

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

“CONTRIBUIÇÕES AO ESTUDO DA SECAGEM EM
UM LEITO PNEUMÁTICO VERTICAL”

Cristiane Pirola Narimatsu
Orientador: Prof. José Teixeira Freire

São Carlos – S.P
2004

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

“CONTRIBUIÇÕES AO ESTUDO DA SECAGEM EM
UM LEITO PNEUMÁTICO VERTICAL”

Cristiane Pirola Narimatsu

Tese apresentada ao Programa de Pós Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Doutor em Engenharia Química, área de concentração em Pesquisa e Desenvolvimento de Processos Químicos.

Orientador: Prof. José Teixeira Freire

São Carlos – S.P
2004

**Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da
Biblioteca Comunitária/UFSCar**

N229ce

Narimatsu, Cristiane Pirola.

Contribuições ao estudo da secagem em um leito pneumático vertical / Cristiane Pirola Narimatsu . -- São Carlos : UFSCar, 2004.

261 p.

Tese (Doutorado) -- Universidade Federal de São Carlos, 2004.

1. Sistemas particulados. 2. Leito pneumático vertical. 3. Modelagem matemática. 4. Fluidodinâmica. 5. Calor-transmissão. 6. Partículas. I. Título.

CDD: 660.2842 (20^a)

Dedico este trabalho ao meu pai, Jorge Narimatsu, que ao seu modo sempre foi o maior incentivador na escolha por este caminho. E ao Freire, que fez deste caminho muito mais fácil.

AGRADECIMENTOS

Depois de quatro anos envolvidos na realização desse trabalho, com certeza muitas pessoas tiveram sua contribuição, fornecendo desde um simples consolo nos momentos de desânimo até valiosas sugestões na discussão dos resultados. A todos que direta ou indiretamente participaram da realização desse trabalho, meus sinceros agradecimentos.

Em especial gostaria de agradecer:

- ao professor José Teixeira Freire que na sua sabedoria e paciência sempre passou a confiança necessária para que, mesmo em momentos de grande ansiedade, eu não perdesse o foco e a motivação, e cujas qualidades como pessoa, educador, profissional e amigo não podem ser expressas apenas em palavras;
- à professora Maria do Carmo Ferreira pelo estímulo e amizade desde a orientação no trabalho de Mestrado e pelo auxílio nas discussões e na simulação dos modelos matemáticos;
- à professora Ana Maria da Silveira, pelo carinho, motivação e dedicação que em muito contribuiu na estruturação desse trabalho;
- aos professores da área de Sistemas Particulados, Dermeval José Mazzini Sartori e Ronaldo Guimarães Corrêa, pelas contribuições e sugestões que deram para o desenvolvimento desse trabalho;
- aos funcionários do DEQ/UFSCar, Clarice, Débora, Alzira, Dorival, Kátia, Rômulo, Sandra, Walter e em especial, ao técnico Oscar da Silva, pela ajuda na montagem dos equipamentos e amizade nesses seis anos de convivência;
- aos amigos Alexandre Abarca e Charles Dayan Faria de Jesus pelo auxílio na implementação dos modelos matemáticos;

- aos amigos que tive a oportunidade de conhecer em São Carlos, Rose, Antônio, Manoel Marcelo, Salete, Renata, Roger, Marcelo Bacelos, Leonardo, Álvaro, Alexei, Margarete, Marcelo Vieira, Angélica, Paulo, Percy, Pérola, Ione e todos os outros que não foram listados aqui, pelo convívio e amizade, e em especial à Célia Maria, Sânia e Marcos, que tanto agüentaram os meus momentos de “loucura”;
- a todos da Área de Sistemas Particulados pelo companheirismo e pelo fornecimento dos materiais e equipamentos necessários para realização dessa tese;
- aos professores, funcionários e colegas do DEQ/UFSCar;
- ao CNPq e Pronex/CNPq pelo apoio financeiro;
- aos amigos de infância, de Maringá e de São Paulo, por entenderem as ausências e pelo incentivo a esse trabalho;
- ao Eduardo, companheiro nessa jornada, por seu amor incondicional, apoio e paciência durante todos esses anos;
- à toda minha família, pelas orações e amor, em especial à minha doce irmã Karinha e aos meus queridos pais, Elza e Jorge e
- a Deus e Nossa Senhora pelas dádivas alcançadas,

o meu muito obrigada!

RESUMO

Os secadores pneumáticos são muito utilizados na indústria, uma vez que durante a operação podem ocorrer simultaneamente o transporte, o aquecimento e a secagem de material particulado. Entretanto, os projetos para este tipo de equipamento ainda são baseados em conhecimentos empíricos e as pesquisas fundamentais não têm tido progressos significativos devido à escassez de trabalhos experimentais que analisem os mecanismos de transferência de quantidade de movimento, calor e massa envolvidos durante o processo de secagem.

Desta forma, o objetivo desse trabalho é analisar o comportamento fluidodinâmico e térmico de um leito de transporte pneumático e contribuir com a determinação experimental ou via correlações disponíveis na literatura das variáveis e parâmetros envolvidos no processo, para posterior conclusão do estudo da secagem e da análise da modelagem matemática.

O leito de secagem utilizado apresenta uma tubulação de ferro galvanizado com 53,4mm de diâmetro interno e aproximadamente 4,1m de altura. A alimentação de sólidos foi feita por um alimentador tipo gravitacional. Os dados experimentais foram obtidos para dois materiais com características diferentes: esferas de vidro (superfície lisa e estrutura não porosa) e partículas de alumina (superfície rugosa e estrutura porosa), ambas com diâmetro médio de 3,68mm.

A análise experimental do comportamento fluidodinâmico do leito pneumático possibilitou a verificação do comportamento operacional do alimentador de sólidos, a determinação do coeficiente de atrito fluido-parede, a

identificação dos regimes de escoamento e com isso a possibilidade de mapear as regiões de fase densa e diluída durante o transporte dos materiais. A análise térmica foi realizada através de experimentos para determinação da temperatura do gás e dos sólidos ao longo do leito e também via resolução de equações de balanço de energia para as fases. Desta forma, foi possível comparar o comportamento dos perfis experimentais e teóricos de temperatura do gás e dos sólidos e ainda determinar o coeficiente de transferência de calor gás-sólido sob diferentes condições de vazões de sólidos e velocidade do gás. A observação dos valores de coeficiente de transferência de calor assim como das curvas características para identificação dos regimes de escoamento indicaram que o coeficiente de transferência de calor gás-sólido é maior na faixa de transição entre o escoamento denso e diluído. Com relação à experimentação observou-se que para estudos da secagem em leitos pneumáticos ainda existe uma grande dificuldade em se determinar precisamente os valores locais (pontuais) de umidade do gás e dos sólidos e de temperatura dos sólidos, principalmente para condições de escoamento em regime diluído. Através da simulação dos modelos matemáticos unidimensionais de Rocha (1988) e Pelegrina e Crapiste (2001) verificou-se que os perfis teóricos de temperatura e umidade, do gás e dos sólidos, foram bastante dependentes das correlações utilizadas para determinação do coeficiente de transferência de calor. Para estudos da secagem em leitos pneumáticos há a necessidade de melhorar a experimentação e desenvolver metodologias para buscar a validação com resultados experimentais.

ABSTRACT

Pneumatic dryers are widely applied in industry, mainly because the transport of particulate material can be performed simultaneously with heating and drying operations. However, the design of such equipment is still based on empirical knowledge and fundamental researches on drying still need further development because few experimental works in literature focus simultaneously the momentum, heat and mass transfer mechanisms involved during a drying process.

Therefore, the purpose of this work is to analyze the fluid dynamic and thermal behavior in a vertical pneumatic bed by carrying out experimental investigation and analyzing the variables and parameters involved in the process through correlations available in literature and mathematical models, aiming to contribute for a better understanding of the drying phenomena.

In the tests was employed a drying bed made of galvanized iron with diameter of 53.4mm, length of 4.1m. The solids are fed into the tube by a gravitational feeder. The experimental data were obtained for two materials: glass spheres (flat surface and non porous structures) and alumina particles (wrinkled surface and porous structures), both with mean diameter of 3.68mm.

From experimental results, it was possible to check the operational behavior of the solids feeder, to estimate the fluid-wall attrition coefficient and to identify the flow regimes by locating the dilute and dense phase regions in curves of pressure gradient versus air velocity. The thermal analysis was accomplished by measuring gas and solids temperature profiles and also by solving the energy

balances applied to solid and fluid phases. Therefore, it was possible to compare the experimental and theoretical profiles of gas and solids temperatures and also to determine the gas-solid heat transfer coefficient under different conditions of solid flow rates and air velocity. A comparison between the heat transfer coefficient and pressure drop versus air velocity curves shows that the gas-solid heat transfer coefficients are higher in the transition between the dense and dilute regimes. Concerning the investigation of drying in pneumatic beds, it was observed that it is very difficult to measure precisely the local values of gas and solid moistures and the solids temperature, mainly at dilute flow conditions. Through the simulation of one-dimensional mathematical models from Rocha (1988) and Pelegrina and Crapiste (2001) it was verified that the theoretical profiles of gas and solids temperature and moisture are strongly dependent on the correlations used for estimation of heat transfer coefficients. It can be concluded that further studies on the drying in pneumatic beds require the improvement of experimental techniques and the development of new methodologies aiming the validation of models.

SUMÁRIO

RESUMO.....	v
ABSTRACT.....	vii
LISTA DE FIGURAS.....	xi
LISTA DE QUADROS.....	xx
LISTA DE TABELAS.....	xxi
NOMENCLATURA.....	xxii
CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO.....	1
CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
2.1 – Aspectos Gerais da Secagem em Leitos Pneumáticos.....	5
2.2 – Modelagem Matemática.....	7
2.2.1 – Modelos Unidimensionais.....	9
2.2.2 – Modelos Bidimensionais.....	25
2.2.3 – Modelo Pseudo-Bidimensional.....	33
2.3 – Parâmetros dos Modelos Matemáticos.....	37
2.3.1 – Parâmetros Fluidodinâmicos : Coeficiente de Atrito e Arraste..	37
2.3.2 – Coeficiente de Transferência de Calor.....	43
2.3.3 – Parâmetros para Transferência de Massa.....	53
2.3.3.1 – Umidade de Equilíbrio.....	54
2.3.3.2 – Cinética de Secagem e Coeficiente de Transferência de Massa.....	57
2.4 – Técnicas de Medidas.....	64
2.4.1 – Temperatura do Fluido.....	65
2.4.2 – Temperatura do Sólido.....	66
2.4.2.1 – Técnica de Calorimetria.....	67
2.4.2.2 – Sonda para Medida da Temperatura dos Sólidos.....	67
2.4.2.3 – Sensor de Radiação Térmica.....	69
2.4.3 – Umidade do Gás e Umidade do Sólido.....	70
2.4.4 – Pressão	72
2.4.5 – Porosidade, Concentração, Velocidade de Sólidos e Velocida- de do Gás.....	73
2.4.6 – Caracterização do Material.....	78
CAPÍTULO 3 – MATERIAIS E MÉTODOS.....	80
3.1 – Materiais.....	80
3.1.1 – Caracterização dos Materiais.....	82
3.1.2 – Umidificação dos Sólidos.....	84
3.1.3 – Isotermas de Equilíbrio e Cinética de Secagem.....	84
3.2 – Equipamento Desenvolvido.....	87
3.3 – Técnicas de Medidas.....	94
3.3.1 – Pressão.....	94
3.3.2 – Temperatura do Ar e dos Sólidos.....	95
3.3.3 – Umidade do Ar e dos Sólidos.....	99
3.3.4 – Vazão de Ar e dos Sólidos.....	101

3.4 – Procedimento Experimental.....	103
3.5 – Condições Experimentais e Incertezas das Medidas.....	105
3.6 – Metodologia para Medidas Indiretas.....	106
3.6.1 – Porosidade do Leito.....	106
3.6.2 – Determinação do Coeficiente de Troca Térmica.....	107
3.7 – Simulação Matemática do Processo de Secagem.....	112
CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	117
4.1 – Análise Fluidodinâmica.....	117
4.1.1 – Comportamento Operacional do Alimentador.....	117
4.1.2 – Coeficiente de Atrito Fluido-Parede.....	119
4.1.3 – Perfis Axiais de Pressão.....	124
4.1.4 – Identificação dos Regimes de Escoamento.....	128
4.1.5 – Influência da Densidade das Partículas.....	131
4.2 – Análise Térmica.....	132
4.2.1 – Perfis Axiais de Temperatura.....	132
4.2.2 – Metodologias Propostas na Literatura para Determinação do Coeficiente de Transferência de Calor Gás-Sólido.....	141
4.2.3 – Determinação do Coeficiente de Transferência de Calor Gás Sólido para as Condições Experimentais desse Trabalho.....	152
4.2.4 – Comparação entre os Resultados Experimentais Obtidos e as Previsões das Correlações da Literatura.....	162
4.3 – Aplicações em Secagem.....	172
4.3.1 – Experimentação.....	173
4.3.2 – Simulação dos Modelos Matemáticos.....	179
4.3.2.1 – Modelo de Rocha (1988).....	180
4.3.2.2 – Modelo de Pelegrina e Crapiste (2001).....	198
CAPÍTULO 5 – CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	210
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	216
ANEXO A.....	231
ANEXO B.....	235
ANEXO C.....	240
ANEXO D.....	249
ANEXO E.....	252

