I2, F8. 2, F8. 2, F6. 1, F9. 4, F7. 3)
      CONTINUE
      WRITE(5,80)
80      FORMAT(/, 1X, 'I', 3X, 'UR', 4X, 'PSAT', 4X, 'PV', 6X, 'H5AT', 5X, 'ROF')
      WRITE(5,90)
90      FORMAT(11X, '(ATH)', 2X, '(ATH)', 3X, '(KG/KG)', 1X, '(KG/M**3)')
      DO 3 I=1, N
95      WRITE(5,95) I, UR(I), PSAT(I), PV(I), H5AT(I), ROF(I)
      FORMAT(1X, I2, F7. 3, F7. 3, F7. 3, F9. 4, F9. 4)
      CONTINUE
3      STOP
      END

```


C.3 PSI2.FOR

```

TY PSI2.FOR
C   PROGRAMA PARA O CALCULO DAS PROPRIEDADES DO AR A PARTIR DE
C   PRESSAO, TEMP. BULBO SECO E UNIDADE ABSOLUTA
C
C   SIMBOLOGIA:
C   TC, TF, TK, TR=TEMP. BULBO SECO EM GRAUS C, F, K E R
C   TCU, TFU, TKU E TRU=TEMP. BULBO UMIDO EM GRAUS C, F, K E R
C   P=PRESSAO ATMOSFERICA
C   PSAT=PRESSAO DE SATURACAO NA TEMP. BULBO SECO
C   PSATU=PRESSAO DE SATURACAO NA TEMP. BULBO UMIDO
C   W=RAZAO DE UNIDADE
C   WSAT=RAZAO DE UNIDADE DO AR SATURADO NA TEMP. BULBO SECO
C   WSATU=RAZAO DE UNIDADE DO AR SATURADO NA TEMP. BULBO UMIDO
C   AMI=GRAU DE SATURACAO
C   UR=UNIDADE RELATIVA
C   V=VOLUME ESPECIFICADO DO AR
C   H=ENTALPIA DO AR
C   RHO=DENSIDADE DO AR
C   PV=PRESSAO PARCIAL DO VAPOR DE AGUA NO AR
C
C   DIMENSION TC(20), TCU(20), W(20), P(20), PV(20), PSAT(20)
C   DIMENSION WSAT(20), AMI(20), UR(20), V(20), H(20), PSATU(20)
C   DIMENSION A1(20), B1(20), TK(20), TF(20), TR(20), TKU(20), TFU(20)
C   DIMENSION TRU(20), WSATU(20), RHO(20), NOME(14), TCO(20), TFO(20)
C   A=3.24378
C   B=5.86926E-3
C   C=1.17824E-8
C   D=2.18785E-3
C   K=53.352
C   CALL IFILE(22, 'PTBUN')
C   READ(22, 10) (NOME(I), I=1, 14)
10  FORMAT(14A8)
C   READ(22, 20) N
20  FORMAT(I2)
C   DO 1 I=1, N
C   READ(22, 30) P(I), TC(I), W(I)
30  FORMAT(30)
C
C   CALCULO DA PRESSAO PARCIAL DO VAPOR DE AGUA NO AR(PV)
C   PV(I)=(P(I)/760)*W(I)/(W(I)+.62198)
C
C   CALCULO DA TEMPERATURA DE ORVALHO(TCO)
C   A1(I)=ALOG10(PV(I)*29.92)
C   TFO(I)=79.047+38.579*A1(I)+1.8893*A1(I)**2
C   TCO(I)=(TFO(I)-32)*5/9
C
C   CALCULO DA PRESSAO DE SATURACAO NA TEMP. BULBO SECO(PSAT)
C   TK(I)=TC(I)+273.15
C   B1(I)=647.27-TK(I)
C   PSAT(I)=((-B1(I)/TK(I)))*((A+B*B1(I)+C*B1(I)**3)/(1+D*B1(I)))
C   PSAT(I)=219.167*10**PSAT(I)
C
C   CALCULO DA RAZAO DE UNIDADE DO AR NA TAB(WSAT)
C   WSAT(I)=.62198*(PSAT(I)/(P(I)/760)-PSAT(I))
C
C   CALCULO DO GRAU DE SATURACAO (AMI)
C   AMI(I)=W(I)/WSAT(I)
C
C   CALCULO DA UNIDADE RELATIVA(UR)
C   UR(I)=AMI(I)/(1-(1-AMI(I))*(PSAT(I)/760/P(I)))
C
C   CALCULO DO VOLUME ESPECIFICADO DO AR(V)
C   CONVERSAO DE UNIDADES:MMHG PARA LBF/FT**2
C   PS=P(I)*12*70.7262/305

```