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Esquema de um secador pneumático.	06
Figura 2.2 - Esquema representativo da transferência de calor gás-sólido em secadores pneumáticos.	45
Figura 2.3 - Esquema representativo da medida por calorimetria (Jesus, 1987).	67
Figura 2.4 - Sonda para determinação da temperatura dos sólidos (Borzzone e Riquelme, 1997).	68
Figura 2.5 - Esquema da anemometria de duplo laser (Lehner e Wirth, 1999).	76
Figura 3.1 - Fotos ilustrativas dos materiais utilizados: (a) esferas de vidro; (b) partículas de alumina.	81
Figura 3.2 – Micrografias obtidas via MEV: (a) esferas de vidro; (b) partículas de alumina.	83
Figura 3.3 – Umidade adimensional em função do tempo parametrizada na velocidade superficial do gás de secagem para partículas de alumina – $T=100^{\circ}\text{C}$ (Oliveira Jr., 2003)	86
Figura 3.4 - Esquema experimental para secagem em leito pneumático.	88
Figura 3.5 - Esquema do trocador de calor usado no aquecimento do ar.	89
Figura 3.6 - Esquema do fluxo de calor através de um tubo isolado.	92
Figura 3.7 - Perda de calor do leito em função do número de Reynolds para o leito com e sem isolamento.	94
Figura 3.8 - Esquema do termopar com proteção.	96
Figura 3.9 - Esquema representativo da medida da temperatura dos sólidos por calorimetria.	97
Figura 3.10 - Ilustração do painel com a chave seletora, milivoltímetro e o bloco de aferição dos termopares.	97

Figura 3.11- Curvas de aferição dos termopares – temperatura em função da força eletromotriz: (a) termopares para medida da temperatura do ar; (b) termopares para medida da temperatura dos sólidos.	98
Figura 3.12 - Detalhamento do psicrômetro de dupla mecha (Faria, 1986).	100
Figura 3.13- Curvas de aferição dos termopares – temperatura em função da força eletromotriz – para psicrômetros.	100
Figura 3.14 - Curvas de aferição do medidor tipo placa de orifício.	102
Figura 3.15 - Esquema da caixa de amostragem de sólidos.	103
Figura 4.1 - Vazões de sólidos em função da velocidade superficial do gás: (a) esferas de vidro; (b) partículas de alumina.	118
Figura 4.2 - Gradiente de pressão em função da velocidade superficial do gás, para o leito sem partículas.	120
Figura 4.3 - Coeficiente de atrito fluido-parede em função do número de Reynolds.	121
Figura 4.4 - Coeficiente de atrito fluido-parede em função do número de Reynolds.	122
Figura 4.5 - Comparação entre os valores de f_f preditos pela Equação 4.3 e os valores obtidos experimentalmente.	124
Figura 4.6 - Distribuição de frequência de resíduos determinados para a Equação 4.3.	124
Figura 4.7 - Pressão estática em função da distância axial obtida para diferentes velocidades do gás:(a) $W_s=24,36$ g/s; (b) $W_s= 35,51$ g/s e (c) $W_s= 42,19$ g/s – esferas de vidro.	126
Figura 4.8 - Pressão estática em função da distância axial obtida para diferentes velocidades do gás:(a) $W_s=24,62$ g/s; (b) $W_s= 34,56$ g/s e (c) $W_s= 42,71$ g/s – partículas de alumina.	127
Figura 4.9 - Gradientes de pressão em função da velocidade superficial do gás para esferas de vidro, parametrizados na vazão de sólidos.	129
Figura 4.10 - Gradientes de pressão em função da velocidade superficial do gás para partículas de alumina, parametrizados na vazão de sólidos.	130

- Figura 4.11 - Gradientes de pressão em função da velocidade superficial do gás para esferas de vidro (pontos cheios) e partículas de alumina (pontos vazados), ambas com $d_p=3,68\text{mm}$. 131
- Figura 4.12 - Temperatura teórica e experimental do gás e dos sólidos em função do comprimento do tubo de secagem, para esferas de vidro: (a) $W_s=36,5\text{g/s}$ e $U=26,8\text{m/s}$; (b) $W_s=35,03\text{g/s}$ e $U=21,5\text{m/s}$; (c) $W_s=35,5\text{g/s}$ e $U=18,8\text{m/s}$. 134
- Figura 4.13 - Temperatura do ar em função do comprimento do tubo de secagem, para esferas de vidro: (a) U semelhantes e W_s diferentes; (b) W_s semelhantes e U diferentes. 136
- Figura 4.14 - Temperatura teórica e experimental do gás e dos sólidos em função do comprimento do tubo de secagem, para partículas de alumina: (a) $W_s=34,42\text{g/s}$ e $U=27,96\text{m/s}$; (b) $W_s=35,87\text{g/s}$ e $U=19,29\text{m/s}$; (c) $W_s=33,31\text{g/s}$ e $U=15,29\text{m/s}$. 138
- Figura 4.15 - Temperatura do ar em função do comprimento do tubo de secagem, para partículas de alumina: (a) U semelhantes e W_s diferentes; (b) W_s semelhantes e U diferentes. 140
- Figura 4.16 - Coeficiente de transferência de calor em função da velocidade superficial do gás, obtidos de acordo com o Método I, Método II e Método III: (a) esferas de vidro, $W_s = 42,19\text{g/s}$ e $U = 28,23; 21,53$ e $18,58\text{m/s}$; (b) partículas de alumina, $W_s = 42,71\text{g/s}$ e $U = 27,68; 19,28$ e $16,32\text{m/s}$. 142
- Figura 4.17 - Comparação entre os valores de temperatura experimentais do gás e os perfis obtidos através do Método II (Equação 4.4), para esferas de vidro: (a) $W_s = 42,19\text{g/s}$ e $U = 28,23\text{m/s}$; (b) $42,19\text{g/s}$ e $U = 21,53\text{m/s}$; (c) $42,19\text{g/s}$ e $U = 18,58\text{m/s}$. 145
- Figura 4.18 - Comparação entre os valores de temperatura experimentais do gás e os perfis obtidos através do Método II (Equação 4.4), para partículas de alumina: (a) $W_s = 42,71\text{g/s}$ e $U = 27,68\text{m/s}$; (b) $42,71\text{g/s}$ e $U = 19,28\text{m/s}$; (c) $42,71\text{g/s}$ e $U = 16,32\text{m/s}$. 147
- Figura 4.19 - Comparação entre os valores de temperatura experimentais do gás e os perfis obtidos através do Método III (Equação 4.5), para esferas de vidro: (a) $W_s = 42,19\text{g/s}$ e $U = 28,23\text{m/s}$; (b) $42,19\text{g/s}$ e $U = 21,53\text{m/s}$; (c) $42,19\text{g/s}$ e $U = 18,58\text{m/s}$. 149
- Figura 4.20 - Comparação entre os valores de temperatura experimentais do gás e os perfis obtidos através do Método III (Equação 4.5), para partículas de alumina: (a) $W_s = 42,71\text{g/s}$ e $U = 27,68\text{m/s}$; (b) $42,71\text{g/s}$ e $U = 19,28\text{m/s}$; (c) $42,71\text{g/s}$ e $U = 16,32\text{m/s}$. 151

- Figura 4.21 - Coeficiente de transferência de calor gás-sólido em função da velocidade superficial do gás para esferas de vidro, parametrizadas na vazão de sólidos. 153
- Figura 4.22 - Coeficiente de transferência de calor gás-sólido e gradiente de pressão em função da velocidade superficial do gás para esferas de vidro, parametrizados na vazão de sólidos. 155
- Figura 4.23 - Coeficiente de transferência de calor gás-sólido em função da vazão de sólidos para esferas de vidro, parametrizados na velocidade superficial do gás. 156
- Figura 4.24 - Coeficiente de transferência de calor gás-sólido em função da velocidade superficial do gás para partículas de alumina, parametrizadas na vazão de sólidos. 157
- Figura 4.25 - Coeficiente de transferência de calor gás-sólido e gradiente de pressão em função da velocidade superficial do gás para partículas de alumina, parametrizados na vazão de sólidos. 158
- Figura 4.26 - Coeficiente de transferência de calor gás-sólido em função da vazão de sólidos para partículas de alumina, parametrizados na velocidade superficial do gás. 159
- Figura 4.27 - Superfícies de sensibilidade: (a) sensibilidade de h com relação a porosidade em função da W_g e W_s ; (b) sensibilidade de h com relação a W_g em função da porosidade e W_s ; (c) sensibilidade de h com relação a W_s em função da porosidade e W_g . 162
- Figura 4.28 - Número de Nusselt em função do número de Reynolds da partícula: (a) dados experimentais obtidos por Jesus (1987) para esferas de vidro com $d_p=1,00\text{mm}$; (b) dados experimentais desse trabalho para esferas de vidro com $d_p=3,68\text{mm}$. 164
- Figura 4.29 - Número de Nusselt em função de W_s/W_g : (a) dados experimentais de Pécora (1985); (b) dados experimentais de Jesus (1987) e Valentin (1986); (c) dados experimentais desse trabalho. 166
- Figura 4.30 - Comparação dos resultados experimentais com valores obtidos através de correlações de $Nu=f(Re_p)$: (a) esferas de vidro; (b) partículas de alumina. 168
- Figura 4.31 - Comparação dos resultados experimentais com valores obtidos através de correlações de $Nu=f(Re_p, \beta_v)$: (a) esferas de vidro; (b) partículas de alumina. 169

- Figura 4.32 - Comparação entre os valores de Nu_p experimentais e valores estimados pela Equação 4.8, para partículas de alumina. 171
- Figura 4.33 - Distribuição de frequência de resíduos para a Equação 4.8. 172
- Figura 4.34 – Distribuição de resíduos em função dos valores de Nu_p preditos pela Equação 4.8. 172
- Figura 4.35 – Representação esquemática da coleta de sólidos em leito pneumático. 175
- Figura 4.36 – Influência do valor inicial da porosidade sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento n° 5 – Equação 4.8 – partículas de alumina: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos. 183
- Figura 4.37 – Influência do valor da velocidade de entrada do gás sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento n° 5 – Equação 4.8 – partículas de alumina: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos. 184
- Figura 4.38 – Influência do valor da velocidade de entrada dos sólidos sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento n° 5 – Equação 4.8 – partículas de alumina: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos. 186
- Figura 4.39 – Influência do valor da umidade de entrada do gás sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento n° 5 – Equação 4.8 – partículas de alumina: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos. 188
- Figura 4.40 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura do gás obtidos para partículas de alumina (experimento n° 5) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 191

- Figura 4.41 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura dos sólidos obtidos para partículas de alumina (experimento nº 5) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 191
- Figura 4.42 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade do gás obtidos para partículas de alumina (experimento nº 5) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 192
- Figura 4.43 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade dos sólidos obtidos para partículas de alumina (experimento nº 5) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 192
- Figura 4.44 – Comparações entre os resultados experimentais de pressão obtidos para partículas de alumina (experimento nº 5) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 193
- Figura 4.45 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura do gás obtidos para esferas de vidro (experimento nº 6) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 194
- Figura 4.46 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura dos sólidos obtidos para esferas de vidro (experimento nº 6) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 194
- Figura 4.47 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade do gás obtidos para esferas de vidro (experimento nº 6) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 195
- Figura 4.48 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade dos sólidos obtidos para esferas de vidro (experimento nº 6) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 195

- Figura 4.49 – Comparações entre os resultados experimentais de pressão obtidos para esferas de vidro (experimento n° 6) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 196
- Figura 4.50 – Comparações entre os valores experimentais de temperatura dos sólidos e do gás e os preditos pela simulação matemática do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) – partículas de alumina – experimento n° 4 – Equação 4.8. 200
- Figura 4.51 – Comparações entre os valores experimentais de umidade dos sólidos e do gás e os preditos pela simulação matemática do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) – partículas de alumina – experimento n° 4 – Equação 4.8. 200
- Figura 4.52 – Comparações entre os valores experimentais de temperatura dos sólidos e do gás e os preditos pela simulação matemática do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) – esferas de vidro – experimento n° 8 – Equação 4.7. 201
- Figura 4.53 – Comparações entre os valores experimentais de umidade dos sólidos e do gás e os preditos pela simulação matemática do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) – esferas de vidro – experimento n° 8 – Equação 4.7. 201
- Figura 4.54 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade do gás obtidos para partículas de alumina (experimento n° 5) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 204
- Figura 4.55 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade dos sólidos obtidos para partículas de alumina (experimento n° 5) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 204
- Figura 4.56 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura do gás obtidos para partículas de alumina (experimento n° 5) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 205
- Figura 4.57 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura dos sólidos obtidos para partículas de alumina (experimento n° 5) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 205

- Figura 4.58 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade do gás obtidos para esferas de vidro (experimento nº 6) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 206
- Figura 4.59 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade dos sólidos obtidos para esferas de vidro (experimento nº 6) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 206
- Figura 4.60 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura do gás obtidos para esferas de vidro (experimento nº 6) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 207
- Figura 4.61 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura dos sólidos obtidos para esferas de vidro (experimento nº 6) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. 207
- Figura D.1 – Distribuição de freqüência de resíduos determinados para a Equação 4.7, baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978). 250
- Figura D.2 – Distribuição de resíduos em função dos valores de Nu_p preditos pela Equação 4.7, baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978). 250
- Figura D.3 – Comparação entre os valores de Nu_p experimentais e os valores estimados pela Equação 4.7, baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978). 250
- Figura D.4 – Distribuição de freqüência de resíduos determinados para a Equação 4.9, baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978). 251
- Figura D.5 – Distribuição de resíduos em função dos valores de Nu_p preditos pela Equação 4.9, baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978). 251
- Figura D.6 – Comparação entre os valores de Nu_p experimentais e os valores estimados pela Equação 4.9, baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978). 251

Figura E.1 - Influência do valor inicial da porosidade sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento n° 6 – Equação 4.7 – esferas de vidro: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos. 254

Figura E.2 – Influência do valor da velocidade de entrada do gás sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento n° 6 – Equação 4.7 – esferas de vidro: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos. 255

Figura E.3 – Influência do valor da velocidade de entrada dos sólidos sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento n° 6 – Equação 4.7 – esferas de vidro: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos. 256

Figura E.4 – Influência do valor da umidade de entrada do gás sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento n° 6 – Equação 4.7 – esferas de vidro: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos. 257

LISTA DE QUADROS

Quadro 2.1 - Correlações para a determinação do coeficiente de atrito fluido-parede em tubos lisos.	39
Quadro 2.2 - Correlações para a determinação do coeficiente de atrito fluido-parede em tubos rugosos.	39
Quadro 2.3 - Correlações para a determinação do coeficiente de atrito partícula-parede.	41
Quadro 2.4 - Correlações para a determinação do coeficiente de arraste.	43
Quadro 2.5 - Correlações para a determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido.	50
Quadro 2.6 - Correlações semi-empíricas para estimativa da umidade de equilíbrio.	56
Quadro 2.7 - Equações para cinética de secagem.	61
Quadro 2.8 - Correlações para determinação do coeficiente de transferência de massa gás-sólido no período de taxa constante.	64
Quadro 2.9 - Comparação entre diferentes técnicas para determinação da concentração de sólidos e velocidade local dos sólidos (Nieuwland <i>et al</i> , 1996)	77
Quadro 3.1 - Equações diferenciais que compõem o modelo de Rocha (1988).	114
Quadro 3.2 - Equações diferenciais que compõem o modelo de Pelegrina e Crapiste (2001).	115
Quadro 3.3 – Correlações para o cálculo das propriedades físicas do ar, vapor d’água e água.	116
Quadro 4.1 - Correlações para o coeficiente de atrito fluido-parede obtidas via estimação não linear para os dados desse trabalho.	123
Quadro 4.2 - Correlações para determinação de Nu_p obtidas via estimação não linear.	170

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 - Propriedades das partículas de alumina e esferas de vidro.	83
Tabela 3.2 - Faixa de condições operacionais utilizadas nesse trabalho e incertezas de medidas estimadas para as variáveis.	106
Tabela 4.1 – Coeficiente de transferência de calor gás-sólido, para esferas de vidro e partículas de alumina, parametrizadas na vazão de sólidos e velocidade superficial do ar.	159
Tabela 4.2 - Resultados experimentais obtidos da secagem pneumática.	176
Tabela 4.3 – Condições iniciais utilizadas para verificação da influência de Y , v , u e ε sobre o comportamento da simulação – partículas de alumina – experimento n ^o 5.	182
Tabela A.1 – Resultados experimentais e calculados através de correlações para o coeficiente de atrito fluido-parede.	232
Tabela B.1 – Resultados experimentais fluidodinâmicos obtidos para esferas de vidro.	236
Tabela B.2 – Resultados experimentais fluidodinâmicos obtidos para partículas de alumina.	238
Tabela C.1 – Resultados obtidos na determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido, pelos métodos I e II, para esferas de vidro.	241
Tabela C.2 – Resultados obtidos na determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido, pelos métodos I e II, para partículas de alumina.	243
Tabela C.3 – Resultados obtidos na determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido, pelo método III, para esferas de vidro.	245
Tabela C.4 – Resultados obtidos na determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido, pelo método III, para partículas de alumina.	247
Tabela E.1 – Condições iniciais utilizadas para verificação da influência de Y , v , u e ε sobre o comportamento da simulação – esferas de vidro – experimento n ^o 6.	253

NOMENCLATURA

a	área superficial da partícula por unidade de volume da partícula	L^{-1}
a_t	área externa do secador por unidade de volume	L^{-1}
A,B,C,D	parâmetros das equações de equilíbrio ou secagem dimensionais ou adimensionais dependendo da equação (Quadro 2.6 ou 2.7)	-
A_g	área da secção transversal ocupada pela fase gasosa	L^2
$A_{part.}$	área da secção transversal ocupada pela fase dispersa	L^2
A_i	constante numérica da Equação 2.129	-
A_p	área superficial da partícula	L^2
A'_p	área projetada da partícula	L^2
A_s	superfície específica	L^2/M
A_t	área total da secção transversal do tubo	L^2
A_T	área de transferência de calor fluido-partícula	L^2
B_i	constante numérica da Equação 2.130	-
B'	parâmetro definido pela Equação 2.15	-
BS	base seca	-
BU	base úmida	-
C_D	coeficiente de arraste	-
C_{pg}	calor específico do gás	$L^2/T^2\theta$
C_{pa}	calor específico da água	$L^2/T^2\theta$
C_{ps}	calor específico do sólido	$L^2/T^2\theta$
C_{pv}	calor específico do vapor d'água	$L^2/T^2\theta$
d	diâmetro	L
d_c	diâmetro do centro úmido da partícula	L
d_{poro}	diâmetro do poro da partícula	L
$-dP/dz$	gradiente de pressão no leito	M/L^2T^2
\tilde{D}	tensor difusividade de massa	M/LT
D_{ef}	coeficiente de difusão efetivo	L^2/T
D_t	diâmetro do tubo de secagem	L
D_{va}	coeficiente de difusão de vapor d'água em ar	L^2/T
e/D_t	rugosidade do tubo	-
e^*	coeficiente de restituição, dado pelas Equações 2.54 ou 2.55	-
f	fluxo de água evaporada	M/L^3T
\dot{f}	taxa de secagem	M/L^2T
f_f	coeficiente de atrito fluido-parede	-
f_p	coeficiente de atrito partícula-parede	-
F_{fd}	força de atrito partícula-parede por unidade de comprimento	M/T^2
F_d	força de arraste da fase dispersa por unidade de comprimento	M/T^2
F_D	força de arraste entre as fases fluida e sólida	M/L^2T^2
F_f	força de atrito fluido-parede	M/L^2T^2
F_{fg}	força de atrito fluido-parede por unidade de comprimento	M/T^2
F_g	força de arraste da fase gasosa por unidade de comprimento	M/T^2

F_p	força de atrito partícula-parede	M/L^2T^2
g	aceleração da gravidade	L/T^2
g_0	parâmetro definido na Equação 2.56	-
G	fluxo mássico	M/L^2T
h_i	coeficiente de transferência de calor por convecção forçada	$M/T^3\theta$
h	coeficiente de transferência de calor gás-sólido	$M/T^3\theta$
h_∞	coeficiente de transferência de calor por convecção natural	$M/T^3\theta$
H_d	entalpia da fase dispersa	L^2/T^2
H_g	entalpia do gás	L^2/T^2
H_s	calor de sorção do sólido	L^2/T^2
H_v	entalpia de evaporação da água	L^2/T^2
k	condutividade térmica do gás	$ML/T^3\theta$
k_d	coeficiente convectivo de transferência de massa	L/T
k_{ef}	coeficiente de transferência de massa efetivo	T^{-1}
k_{iso}	condutividade térmica do isolante	$ML/T^3\theta$
k_m	taxa de transferência de massa por unidade comprimento	M/LT
k_{tubo}	condutividade térmica do tubo de secagem	$ML/T^3\theta$
k_y	coeficiente convectivo de transferência de massa gás-partícula	M/L^2T
K	constante de secagem (Quadro 2.7), onde dimensão depende equação	-
\tilde{K}	tensor condutividade térmica	$ML/T^3\theta$
L_{poros}	tamanho do poro da partícula	L
m	força resistiva gás-partícula, definida pelas Equações (2.35) ou (2.36)	M/L^2T^2
\dot{m}	vazão mássica de fluido	M/T
\dot{m}_d	taxa de evaporação de uma única partícula	M/T
M_w	peso molecular da água	$M/Mmol$
n_d	número de partículas por unidade de volume	L^{-3}
P	pressão ambiente	M/LT^2
P_{sat}	pressão de saturação de vapor d'água	M/LT^2
P_{vg}	pressão parcial de vapor d'água no ambiente	M/LT^2
\dot{Q}	fluxo de calor	M/T^3
Q_c	calor transmitido por unidade de tempo por convecção	ML^2/T^3
Q_d	calor transferido para a fase dispersa por unidade de comprimento	ML/T^3
Q_g	calor transferido da fase gasosa por unidade de comprimento	ML/T^3
Q_p	calor perdido pelas paredes	ML/T^3
r	coordenada radial	L
r_e	raio externo do isolante que envolve o tubo de secagem	L
r_i	raio interno do tubo de secagem	L
r_m	raio externo do tubo de secagem	L
R	raio da partícula	L

S	área da superfície das partículas por unidade de volume do leito	L^{-1}
t	tempo	T
T	temperatura	θ
T_c	temperatura da superfície do corpo	θ
T_c	temperatura da crosta seca da partícula	θ
T_e	temperatura da parede externa, entre o isolante e o ambiente	θ
\bar{T}_m	temperatura média $= [0,5(T_c + T_s)]$	θ
$T_{susp.}$	temperatura da suspensão gás-sólido	θ
T_w	temperatura da parede	θ
T_∞	temperatura ambiente	θ
u	velocidade intersticial do gás	L/T
U	velocidade superficial do gás	L/T
u_R	velocidade de arraste ($=u-v$)	L/T
UR	umidade relativa do ar	-
U_t	velocidade terminal para a partícula isolada caindo em meio infinito	L/T
U_{TC}	coeficiente global de transferência de calor entre o interior do tubo de secagem e o ambiente	$M/T^3\theta$
v	velocidade intersticial do sólido	L/T
V	velocidade superficial do sólido	L/T
V_p	volume da partícula	L^3
V_{poros}	volume de poros	L^3/M
V_t	volume da seção do tubo compreendido entre as duas válvulas guilhotinas	L^3
W	vazão mássica	M/T
W_d	trabalho transferido por unidade de comprimento entre a fase dispersa e gasosa	ML/T^3
W_g	trabalho transferido por unidade do comprimento entre a fase gasosa e dispersa	ML/T^3
X	umidade da partícula, massa de água por massa de sólido seco	-
\bar{X}	umidade média da partícula	-
XR	umidade adimensional ($= \frac{\bar{X} - X^*}{X_0 - X^*}$)	-
X_0	umidade inicial da partícula	-
X^*	umidade da partícula no equilíbrio	-
Y	umidade do ar, massa de água por massa de ar seco	-
Y_s	umidade do ar na saturação	-
Y^*	umidade do ar no equilíbrio	-
z	coordenada axial	L
Símbolos Gregos		
β_D	coeficiente de arraste fluido-partícula por unidade de volume	M/L^4
β_v	concentração volumétrica de sólidos	-

ε	porosidade	-
$\varepsilon_{\text{mín}}$	porosidade mínima do leito	-
ε_p	porosidade da partícula	-
γ	livre percurso médio	L
λ	calor latente de evaporação do gás	L^2/T^2
λ_i	auto valores, usado nas equações (2.129) e (2.130)	-
μ	viscosidade do gás	M/LT
μ_s	viscosidade da fase particulada	M/LT
ρ	densidade	M/L^3
ρ_a	densidade aparente	M/L^3
ρ_{s0}	densidade dos sólidos na condição de entrada	M/L^3

Sub-índices

f – fluido

g – gás

p - partícula

r – coordenada radial

s – sólido

z – coordenada axial

0 – inicial

Grupos Adimensionais

A_r	Número de Archimedes	$\frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g d_p^3}{\mu^2}$
Kn_p	Número de Knudsen de partícula	$\frac{\gamma}{d_p}$
Nu_p	Número de Nusselt de partícula	$\frac{h d_p}{k}$
Pr	Número de Prandtl	$\frac{\mu C_{pg}}{k}$
Re	Número de Reynolds	$\frac{\rho_g u D_t}{\mu}$
Re_p	Número de Reynolds de partícula	$\frac{\rho_g (u - v) d_p}{\mu}$
Sc	Número de Schmidt	$\frac{\mu}{\rho_g D_{va}}$
Sh	Número de Sherwood	$\frac{k_d d_p}{D_{va}}$

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

Os sistemas que envolvem o contato de uma fase gasosa com partículas sólidas, como por exemplo, os leitos fixos, fluidizados, pneumáticos e deslizantes são muito utilizados em processos que envolvem reações químicas ou troca de calor ou troca de massa, como absorção e secagem.