```

TF(I)=TC(I)+9/5+32
TR(I)=TF(I)+459.69
V(I)=(A*TR(I))/P5*(1+1.2078*H(I))
C
CONVERSAO DE UNIDADES: FT**3/LB. A. S. PARA M**3/KG A. S.
V(I)=V(I)*.305**3/.454
C
CALCULO DA DENSIDADE DO AR(ROF)
ROF(I)=1./V(I)
C
CALCULO DA ENTALPIA DO AR(H)
H(I)=.24*TF(I)+H(I)*(1061+.444*TF(I))
C
CONVERSAO DE UNIDADES: BTU/LB A. S. PARA KJ/KG A. S.
H(I)=H(I)*1054.8/454
C
CALCULO DA TEMPERATURA DE BULBO UMIDO<PROBLEMA ITERATIVO>
METODO ITERATIVO DA SECANTE
VALORES INICIAIS: TEMP. BULBO SECO E TEMP. ORVALHO
C3=TC(I)
C4=TC(I)
15
T3=C3+273.16
T4=C4+273.16
B3=647.27-T3
B4=647.27-T4
G3=(-B3/T3)*((A+B*B3+C*B3**3)/(1+D*B3))
G4=(-B4/T4)*((A+B*B4+C*B4**3)/(1+D*B4))
G3=218.167*10**G3
G4=218.167*10**G4
H3=.62198*(G3/((P(I)/760)-G3))
H4=.62198*(G4/((P(I)/760)-G4))
F3=C3*9/5+32
F4=C4*9/5+32
V3=1093*H3-.24*TF(I)-(1093+.444*TF(I))*H(I)
V4=1093*H4-.24*TF(I)-(1093+.444*TF(I))*H(I)
Y3=F3-V3/(.556*H3-.24-H(I))
Y4=F4-V4/(.556*H4-.24-H(I))
F5=F3-((F3-F4)/(Y3-Y4))*Y3
C5=(F5-32)*5/9
IF(ABS(C3-C5).LT.0.01)GO TO 16
C4=C3
C3=C5
GO TO 15
16
TCU(I)=C5
PSATU(I)=G3
HSATU(I)=H3
1
CONTINUE
C
WRITE(5,40)(NONE(I), I=1,14)
40
FORMAT(14A5)
WRITE(5,50)
50
FORMAT(/,1X,'I',5X,'P',6X,'TC',5X,'TCU',6X,'H',7X,'V')
WRITE(5,60)
60
FORMAT(4X,'(MMHG)',3X,'(C)',5X,'(C)',2X,'(KG/KG)',1X,'(M**3/KG)')
DO 2 I=1,N
70
WRITE(5,70)I,P(I),TC(I),TCU(I),H(I),V(I)
FORMAT(1X,12,F9.2,F9.2,F9.1,F9.4,F9.3)
CONTINUE
2
WRITE(5,80)
80
FORMAT(/,1X,'I',3X,'UR',4X,'PSAT',4X,'PV',6X,'HSAT',5X,'ROF')
WRITE(5,90)
90
FORMAT(11X,'(ATM)',2X,'(ATM)',3X,'(KG/KG)',1X,'(KG/M**3)')
DO 3 I=1,N
95
WRITE(5,95)I,UR(I),PSAT(I),PV(I),HSAT(I),ROF(I)
FORMAT(1X,12,F7.3,F7.3,F7.3,F9.4,F9.4)
CONTINUE
3
WRITE(5,96)
96
FORMAT(/,1X,'I',3X,'TCU',6X,'H',6X,'HSAT',3X,'PSATU')
WRITE(5,97)
97
FORMAT(5X,'(C)',2X,'(KJ/KG)',2X,'(KG/KG)',2X,'(ATM)')
DO 4 I=1,N
98
WRITE(5,98)I,TCU(I),H(I),HSATU(I),PSATU(I)
FORMAT(1X,12,F7.2,F9.2,F9.4,F9.4)
4
CONTINUE
STOP
END

```

Apêndice D

CURVA DE CALIBRAÇÃO DO MEDIDOR DE BOCAL