Os leitos pneumáticos, por permitirem um excelente contato fluido-partícula, podem ser utilizados numa grande variedade de processos, incluindo aplicações na secagem de sólidos como grãos, fertilizantes, produtos químicos, farmacêuticos, alimentícios, minerais e inclusive na secagem de suspensões (Blasco *et al.* 1998).

A secagem pneumática apresenta uma grande flexibilidade em termos operacionais, uma vez que pode ocorrer simultaneamente o transporte, aquecimento e a secagem de material particulado. Neste processo, o material úmido a ser seco é transportado ao longo de um tubo, usando ar quente, vapor saturado, vapor superaquecido (Blasco *et al.* 2000) ou gases de combustão. Geralmente, a parede do tubo de transporte é isolada e a transferência de calor ocorre preferencialmente entre o fluido e as partículas. A maioria dos processos de secagem pneumática ocorre em baixas concentrações volumétricas de sólidos ($\varepsilon > 0,98$ Rocha e Paixão, 1997). Entre as vantagens desta secagem destacam-se a alta capacidade calorífica do leito, facilidade na manipulação e transporte dos sólidos, maior área superficial de contato com o material a ser seco, altos coeficientes efetivos de transferência de massa e calor, secagem de materiais sensíveis ao

calor, explosivos e degradáveis, diminuindo a possibilidade de deterioração térmica do produto, inclusive em altas temperaturas, devido aos baixos tempos de residência, além dos baixos custos de investimento e manutenção (Korn e Nowak, 2000; Alvarez e Blasco, 1999; Baeyens *et al.* 1995).

Com base ainda no baixo tempo de residência das partículas no leito, alguns autores (Rocha, 1988; Paixão, 1995) consideram que o processo de secagem pneumática é controlado principalmente pelas condições externas (temperatura, umidade, velocidade do gás, área superficial da partícula e pressão), resultando apenas na remoção da umidade superficial da partícula. Entretanto, para situações em que seja necessária a retirada da umidade interna dos materiais várias soluções podem ser empregadas, como o controle da temperatura do fluido de secagem, o aumento do tempo de residência através da adaptação no leito de um sistema de recirculação de sólidos (Korn e Nowak, 2000; Alvarez e Blasco, 1999), ou ainda a combinação de outras operações unitárias após a secagem pneumática, como o uso de secadores do tipo leito fluidizado, tambores rotativos e ciclones (Korn e Nowak, 2000), que além de aumentar a eficiência da secagem, também proporcionam um produto com umidade uniforme.

Apesar da crescente utilização de secadores pneumáticos na indústria, as pesquisas fundamentais sobre secagem em leitos pneumáticos não têm tido progressos significativos. O projeto de secadores pneumáticos ainda é baseado em conhecimentos empíricos. A maioria dos resultados encontrados na literatura é obtida via simulação das equações do modelo matemático e métodos de cálculo para a predição das variáveis de interesse, e nem sempre são comparados com dados experimentais, devido à escassez desses dados na literatura. Poucos autores

concentram-se na análise teórica e experimental da secagem pneumática, principalmente quanto aos estudos dos fenômenos de transferência de calor e massa envolvidos, particularmente no que se refere à remoção de umidade não superficial.

Dentre os modelos matemáticos encontrados na literatura, os modelos “duplo fluido”, fundamentados nas equações de transferência de calor, massa e movimento para cada uma das fases, são os mais utilizados.

O Centro de Secagem do DEQ/UFSCar vem trabalhando, desde 1987, na fluidodinâmica do escoamento gás-sólido no transporte pneumático. O mesmo não ocorre com as pesquisas relacionadas com a transferência de calor e massa em leitos pneumáticos, que ainda se encontram em fase embrionária. Há necessidade de maiores informações sobre os mecanismos de transferência de calor e massa neste tipo de leito, inclusive com a utilização de partículas maiores, da ordem de milímetros.

Assim, visando dar continuidade aos estudos que vêm sendo desenvolvidos nesta linha de pesquisa, o objetivo desse trabalho é estudar a secagem de partículas porosas e não porosas num leito de transporte pneumático vertical, através da análise de modelos matemáticos que permitam a predição do processo de secagem e também assegurem a compreensão dos mecanismos de transferência de quantidade de movimento, calor e massa, seguida pela busca de parâmetros necessários e validação do modelo utilizado em relação aos valores experimentais obtidos.

Para a realização desse trabalho duas etapas iniciais foram bastante importantes: a escolha do material poroso a ser utilizado na secagem e a

montagem do equipamento experimental. As partículas escolhidas para a condução dos testes de secagem foram esferas de alumina ativada F-200 (Alcoa) e esferas de vidro, ambas com diâmetro médio de 3,68mm. A implementação da unidade experimental consistiu na construção do sistema de aquecimento de ar, isolamento das paredes do leito, escolha do tipo de alimentador e montagem dos periféricos (termopares, coletores e psicrômetros) necessários para realização das medidas experimentais. O leito de secagem desenvolvido apresenta uma tubulação com diâmetro interno de 53,4mm e aproximadamente 4,1m de altura, com alimentador de sólidos do tipo gravitacional.

Para facilitar a compreensão dos mecanismos que fazem parte da secagem pneumática e contribuir com a busca experimental das variáveis e parâmetros envolvidos no processo, a pesquisa foi subdividida em duas etapas, análise do comportamento fluidodinâmico e térmico do leito pneumático, para posterior conclusão do estudo da secagem e a análise dos principais modelos a duas fases existentes na literatura. Os resultados experimentais visaram a caracterização dos regimes de escoamento, a análise da influência do comportamento fluidodinâmico na transferência de calor, a determinação experimental ou via correlações disponíveis na literatura dos parâmetros associados ao modelo, como por exemplo, o coeficiente de transferência de calor gás-sólido, o fator de atrito, o coeficiente de transferência de massa, o calor específico, o teor de umidade de equilíbrio e a cinética de secagem, além da validação dos modelos matemáticos referentes aos estudos do processo de secagem pneumática.

A seguir, será apresentada uma revisão bibliográfica sobre os principais itens que serão abordados neste trabalho.

CAPÍTULO 2 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

O objetivo dessa revisão bibliográfica é verificar o andamento dos estudos sobre a secagem em leitos de transporte pneumático. Este estudo será feito partindo-se dos principais modelos matemáticos utilizados pelos pesquisadores para simular as transferências de quantidade de movimento, de calor e de massa no escoamento gás-sólido, e, seguindo-se com as pesquisas sobre os parâmetros e as técnicas de medidas necessárias para obtenção dos dados experimentais, resolução e validação destes modelos.

2.1 – ASPECTOS GERAIS DA SECAGEM EM LEITOS PNEUMÁTICOS

Na operação de um secador pneumático vertical, o material particulado úmido passa por um sistema de alimentação, sendo transportado ascendentemente através de uma corrente gasosa aquecida, geralmente o ar, até o sistema de separação de sólidos. Na Figura 2.1 é apresentada uma unidade típica de secagem pneumática.

Na região de alimentação, os sólidos movimentam-se rapidamente através da corrente gasosa, sendo acelerados até alcançarem a velocidade estacionária. Segundo Kemp (1994) e Pelegrina e Capriste (2001), na região de aceleração a diferença entre a temperatura do gás e dos sólidos é máxima, assim como a velocidade de arraste gás-sólido e os coeficientes de transferência de calor e massa também são altos, resultando numa região onde ocorrem as maiores taxas

de transferência de calor e massa.

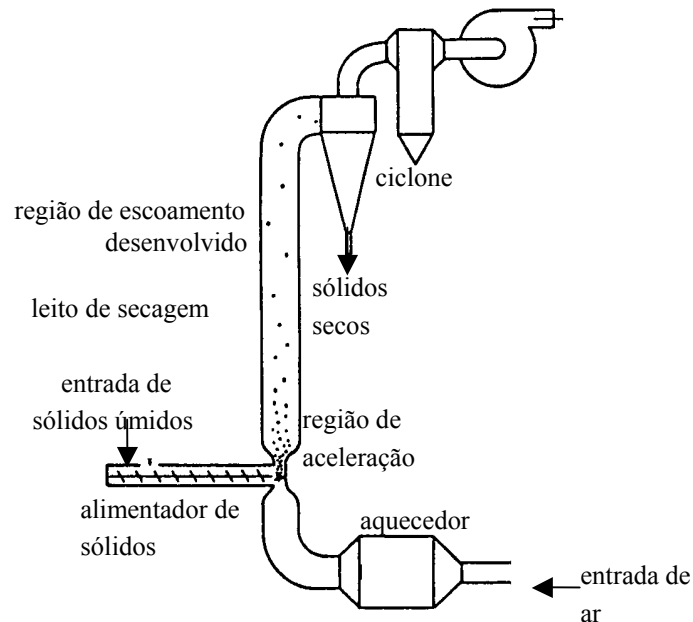


Figura 2.1 – Esquema de um secador pneumático.

Na secagem de um material úmido, dois processos podem ocorrer simultaneamente:

- transferência de energia, principalmente como calor, do gás para evaporar a umidade superficial da partícula; nesta etapa do processo de secagem, à taxa de secagem constante, a superfície do sólido é mantida saturada, e o mecanismo dominante de transferência de calor e massa entre o gás e o material úmido é a convecção na superfície do sólido e,
- transferência da umidade interna para a superfície do sólido e sua subsequente evaporação devido ao processo citado anteriormente; este processo de migração da umidade de dentro do sólido para a superfície,

pode ocorrer através de um ou mais mecanismos, como a difusão e o escoamento capilar.

Durante o processo de secagem convectiva, a taxa de secagem depende da estrutura e propriedades do material (higroscópicos ou não), das propriedades de transferência de massa e calor, assim como da velocidade, temperatura e umidade do ar. Segundo Alvarez e Blasco (1999) e Blasco *et al.* (1998) na secagem, principalmente de substratos inorgânicos, a taxa de secagem é controlada apenas pelas condições externas, mas para sólidos porosos, a taxa de secagem é determinada principalmente pela difusão interna e conseqüentemente afetada pela estrutura do sólido, nível de umidade, tamanho da partícula, entre outros parâmetros. Em adição às condições externas de secagem, o conhecimento dos mecanismos internos de transferência de massa e calor e as propriedades higroscópicas do material são essenciais para a modelagem dos processos de secagem.

2.2 – MODELAGEM MATEMÁTICA

O desenvolvimento da modelagem matemática é de grande importância para o projeto, otimização, controle e automação dos processos de secagem. A análise e a simulação de um modelo teórico permite a predição do processo de secagem e garante uma maior compreensão dos mecanismos de transferência de calor e massa.

De um modo geral, os modelos matemáticos encontrados na literatura podem ser divididos em duas categorias: os determinísticos (com base na teoria do

contínuo e nas equações fundamentais de balanço de massa, movimento e energia) e os modelos probabilísticos ou estocásticos (baseados na teoria cinética). Nessa revisão serão analisados somente os modelos determinísticos uma vez que estes se adequam mais ao tipo de experimentos que serão realizados nesse trabalho.

Fazendo uma revisão na literatura observa-se que uma grande quantidade de aproximações e hipóteses tem sido utilizada para modelar o processo de secagem num leito pneumático. Dificilmente os pesquisadores chegarão a um consenso sobre o modelo matemático que melhor descreve o comportamento do sistema. Existem pesquisadores, como Li e Mason (2000), que consideram que supor uma fase contínua para a fase sólida, não é uma descrição realista do processo, principalmente quando são utilizadas partículas grandes e também devido às interações partícula-partícula e partícula-parede.

Radford (1997) desenvolveu um modelo simples, que não envolve dificuldades matemáticas ou conceitos complexos, para prever o comportamento da secagem de alumina em sistemas de transporte pneumático. Apesar dos resultados satisfatórios com relação à variação da umidade do sólido e temperatura do gás ao longo do tubo, a implementação do modelo foi realizada através de um pacote de planilhas eletrônicas desenvolvidas no Excel 5.0, o que gera uma grande quantidade de hipóteses e limitações, como ser aplicável somente para sólidos não higroscópicos, considerar os sólidos como partículas discretas, a velocidade de arraste igual a zero e não considerar os efeitos de entrada e as interações entre partículas, restringindo sua aplicabilidade, uma vez que pode mascarar o comportamento de alguns fenômenos envolvidos no processo de secagem.

Entre os modelos mais utilizados em secadores de leito pneumático, destacam-se os modelos de duas fases, fundamentados nas equações de conservação de massa, movimento e energia, e, baseados na teoria do contínuo, que apesar de limitarem a veracidade com a qual o modelo descreve o comportamento dinâmico principalmente do constituinte sólido, simplificam seu desenvolvimento e são matematicamente menos complexos. Dependendo das hipóteses e considerações, esses modelos podem ser classificados em uni, bi ou tridimensionais.

Analisando a literatura existente, nota-se que a maioria dos pesquisadores considera, na modelagem de secadores em leitos pneumáticos, um escoamento unidimensional. Não foram encontrados trabalhos que analisassem simultaneamente as equações de quantidade de movimento, calor e massa, considerando variações axiais e radiais para velocidade, umidade e temperatura do gás e dos sólidos. Esta escassez deve estar relacionada com a dificuldade em se obter, experimentalmente, valores locais para as variáveis envolvidas na modelagem do processo.

A seguir será feita uma revisão sobre os principais tipos de modelos encontrados na literatura para simular o processo de secagem em leitos pneumáticos.

2.2.1 – MODELOS UNIDIMENSIONAIS

Pelegrina e Crapiste (2001) desenvolveram um modelo matemático unidimensional composto por equações de conservação de quantidade de movimento, energia e massa para a secagem de alimentos. Além de considerar as

variações das propriedades do ar com a umidade e temperatura e das propriedades do sólido com a umidade, o modelo leva em conta o encolhimento do material durante a secagem.

O modelo é composto por equações de balanços de quantidade de movimento, energia e massa para a fase contínua (ar úmido) e a fase sólida dispersa (alimento). No desenvolvimento da modelagem foram consideradas as seguintes hipóteses:

- escoamento estacionário;
- escoamento unidimensional do tipo *plug flow*;
- as interações partícula-partícula na transferência de quantidade de movimento, calor e massa são desprezíveis;
- a transferência de quantidade de movimento devido às forças de atrito pode ocorrer entre a parede do tubo e entre ambas as fases, gasosa e dispersa;
- a transferência de calor pode ocorrer entre a fase gasosa e a parede do tubo, mas entre partículas-parede é desprezível;
- a fase gasosa é formada por uma mistura de ar seco + vapor d'água, e comporta-se como ideal;
- os sólidos são higroscópicos e podem encolher durante a secagem;
- os sólidos possuem tamanho e forma uniformes e
- a resistência interna não controla a transferência de massa e energia entre os sólidos e o ar.

De acordo com essas hipóteses o modelo é representado através das seguintes equações de balanço:

- Equações de balanço de quantidade de movimento

- Fase sólida

$$v \frac{dv}{dz} = \frac{A_p'}{2V_p} C_D \frac{\rho_g}{\rho_s} (u-v)|u-v| - \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_s}\right) g - \frac{1}{2D_t} f_p v^2 \quad (2.1)$$

- Fase gasosa

$$u \frac{du}{dz} = -\frac{1}{\rho_g} \frac{dP}{dz} - g - \frac{2}{D_t} u^2 f_f - \frac{A_p'}{2V_p} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon} C_D (u-v)|u-v| - \frac{\dot{f} a}{\rho_g} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon} (u-v) \quad (2.2)$$

- Equações de balanço de massa

- Fase sólida

$$\frac{dX}{dz} = \frac{1}{W_s} \frac{d}{dz} [\rho_s v (1-\varepsilon) A_p] = -\frac{a \dot{f} (1+X)}{\rho_s v} \quad (2.3)$$

- Fase gasosa

$$\frac{dY}{dz} = \frac{1}{W_g} \frac{d}{dz} (\rho_g u \varepsilon A_p) = \frac{a \dot{f} (1+X)}{\rho_s v} \frac{W_s}{W_g} \quad (2.4)$$

- Equações de balanço de energia

- Fase sólida

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{a}{C_{ps}\rho_s v} [\dot{Q} - \dot{f} H_s] \quad (2.5)$$

- Fase gasosa

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{a}{C_{pg}\rho_g u} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon} (-\dot{Q}) - \frac{Q_p}{W_g C_{pg} (1+Y)} - \frac{\dot{f} a C_{pv} (1-\varepsilon)}{\rho_g u C_{pg} \varepsilon} (T_g - T_s) \quad (2.6)$$

onde:

v e u = velocidade intersticial dos sólidos e do gás, respectivamente;

z = coordenada axial;

A'_p e A_p = área projetada e área superficial da partícula, respectivamente;

V_p = volume da partícula;

C_D = coeficiente de arraste;

ρ_g e ρ_s = densidade do gás e dos sólidos, respectivamente;

g = aceleração da gravidade;

D_t = diâmetro do tubo de secagem;

f_p e f_f = coeficiente de atrito partícula-parede e fluido-parede, respectivamente;

$-dP/dz$ = gradiente de pressão no leito;

ε = porosidade;

\dot{f} = taxa de secagem;

a = área superficial da partícula por unidade de volume da partícula;

X e Y = umidade da partícula e umidade do ar, respectivamente;

W_s e W_g = vazão mássica dos sólidos e do gás, respectivamente;

T_s e T_g = temperatura dos sólidos e do gás, respectivamente;

C_{ps} , C_{pg} e C_{pv} = calor específico dos sólidos, do gás e vapor d'água, respectivamente;

\dot{Q} e Q_p = fluxo de calor e calor perdido pelas paredes do tubo, respectivamente e

H_s = calor de sorção do sólido.

Além dessas equações, Pelegrina e Crapiste (2001) apresentaram uma lista de equações complementares para resolução do modelo, que envolvem correlações para as propriedades do ar, em função da temperatura e umidade; correlações para as propriedades do sólido, em função da umidade; definições para os fatores de forma e correlações empíricas para o coeficiente de arraste, fatores de atrito e coeficientes de transferência de calor e massa.

As resistências internas para condução de calor e transferência de massa no sólido foram desprezadas e desta forma, assumiu-se que a transferência de calor entre as partículas e o ar e a taxa de secagem eram governadas principalmente pela convecção na camada limite da interface gás-partícula.

Através da simulação matemática foi possível analisar os efeitos da velocidade de arraste, da força peso e das forças de atrito no comportamento fluidodinâmico do secador e obter perfis axiais de velocidade, temperatura e umidade, para o gás e os sólidos, durante a secagem em um leito pneumático ($D_t = 0,20$ m e $L = 10$ m) de partículas de batata com diferentes diâmetros equivalentes. Os efeitos do tamanho e forma (geometria esférica, esferóide, paralelepípedo, cilíndrica), umidade inicial e encolhimento das partículas também foram analisados durante a simulação do processo de secagem. Para partículas

relativamente pequenas, o tempo de secagem foi semelhante para todas as geometrias estudadas. As diferenças aumentaram significativamente ao aumentar o diâmetro equivalente das partículas.

Os autores concluíram que o modelo apresentado pode ser utilizado para prever satisfatoriamente a situação dos produtos alimentícios após a secagem, sob diferentes condições operacionais e também como ferramenta no projeto de secadores pneumáticos.

Levy *et al.* (1998) e Levy e Borde (2000) apresentaram um modelo matemático a duas fases para a secagem de partículas, como carvão e PVC, considerando um escoamento unidimensional em estado estacionário. Segundo os autores, o modelo é composto de equações de balanço de quantidade de movimento, energia e massa para o gás (fase contínua) e para as partículas (fase dispersa), é capaz de prever diferentes aspectos envolvidos no processo de secagem (como queda de pressão, temperatura do gás, transferência de calor e massa entre o gás e as partículas) sob diferentes condições operacionais de secagem.

Para o desenvolvimento do conjunto de equações propostas pelo modelo foram adotadas as seguintes hipóteses:

- a transferência de quantidade de movimento, calor e massa só ocorre entre as duas fases distintas e não entre as partículas;
- a transferência de quantidade de movimento pode ocorrer entre as duas fases e a parede do tubo de secagem;
- a transferência de calor pode ocorrer entre o gás (fase contínua) e a parede do tubo;

-
- a fase gasosa é uma mistura de vapor de água com diferentes gases;
 - o gás comporta-se como ideal;
 - as partículas são compostas de uma matriz porosa + líquido ou gás com vapor;
 - as densidades dos líquidos e do sólido que compõem a partícula são constantes e
 - as forças elétricas e a tensão superficial são desprezíveis.

De acordo com essas hipóteses, o modelo matemático foi capaz de simular o processo de secagem de partículas, considerando diferentes condições operacionais para o sistema, quais sejam: isotérmico, adiabático, ou supondo que o fluxo de calor ou a temperatura da parede sejam função da distância axial do tubo de transporte.

Além disso, o modelo considera os dois períodos do processo de secagem: o período à taxa constante e o período à taxa decrescente. Assume-se que inicialmente ocorre a evaporação da umidade superficial da partícula, seguida pela formação de uma crosta externa seca ao redor de uma região central úmida (que encolhe com o decorrer do processo). Este processo é governado pela difusão no interior do sólido e pela convecção do gás na superfície externa da partícula.

Baseado nas considerações mencionadas anteriormente, o modelo matemático proposto por Levy *et al.* (1998) e Levy e Borde (2000), é composto pelas seguintes equações de balanço, para as fases dispersa e contínua (partículas e gás, respectivamente):

- Equações de balanço de massa

- fase dispersa

$$\frac{d}{dz}(\rho_s v A_{part.}) = -k_m \quad (2.7)$$

- fase gasosa

$$\frac{d}{dz}(\rho_g u A_g) = k_m \quad (2.8)$$

onde:

$$k_m = n_d A_t \dot{m}_d \quad (2.9)$$

$$n_d = A_{part.} \left(A_t \frac{\pi d_p^3}{6} \right)^{-1} \quad (2.10)$$

$$A_t = A_{part.} + A_g \quad (2.11)$$

e desde que a camada externa da partícula é seca, a taxa de evaporação de líquido desta camada deve ser igual à quantidade que se difunde para fora da região central úmida, ou seja,

$$\dot{m}_d = -\frac{d_c - d_p}{d_p d_c} \frac{2\pi \varepsilon_p D_{va} P}{\Re \bar{T}_m} \times \ln \left[\frac{P - P_{sat}}{P - \left(RT_c / k_d \pi d_p^2 M_w \right) \dot{m}_d - P_{vg} T_c / T_g} \right] \quad (2.12)$$

onde:

$$Sh = \frac{k_d d_p}{D_{va}} = \frac{2 + 0,6 Re_p^{0,5} Sc^{0,333}}{(1 + B')^{0,7}} \quad (2.13)$$

$$Re_p = \frac{\rho_g |u_R| d_p}{\mu}; \quad Sc = \frac{\mu}{\rho_g D_{va}}; \quad (2.14)$$

$$B' = \frac{C_{pv}(T_g - T_s)}{\lambda} \quad (2.15)$$

- Equações de balanço de quantidade de movimento

- fase dispersa

$$\frac{d}{dz} \left(\rho_s v^2 A_{part.} \right) = -F_{fd} + F_d - k_m v \quad (2.16)$$

- fase gasosa

$$\frac{d}{dz} \left(\rho_g u^2 A_g \right) + A_g \frac{dP}{dz} = -F_{fg} + F_g + k_m v \quad (2.17)$$

onde:

$$F_d = -F_g = A_t n_d C_D \frac{\pi d_p^2}{4} \frac{1}{2} \rho_g u_R |u_R| + A_t n_d C_{mv} \frac{\pi d_p^3}{6} v \frac{du_R}{dz} \quad (2.18)$$

$$C_{mv} = 0,5 \text{ (para partícula esférica rígida)} \quad (2.19)$$

- Equações de balanço de energia

- fase dispersa

$$\frac{d}{dz} \left[\rho_s v A_{part.} \left(H_d + \frac{v^2}{2} \right) \right] = Q_d - W_d - k_m \left(H_v + \frac{v^2}{2} \right) \quad (2.20)$$

- fase gasosa

$$\frac{d}{dz} \left[\rho_g u A_g \left(H_g + \frac{u^2}{2} \right) \right] = Q_p + Q_g - W_g + k_m \left(H_v + \frac{v^2}{2} \right) \quad (2.21)$$

onde:

$$W_g = -W_d = -F_g v = F_d v \quad (2.22)$$

$$Q_d = -Q_g = n_d A_t \pi d_p^2 h (T_g - T_s) \quad (2.23)$$

$$Q_p = \pi D_t h_i (T_g - T_w), \quad T_w = f(z) \quad (2.24)$$

$$Q_p = 0 \quad (\text{para escoamento adiabático}) \quad (2.25)$$

ou para escoamento isotérmico, Q_p é o fluxo de calor necessário para manter a temperatura do gás constante;

$A_{part.}$ e A_g = área da secção transversal ocupada pela fase dispersa e gasosa, respectivamente;

k_m = taxa de transferência de massa por unidade de comprimento;

n_d = número de partículas por unidade de volume;

A_t = área total da seção transversal do tubo;

\dot{m}_d = taxa de evaporação de uma única partícula;

d_c e R = diâmetro do centro úmido e raio da partícula, respectivamente;

ϵ_p e d_p = porosidade e diâmetro da partícula;

D_{va} = coeficiente de difusão de vapor d'água em ar;

P , P_{sat} e P_{vg} = pressão ambiente, de saturação de vapor d'água e parcial de vapor d'água no ambiente, respectivamente;

\mathfrak{R} = constante do gás;

\bar{T}_m e T_c = temperatura média e da superfície do corpo, respectivamente;

k_d = coeficiente convectivo de transferência de massa;

M_w = peso molecular da água;

Sh , Re_p e Sc = número de Sherwood, de Reynolds de partícula e de Schmidt, respectivamente;

u_R = velocidade de arraste (= $u-v$);

μ e λ = viscosidade e calor latente de evaporação do gás, respectivamente;

F_{fd} e F_{fg} = força de atrito partícula-parede e fluido-parede por unidade de comprimento, respectivamente;

F_d e F_g = força de arraste da fase dispersa e fase gasosa por unidade de comprimento, respectivamente;

H_d , H_g e H_v = entalpia da fase dispersa, do gás e de evaporação da água, respectivamente;

Q_d e Q_g = calor transferido para a fase dispersa e calor transferido da fase gasosa por unidade de comprimento, respectivamente;

W_d e W_g = trabalho transferido entre as fases dispersa e gasosa por unidade de comprimento, respectivamente;

T_w = temperatura da parede;

h = coeficiente de transferência de calor gás-sólido e

h_i = coeficiente de transferência de calor por convecção.

Levy *et al.* (1998) compararam os resultados obtidos via modelagem com vários trabalhos encontrados na literatura. Os valores preditos pelo modelo se ajustaram bem com os dados experimentais obtidos por Pourakashian e Willians (1987). O modelo também foi usado para simular com sucesso o transporte de carvão ($d_p = 2,0\text{mm}$) através de uma tubulação de $D_t = 2$ pol, usando nitrogênio como fluido. Os autores esperam que no futuro o modelo seja aplicado para secagem de outros tipos de partículas, como produtos alimentícios e farmacêuticos.

Levy e Borde (2000) validaram o modelo através da comparação com dados experimentais obtidos através da secagem de partículas de PVC (Baeyens *et al.* 1995) e areia úmida (Rocha, 1988), em secadores pneumáticos em escala industrial e piloto, respectivamente. Efetuaram também uma comparação com outros modelos teóricos disponíveis na literatura, observando que os resultados obtidos via simulação do modelo de secagem pneumática concordaram melhor com os resultados do pacote DryPack (Silva e Correa, 1998) do que com os previstos pelos modelos de Rocha (1988).

Rocha (1988) realizou a modelagem e simulação do processo de secagem pneumática vertical, considerando a remoção superficial da umidade da partícula, e obtendo perfis longitudinais das velocidades, temperaturas e umidades do gás e dos sólidos. O modelo apresentado está fundamentado nas seguintes hipóteses:

- o escoamento é unidirecional, estacionário e empistonado;
- as vazões mássicas de sólido e de ar secos permanecem constantes durante o processo;
- as partículas são esféricas com diâmetro médio constante e distribuição uniforme;
- as partículas são não higroscópicas e não sofrem encolhimento durante a secagem;
- a temperatura e a umidade das partículas são uniformes, com variação apenas axial;
- o gás é uma mistura ideal de um componente inerte e vapor e
- as áreas para transferência de calor e massa (gás-partícula) são iguais.

O modelo para secagem pneumática utilizado por Rocha (1988) é composto de equações básicas de conservação de quantidade de movimento, energia e massa para a fase sólida e gasosa, sendo que para descrever o comportamento fluidodinâmico do sistema foram utilizados o modelo proposto por Arastoopour e Gidaspow (1979) e também o modelo de Telles (1974), a fim de se comparar os resultados obtidos para os perfis axiais de pressão, velocidade, umidade e temperatura, do gás e dos sólidos. Também foi apresentada uma lista de equações constitutivas para determinação do coeficiente de transferência de calor, além de correlações para determinação das propriedades físicas do ar, vapor d'água e água, em função da temperatura. Esse modelo é formado por oito equações que se diferenciam com relação às equações de quantidade de movimento, uma vez que Rocha (1988) analisou tanto o modelo de Arastoopour e Gidaspow (1979), chamado de modelo 1, como também o modelo de Telles (1974), o qual foi nomeado como modelo 2. O conjunto de equações que forma o modelo de Rocha (1988) é expresso por:

- Modelo fluidodinâmico proposto por Arastoopour e Gidaspow (1979)

$$\frac{du}{dz} = -\frac{u}{\varepsilon} \left[\frac{g}{w(u-v)} - \frac{F_D}{w\rho_s(u-v)} \right] \quad (2.26)$$

$$\frac{dv}{dz} = \frac{v}{(1-\varepsilon)} \left[\frac{g}{w(u-v)} - \frac{F_D}{w\rho_s(u-v)} \right] \quad (2.27)$$

$$\frac{d\varepsilon}{dz} = \left[\frac{g}{w(u-v)} - \frac{F_D}{w\rho_s(u-v)} \right] \quad (2.28)$$

$$\frac{dP}{dz} = - \left[\frac{g}{w(u-v)} - \frac{F_D}{w\rho_s(u-v)} \right] (\rho_s v^2 - \rho_g u^2) - F_f - \left[\rho_s (1-\varepsilon) + \rho_g \varepsilon \right] g \quad (2.29)$$

onde:

$$w = \frac{-u}{\varepsilon} - \frac{v}{(1-\varepsilon)} \quad (2.30)$$

- Modelo fluidodinâmico proposto por Telles (1974)

$$\frac{du}{dz} = -\frac{u}{\varepsilon} \left[\frac{m - (1-\varepsilon)(\rho_s - \rho_g)g}{\rho_s v^2} \right] \quad (2.31)$$

$$\frac{dv}{dz} = \frac{m - (1-\varepsilon)(\rho_s - \rho_g)g}{\rho_s (1-\varepsilon)v} \quad (2.32)$$

$$\frac{d\varepsilon}{dz} = \frac{m - (1-\varepsilon)(\rho_s - \rho_g)g}{\rho_s v^2} \quad (2.33)$$

$$\frac{dP}{dz} = \rho_g u^2 \left[\frac{m - (1-\varepsilon)(\rho_s - \rho_g)g}{\rho_s v^2} \right] - m - \rho_g g \quad (2.34)$$

onde:

m = força resistiva proposta por Massarani e Santana (1979), a qual dependendo das condições passa a ser definida como:

- para $\varepsilon > 0,75$ e $Re_p < 70$:

$$m = \left[\frac{18\mu (1-\varepsilon) \left[1 + (1-\varepsilon)^{1/3} \right] e^{\frac{1-\varepsilon}{0,6\varepsilon}}}{\varepsilon d_p^2} + 1,5(1-\varepsilon)\varepsilon^{9/5} \left(\frac{\mu \rho_g^4}{d_p^6} \right)^{1/5} (u-v)^{4/5} \right] (u-v) \quad (2.35)$$

- para $\varepsilon > 0,75$ e $Re_p > 70$:

$$m = \frac{\rho_g^{44}(1-\varepsilon)}{d_p e^{4,74\varepsilon}} (u-v)^2 \quad (2.36)$$

- Equações de balanço de massa

- fase sólida

$$\frac{dX}{dz} = -\frac{6A_t}{W_s d_p} \frac{v(1-\varepsilon)}{u\varepsilon} k_Y (Y_s - Y) \quad (2.37)$$

- fase gasosa

$$\frac{dY}{dz} = \frac{6A_t}{W_g d_p} \frac{v(1-\varepsilon)}{u\varepsilon} k_Y (Y_s - Y) \quad (2.38)$$

- Equações de balanço de energia

- fase sólida

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{6A_t}{W_s d_p} \frac{v(1-\varepsilon)}{u\varepsilon} \left[\frac{h(T_g - T_s) - k_Y (Y_s - Y)(H_v + C_{pv} T_s)}{(C_{ps} + C_{pa} X)} \right] - \frac{C_{pa} T_s}{(C_{ps} + C_{pa} X)} \frac{dX}{dz} \quad (2.39)$$

- fase gasosa

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{6A_t}{W_g d_p} \frac{v(1-\varepsilon)}{u\varepsilon} \left[\frac{k_y(Y_s - Y)(H_v + C_{pv}T_s) - h(T_g - T_s)}{C_{pg}} \right] - \frac{C_{pv}T_g + H_v}{C_{pv}} \frac{dY}{dz} - \frac{a_t A_t U_{TC}(T_g - T_\infty)}{W_g C_{pg}} \quad (2.40)$$

onde:

F_D = força de arraste entre as fases fluida e sólida;

F_f = força de atrito fluido-parede;

k_y = coeficiente convectivo de transferência de massa gás-partícula;

Y_s = umidade do ar na saturação;

C_{pa} = calor específico da água;

a_t = área externa do secador por unidade de volume;

U_{TC} = coeficiente global de transferência de calor entre o interior do tubo de secagem e o ambiente e

T_∞ = temperatura ambiente.

As previsões do modelo de Rocha (1988) foram testadas a partir de dados experimentais obtidos para areia, alumina e resina acrílica em uma instalação piloto de um secador pneumático. Estudos paralelos foram realizados a fim de investigar a influência de algumas correlações para o coeficiente de transferência de calor, nos resultados da simulação. A comparação entre os resultados experimentais e calculados mostraram o desempenho satisfatório da modelagem desde que seja utilizada a relação adequada para o coeficiente de transferência de calor, levando a conclusão de que esta exerce forte influência nos resultados finais. Com relação aos dois modelos dinâmicos do escoamento gás-sólido

utilizados no trabalho de Rocha (1988), o modelo de Arastoopour e Gisdaspour (1979) e o modelo de Telles (1974), foi observado que ambos levam a resultados semelhantes para os perfis longitudinais de velocidade do gás e dos sólidos.

2.2.2 – MODELOS BIDIMENSIONAIS

A maioria dos modelos matemáticos sobre secagem em leitos pneumáticos assume a hipótese de escoamento unidimensional. Segundo Blasco *et al.* (2000), esta hipótese é razoável se considerada em escoamentos altamente diluídos. Por este motivo, os modelos bidimensionais devem ser considerados, principalmente, em escoamentos com altas concentrações de sólidos ($\varepsilon < 0,97$), em função da interação sólido-sólido e da interação sólido-parede, ou ainda, em escoamentos que apresentam um comportamento típico da estrutura tipo “*core-annulus*” (Rhodes, 1990; Bai *et al.* 1995; Schlichthaerle e Werther, 1999; Hyre e Glicksman, 2000), caracterizada por uma região central com escoamento uniforme e diluído e uma região anular densa, próxima à parede, onde ocorre a recirculação de sólidos.

Nestes tipos de escoamentos, a fluidodinâmica do transporte pneumático é modificada e, conseqüentemente, as distribuições axiais e radiais de temperatura e umidade do gás e dos sólidos no tubo de transporte, também podem ser afetadas. Com relação à taxa de transferência de calor, vários autores, como Grace (1986), Wirth (1995), Basu e Nag (1996), Ma e Zhu, (2000), confirmam que seus mecanismos são bastante influenciados pelas condições fluidodinâmicas do escoamento gás-sólido. Para uma melhor análise deste comportamento, é necessário o desenvolvimento de uma formulação matemática que considere

variações axiais e radiais para a fluidodinâmica, transferência de calor e massa em leitos pneumáticos.

Para estudos isolados da dinâmica do escoamento, pode-se citar os modelos bidimensionais de Adewumi e Arastoopour (1986) e Arastoopour (1986), que consideram variações radiais e axiais das velocidades na fase sólida e fluida, porosidade e pressões. Vários autores (Doig, 1965; Reddy, 1967 - *apud* Adewumi e Arastoopour, 1986; Lee e Durst, 1982;) defendem a necessidade de se considerar essas variações locais para velocidades do gás e dos sólidos, principalmente nas condições em que ocorre a recirculação de sólidos, a fim de facilitar a compreensão do comportamento do escoamento gás-sólido no transporte pneumático.

As hipóteses formuladas por Adewumi e Arastoopour (1986) para o desenvolvimento do modelo bidimensional, em regime permanente, para o transporte pneumático vertical de um sistema gás-sólido são:

- o sistema é isotérmico e não apresenta transferência de massa entre as fases;
- as partículas possuem tamanho uniforme, mesma densidade e são definidas como a fase particulada;
- cada fase forma um meio contínuo;
- a fase particulada é incompressível;
- a fase gasosa obedece a lei dos gases ideais e
- o gradiente de pressões existe apenas na fase gasosa, isto é, não se leva em conta a pressão nos sólidos.

As equações que definem o modelo são:

- Equações da continuidade

- fase gasosa

$$\frac{\partial (\varepsilon \rho_g u_z)}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial (r \varepsilon \rho_g u_r)}{\partial r} = 0 \quad (2.41)$$

- fase particulada

$$\frac{\partial [(1-\varepsilon) \rho_s v_z]}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial [r(1-\varepsilon) \rho_s v_r]}{\partial r} = 0 \quad (2.42)$$

- Componente axial da equação de balanço de quantidade de movimento

- fase gasosa

$$\frac{\partial (\varepsilon \rho_g u_z^2)}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial (r \varepsilon \rho_g u_z u_r)}{\partial r} = -\frac{\partial P}{\partial z} + \frac{\mu}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \varepsilon \frac{\partial u_z}{\partial r} \right) - F_{Dz} - \rho_g \varepsilon g \quad (2.43)$$

- fase particulada

$$\frac{\partial [(1-\varepsilon) \rho_s v_z^2]}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial [r(1-\varepsilon) \rho_s v_z v_r]}{\partial r} = \frac{\mu_s}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(1-\varepsilon) \frac{\partial v_z}{\partial r} \right] + F_{Dz} - \rho_{s0} (1-\varepsilon) g \quad (2.44)$$

- Componente radial da equação de balanço de quantidade de movimento

- fase gasosa

$$\frac{\partial (\varepsilon \rho_g u_z u_r)}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial (r \varepsilon \rho_g u_r^2)}{\partial r} = -\frac{\partial P}{\partial r} - F_{Dr} \quad (2.45)$$

- fase particulada

$$\frac{\partial[(1-\varepsilon)\rho_S v_Z v_R]}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} [r(1-\varepsilon)\rho_S v_R^2] = F_{Dr} \quad (2.46)$$

onde:

ρ_{S0} = densidade dos sólidos na condição de entrada e

F_{Dz} e F_{Dr} = forças de arraste nas direções axial e radial, respectivamente, dadas

por:

$$F_{Dz} = \frac{3}{4} \frac{C_{Dz} (1-\varepsilon) \varepsilon^{-2,67} (u_Z - v_Z) |u_Z - v_Z| \rho g}{d_p} \quad (2.47)$$

$$F_{Dr} = \frac{3}{4} \frac{C_{Dr} (1-\varepsilon) \varepsilon^{-2,67} (u_R - v_R) |u_R - v_R| \rho g}{d_p} \quad (2.48)$$

em que os coeficientes de arraste nas direções axial e radial são expressos, respectivamente, pelas seguintes equações:

$$C_{Dz} = \begin{cases} \frac{24}{Re_{pz}} (1,0 + 0,15 Re_{pz}^{0,687}); & Re_{pz} < 1000 \\ 0,44; & Re_{pz} \geq 1000 \end{cases} \quad (2.49)$$

$$C_{Dr} = \begin{cases} \frac{24}{Re_{pr}} (1,0 + 0,15 Re_{pr}^{0,687}); & Re_{pr} < 1000 \\ 0,44; & Re_{pr} \geq 1000 \end{cases} \quad (2.50)$$

onde:

$$Re_{pz} = \frac{\rho g |u_Z - v_Z| d_p}{\mu} \quad (2.51)$$

$$\text{Re}_{pr} = \frac{\rho_g |u_r - v_r| d_p}{\mu} \quad (2.52)$$

A viscosidade do sólido, μ_s , que aparece na equação de quantidade de movimento na direção axial para a fase particulada (Equação 2.44), foi calculada baseada nos dados experimentais de Arastoopour e Cutchin (1985) e Arastoopour *et al.* (1982), obtendo-se um valor estimado de $\mu_s = 0,1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ (Adewumi, 1985 – *apud* Adewumi e Arastoopour, 1986). Segundo Blasco *et al.* (2000), o termo μ_s refere-se à viscosidade devido à interação partícula-partícula e é o responsável pela distribuição radial de velocidade. Para caracterizá-la propuseram uma equação baseada na teoria cinética dos gases, dada por:

$$\mu_s = \frac{4}{5} (1 - \varepsilon) \rho_s d_p g_0 (1 + e^*) \sqrt{\frac{T_p}{\pi}} \quad (2.53)$$

onde:

e^* = coeficiente de restituição, característico das colisões entre as partículas:

$$e^* = 1,0 \quad \rightarrow \text{para colisões elásticas} \quad (2.54)$$

$$e^* = 0,0 \quad \rightarrow \text{para colisões plásticas} \quad (2.55)$$

$$g_0 = \frac{3}{5} \left[1 - \left(\frac{(1 - \varepsilon)}{(1 - \varepsilon_{\text{mín}})} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (2.56)$$

onde:

$\varepsilon_{\text{mín}}$ = porosidade mínima do leito.

As condições de contorno foram:

- para $z = 0$ (ponto de alimentação), os valores de pressão, velocidade do gás e dos sólidos e porosidade foram especificados de acordo com as condições experimentais na região de entrada;
- para $r = 0$ (centro tubo): $\frac{\partial u_z}{\partial r} = 0$; $\frac{\partial v_z}{\partial r} = 0$; $\frac{\partial \varepsilon}{\partial r} = 0$ e
- para $r = R$ (parede do tubo): $u_r = 0$; $u_z = 0$; $v_r = 0$.

Os resultados obtidos via simulação foram comparados aos resultados experimentais obtidos por Reddy (1967), que utilizou partículas uniformes com $d_p=0,27$ mm e $\rho_p= 2590$ kg/m³. Como os dados de entrada experimentais não foram relatados por Reddy (1967), Adewumi e Arastoopour (1986) os especificaram de modo que satisfizessem os balanços de massa do gás e dos sólidos e as condições de contorno. A simulação dos dados de velocidade axial e radial dos sólidos em função da distância radial mostrou que para a região de entrada, ao contrário do que se esperava, a velocidade radial apresentou valores relativamente pequenos. Segundo os autores, isto aconteceu porque ao entrarem no leito, as partículas são ricocheteadas pela parede, sendo lançadas novamente para dentro da corrente de gás que se forma no centro do tubo, e então aceleradas ascendentemente. Deste modo, verifica-se que a grandeza da velocidade radial dos sólidos é relativamente pequena quando comparada com sua velocidade axial. Analisando os gráficos de velocidade dos sólidos em função da distância axial, observa-se uma zona de aceleração das partículas perto da região de entrada, até um ponto onde tendem ao equilíbrio. Isto acontece pelo fato de que na entrada do

leito, a força peso, que deveria desacelerar as partículas é dominada pela grande força de arraste exercida nesta região. Fora desta região a velocidade axial dos sólidos tende a ser tornar constante, uma vez que a força de arraste passa a ser balanceada pela força peso, e assim um maior movimento radial das partículas em direção à parede passa a ser observado. Os perfis radiais de velocidade de sólidos obtidos via simulação do modelo apresentaram razoável concordância com os dados experimentais obtidos por Reddy (1967), com exceção dos resultados obtidos próximos à região da parede.

Assim, na análise do escoamento bidimensional em leitos pneumáticos faz-se necessário melhorar as medidas das variáveis do sistema nas proximidades da parede, a fim de melhorar a especificação das condições de contorno e a performance do modelo.

Massarani e Telles (1992), desenvolveram um modelo genérico, aplicável à descrição de fenômenos de transferência de calor e massa em sistemas particulados constituídos de duas fases: a fase gasosa (ar + vapor de água) e a fase sólida (matriz seca + água líquida).

Para a transferência de calor, as equações desenvolvidas por Massarani e Telles (1992) consideram, por exemplo, o acúmulo de energia, os fluxos convectivos e condutivos e a transferência de calor interfases, sendo apresentadas da seguinte forma:

- Equações de balanço de energia**- fase gasosa**

$$\frac{\partial}{\partial t} \left[\varepsilon C_{pg} \rho_g T_g \right] + \text{div} \left[(1+Y) C_{pg} T_g \tilde{G}_g \right] = \text{div} \left[\tilde{K}_g \text{grad} T_g \right] - (ha) (T_g - T_s) - C_{pv} (T_g - T_s).f \quad (2.57)$$

- fase sólida

$$\frac{\partial}{\partial t} \left[(1-\varepsilon) C_{ps} \rho_s T_s \right] + \text{div} \left[(1+X) C_{ps} T_s \tilde{G}_s \right] = \text{div} \left[\tilde{K}_s \text{grad} T_s \right] + (ha)(T_g - T_s) - H_v.f \quad (2.58)$$

onde:

$$f = k_Y a (Y^* - Y) \quad (2.59)$$

$$k_Y = \frac{h}{C_{pg}} \text{ (analogia de Lewis)} \quad (2.60)$$

As equações de balanço de massa para o vapor de água na fase gasosa e água líquida na fase sólida, por sua vez, consideram o acúmulo de massa, os fluxos convectivos e difusivos e a taxa específica de evaporação, e são representadas da seguinte forma:

- Equações de balanço de massa**- fase gasosa**

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\frac{\varepsilon \rho_g Y}{1+Y} \right) + \tilde{G}_g \text{grad} Y = \text{div} \left(\tilde{D}_g \text{grad} Y \right) + f \quad (2.61)$$

- fase sólida

$$\frac{\partial}{\partial t} \left(\frac{(1-\varepsilon)p_s X}{1+X} \right) + G_{\sim s} \text{grad}X = \text{div} \left(D_{\sim s} \text{grad}X \right) - f \quad (2.62)$$

onde:

f = fluxo de água evaporada;

Y^* = umidade do ar no equilíbrio;

$G_{\sim g}$ e $G_{\sim s}$ = fluxo mássico do gás e dos sólidos, respectivamente;

$K_{\sim g}$ e $K_{\sim s}$ = tensor condutividade térmica para a fase gasosa e sólida,

respectivamente e

$D_{\sim g}$ e $D_{\sim s}$ = tensor difusividade de massa para a fase gasosa e sólida,

respectivamente.

A partir dos balanços gerais de conservação de massa e energia apresentados anteriormente juntamente com hipóteses simplificadoras e equações constitutivas é possível desenvolver uma formulação matemática, bidimensional, para a secagem de partículas porosas em um leito pneumático.

2.2.3 – MODELO PSEUDO-BIDIMENSIONAL

Na mesma linha de pesquisa, Paixão (1995), Rocha e Paixão (1997) e Paixão e Rocha (1998) realizaram a modelagem e a simulação de um secador pneumático vertical, para o qual assumiram que as variações radiais na temperatura e umidade, do gás e dos sólidos, são resultado da influência dos perfis radiais de velocidade do gás e dos sólidos no escoamento. Considerando

transferências convectivas de calor e massa, foram realizados além dos balanços de quantidade de movimento, os balanços de energia e de massa. Na modelagem fluidodinâmica do secador pneumático, adotaram o mesmo modelo bidimensional proposto por Adewumi e Arastoopour (1986) e que posteriormente também foi utilizado por Blasco *et al.*(2000), assumindo as seguintes hipóteses:

- as partículas apresentam tamanhos uniformes e densidade constante;
- as partículas constituem uma fase particulada e incompressível;
- cada fase, gás ou particulada, forma um contínuo;
- o escoamento é estacionário;
- só existe escoamento axial, ou seja, são desprezados os componentes radiais dos vetores velocidades do gás e dos sólidos;
- a fase gasosa é uma mistura ideal de ar e vapor de água e
- apenas o teor de umidade superficial é removido da partícula.

O modelo matemático proposto por Paixão (1995), Rocha e Paixão (1997) e Paixão e Rocha (1998) para o secador pneumático é constituído por um conjunto de equações fluidodinâmicas, de transferência de massa e calor, para as fases sólida e gasosa, dadas por:

- Equações da continuidade

- fase gasosa

$$\frac{\partial(\rho_g \epsilon u)}{\partial z} = 0 \quad (2.63)$$

- fase sólida

$$\frac{\partial[\rho_s(1-\varepsilon)v]}{\partial z} = 0 \quad (2.64)$$

- Equações de balanço de quantidade de movimento

- fase gasosa

$$\frac{\partial(\rho_g \varepsilon u^2)}{\partial z} = \frac{\partial P}{\partial z} + \frac{\mu}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \varepsilon \frac{\partial u}{\partial r} \right) - F_D - \rho_g \varepsilon g \quad (2.65)$$

- fase sólida

$$\frac{\partial[\rho_s(1-\varepsilon)v^2]}{\partial z} = \frac{\mu_s}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r(1-\varepsilon) \frac{\partial v}{\partial r} \right] + F_D - \rho_s(1-\varepsilon)g \quad (2.66)$$

- Equações de balanço de massa

- fase gasosa

$$\frac{\partial Y}{\partial z} = - \frac{W_s}{W_g} \frac{\partial X}{\partial z} = \frac{6v(1-\varepsilon)k_y(Y_s - Y)A_t}{d_p u \varepsilon W_g} \quad (2.67)$$

- fase sólida

$$\frac{\partial X}{\partial z} = - \frac{6v(1-\varepsilon)k_y(Y_s - Y)A_t}{d_p u \varepsilon W_s} \quad (2.68)$$

- Equações de balanço de energia

- fase gasosa

$$\frac{\partial T_g}{\partial z} = \frac{6v(1-\varepsilon)A_t}{W_g d_p u \varepsilon} \left[\frac{h_s + C_{pv} k_y (Y_s - Y)}{(C_{pg} + C_{pv} Y)} \right] (T_g - T_s) - \frac{a_t A_t U_{TC} (T_e - T_\infty)}{W_g (C_{pg} + C_{pv} Y)} \quad (2.69)$$

- fase sólida

$$\frac{\partial T_s}{\partial z} = \frac{6v(1-\varepsilon)A_t}{W_s d_p u \varepsilon} \left[\frac{h_s (T_g - T_s) - k_y (Y_s - Y) [H_v + (C_{pv} - C_{pa}) T_s]}{(C_{ps} + C_{pa} X)} \right] \quad (2.70)$$

Os autores (Paixão, 1995; Rocha e Paixão, 1997 e Paixão e Rocha, 1998) concluíram que o modelo matemático utilizado para simular um leito de transporte pneumático vertical, com aplicações em transferência de calor e secagem atendeu às expectativas, fornecendo previsões tanto com relação às variações axiais como também às variações radiais das variáveis envolvidas no processo.

Entretanto, a hipótese de utilizar um modelo bidimensional apenas para a fluidodinâmica, considerando as variações axiais e radiais da umidade e temperatura, do gás e dos sólidos, como dependentes da dinâmica do sistema, ainda necessita de mais comprovações experimentais.

2.3 – PARÂMETROS DOS MODELOS MATEMÁTICOS

Para a resolução dos modelos matemáticos, torna-se fundamental o uso de várias equações complementares, definições e correlações empíricas para descrever as relações entre as propriedades e as densidades de fluxo. A determinação correta dos parâmetros do modelo matemático é um dos principais desafios dos pesquisadores. Informações limitadas na literatura sobre os fenômenos de escoamento gás-sólido, juntamente com as dificuldades em se obter equações constitutivas confiáveis de taxa de secagem, equilíbrio termodinâmico e do coeficiente de transferência de calor e de massa podem restringir a aplicabilidade dos modelos. A seguir, serão apresentadas as principais correlações ou técnicas existentes na literatura para a estimativa dos principais parâmetros dos modelos matemáticos.

2.3.1 – PARÂMETROS FLUIDODINÂMICOS: COEFICIENTE DE ATRITO E ARRASTE

O coeficiente de atrito e o coeficiente de arraste são parâmetros muito importantes a serem considerados na modelagem fluidodinâmica de um leito pneumático. Rocha (1988) utilizou dois modelos fluidodinâmicos para descrever a dinâmica do escoamento gás-sólido e observou que os desvios obtidos nos perfis de pressão eram consequência da inclusão do termo relativo ao fator de atrito gás-parede do tubo em apenas um dos modelos.

As forças de atrito fluido-parede e partícula-parede estão ligadas ao coeficiente de atrito através das definições:

$$F_f = \frac{2\rho_f f_f \varepsilon u^2}{D_t} \quad (2.71)$$

$$F_p = \frac{2\rho_p f_p (1-\varepsilon)v^2}{D_t} \quad (2.72)$$

Existem inúmeros trabalhos na literatura que analisaram o efeito das forças de atrito, como Ferreira (1996), que realizou uma investigação sobre o comportamento fluidodinâmico do leito pneumático e com relação aos modelos fluidodinâmicos unidimensionais, verificou que apesar das porosidades elevadas (característica de leitos pneumáticos), a força de atrito partícula-parede foi bastante significativa quando comparada às força de atrito fluido-parede e a força peso. Essa perda por atrito partícula-parede foi estimada indiretamente a partir da determinação experimental da força de atrito total, da qual é subtraída a força de atrito fluido-parede. Entretanto, alguns autores (Littman *et al.* 1993; Lee e Durst, 1982), baseando-se em evidências experimentais, constataram a existência de uma região livre de partículas próximo à parede do tubo de transporte e desprezaram o termo referente ao fator de atrito partícula-parede na modelagem do transporte pneumático. Para escoamentos altamente diluídos, Littman *et al.* (1993) também consideraram os efeitos das colisões partícula-partícula insignificantes.

Experimentalmente, o coeficiente de atrito fluido-parede é determinado através do balanço de quantidade de movimento para a fase fluida e da obtenção de dados experimentais de perda de carga e velocidade do gás para o escoamento do fluido sem a presença de partículas. Para leitos diluídos ($\varepsilon \approx 1$) o coeficiente de atrito fluido-parede (f_f) também pode ser determinado através de equações

previstas na literatura para fluidos escoando em tubos (lisos e rugosos) sem a presença de partículas.

Nos Quadros 2.1 e 2.2 são mostradas as principais correlações encontradas na literatura para a estimativa do coeficiente de atrito fluido-parede em tubos lisos e rugosos, respectivamente.

Quadro 2.1 – Correlações para a determinação do coeficiente de atrito fluido-parede em tubos lisos.

REFERÊNCIAS	CORRELAÇÕES	OBSERVAÇÕES
Blasius ¹ (1913)	$f_f = 0,0791Re^{-0,25}$ (2.73)	$5000 < Re < 10^5$
McAdams ² (1962)	$f_f = 0,046Re^{-0,2}$ (2.74)	$5000 < Re < 2 \times 10^5$
Konakov ³ (1950)	$\frac{1}{\sqrt{f_f}} = 1,564 \ln Re - 3$ (2.75)	$4000 < Re < 10^8$
Drew e Generaux ⁴ (1936)	$\frac{1}{\sqrt{f_f}} = 1,390 \ln Re \sqrt{f_f} + 1,2$ (2.76)	regime turbilhonar bem desenvolvido; implícita.

1,2,3,4 – *apud* Gomide (1993).

Quadro 2.2 – Correlações para a determinação do coeficiente de atrito fluido-parede em tubos rugosos.

REFERÊNCIAS	CORRELAÇÕES	OBSERVAÇÕES
Colebrook ¹ (1939)	$\frac{1}{\sqrt{f_f}} = -1,7372 \ln \left(\frac{e/D_t}{3,7} + \frac{1,256}{Re} \frac{1}{\sqrt{f_f}} \right)$ (2.77)	$3000 < Re < 10^8$
Swamee e Jain ² (1976)	$\frac{1}{\sqrt{f_f}} = -1,7372 \ln \left(\frac{e/D_t}{3,7} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right)$ (2.78)	$5000 < Re < 10^8$ $10^{-6} \leq e/D \leq 10^{-2}$
Churchill ³ (1977)	$f_f = 2 \left[\left(\frac{8}{Re} \right)^{12} + \frac{1}{(A+B)^{3/2}} \right]^{1/12}$ $A = \left[2,457 \ln \frac{1}{\left(\frac{7}{Re} \right)^{0,9} + \frac{e/D_t}{3,7}} \right]^{16}$ $B = \left(\frac{37530}{Re} \right)^{16}$ (2.79)	qualquer regime

1,2,3 – *apud* Gomide (1993).

Destas equações, a correlação de Blasius (1913) (Equação 2.73) é a mais frequentemente utilizada para escoamento em regime turbulento no interior de tubos lisos. Da mesma forma, a correlação de Colebrook (1939) (Equação 2.77), apesar de ser implícita, fornece excelentes resultados para a estimativa do coeficiente de atrito para escoamento turbulento em tubos rugosos.

O coeficiente de atrito partícula-parede (f_p) pode ser calculado através das várias correlações existentes na literatura, entretanto, dependendo das condições operacionais do leito pneumático, essas correlações podem proporcionar resultados bastante discrepantes entre si. No Quadro 2.3 são apresentadas correlações comumente encontradas na literatura para o coeficiente de atrito partícula-parede, obtidas via modelo fluidodinâmico através de valores experimentais de porosidade, gradiente de pressão e fator de atrito fluido-parede, sendo este último estimado para o leito sem partículas.

Segundo Ferreira (1996), além dos desvios experimentais e as diferenças operacionais envolvidas, a consideração da fase sólida como um meio contínuo na modelagem fluidodinâmica, pode não ser adequada para estimar os fatores de atrito. Littman *et al.* (1993) também consideraram que em alguns casos forças eletrostáticas, que não são consideradas na modelagem, podem estar sendo somadas ao fator de atrito partícula-parede.

Quadro 2.3 – Correlações para a determinação do coeficiente de atrito partícula-parede.

REFERÊNCIAS	CORRELAÇÕES
Konno e Saito ¹ (1969)	$f_p = 0,0285 \left[\frac{V}{(1-\varepsilon)\sqrt{gD_t}} \right]^{-1}$ (2.80)
Capes e Nakamura ² (1973)	$f_p = 0,206 \left[\frac{V}{(1-\varepsilon)} \right]^{-1,22}$ (2.81)
Van Swaaij e al ³ (1970)	$f_p = 0,263 \left[\frac{V}{(1-\varepsilon)} \right]^{-1}$ (2.82)
Reddy e Pei ⁴ (1969)	$f_p = 0,151 \left[\frac{V}{(1-\varepsilon)} \right]^{-1}$ (2.83)
Stemerding ⁵ (1962)	$f_p = 0,003$ (2.84)
Yang (1978)	$f_p \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)} = 0,0126 \left[(1-\varepsilon) \frac{Re_t}{Re_p} \right]^{-0,979}$, para $U/U_t > 1,5$ (2.85)
	$f_p \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)} = 0,0410 \left[(1-\varepsilon) \frac{Re_t}{Re_p} \right]^{-1,021}$, para $U/U_t < 1,5$ (2.86)
Garic et al. ⁶ (1990)	$f_p = 1,7e^{-3} \left[\frac{(1-\varepsilon) U_t}{\varepsilon U} \right] \left[\frac{U_t(1-\varepsilon)}{(u-v)} \right]^{-1,5}$ (2.87)

1,5 – *apud* Marcus *et al.*, (1990).

2,3,4 – *apud* Capes e Nakamura (1973).

6 – *apud* Ferreira (1996).

Com relação à força de arraste, esta é usualmente definida como sendo proporcional ao quadrado da velocidade de arraste, e assim dada por:

$$F_D = \beta_D (u - v)^2 \quad (2.88)$$

onde:

β_D = coeficiente de arraste fluido-partícula por unidade de volume.

O coeficiente de arraste fluido-partícula (β_D) é função de alguns parâmetros como porosidade e propriedades das fases e várias formas de estimá-lo são apresentadas por Ferreira (1996). Considerando um escoamento em fase diluída, para a região não acelerada do tubo de transporte, pode-se ainda utilizar equações que o correlacionem com o coeficiente de arraste efetivo (C_D), definido para uma partícula individual, através da seguinte expressão proposta por Littman *et al.* (1993):

$$\beta_D = \frac{3(1-\varepsilon)\rho_f C_D}{4d_p} \quad (2.89)$$

Para estimar a força de arraste durante a simulação do modelo fluidodinâmico proposto por Arastoopour e Gidaspow (1979), Rocha (1988) utilizou a seguinte relação:

$$F_D = \frac{3C_D\rho_f\varepsilon^{-1,7}(u-v)^2}{4d_p} + \frac{(3-2\varepsilon)}{2\varepsilon}\rho_f v \frac{dv}{dz} \quad (2.90)$$

Outra forma de determinar a força de arraste exercida pelo fluido sobre partículas esféricas foi definida por Arastoopour e Gidaspow (1979) e também utilizada no trabalho de Dzido *et al.* (2002), sendo expressa por:

$$F_D = \frac{3}{4}C_D \frac{(u-v)^2}{d_p} \rho_f \varepsilon^{-2,65} \quad (2.91)$$

Para auxiliar na resolução das Equações 2.89 a 2.91, no Quadro 2.4 são apresentadas algumas correlações disponíveis na literatura para estimativa do coeficiente de arraste (C_D).

Quadro 2.4 – Correlações para a determinação do coeficiente de arraste.

REFERÊNCIAS	CORRELAÇÕES
Rowe e Henwood ¹ (1961)	$C_D = \frac{24}{Re_p} (1 + 0,15Re_p^{0,687})$, para $Re_p < 1000$ (2.92)
	$C_D = 0,44$, para $Re_p > 1000$ (2.93)
Allen ² (1900)	$C_D = \frac{18,5}{Re_p^{0,6}}$, para $0,5 < Re_p < 500$ (2.94)
Khan e Richardson ³ (1987)	$C_D = (2,25Re_p^{-0,31} + 0,36Re_p^{0,06})^{3,45}$ para $Re_p < 3 \times 10^5$ (2.95)
Haider e Levenspiel (1989)	$C_D = \frac{24}{Re_p} \left(1 + 0,1806 Re_p^{0,6459} + \frac{0,4251}{1 + \frac{6880,95}{Re_p}} \right)$ para $Re_p < 2,6 \cdot 10^5$ (2.96)

1 – *apud* Arastoopour e Gidaspow (1979);

2 – *apud* Marcus *et al.* (1990);

3 – *apud* Haider e Levenspiel (1989).

Com relação às forças de atrito e arraste pode-se constatar que as equações propostas na literatura são bastante limitadas e dificilmente consideram todos os fenômenos físicos que envolvem o escoamento, fazendo com que a busca por equações constitutivas seja ainda um dos principais problemas na modelagem fluidodinâmica do transporte pneumático.

2.3.2 – COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR

Na modelagem de processos de secagem em leitos pneumáticos é essencial a determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido nas condições

de secagem, uma vez que este parâmetro possui bastante influência sobre o projeto e desempenho desses sistemas. Entretanto, trabalhos recentes envolvendo o estudo da transferência de calor em leito pneumático são bastante raros. Quando encontrados, as diferenças nas condições operacionais e nos materiais utilizados geralmente dificultam uma comparação entre os resultados experimentais.

Desta forma, para melhor representar o fenômeno, o coeficiente de transferência de calor gás-sólido (h) deve ser determinado a partir das condições de secagem: velocidade relativa entre o gás e o sólido, temperatura e pressão do gás, características físicas do gás (densidade, viscosidade e condutividade), tamanho da partícula ou concentração de sólidos, podendo ser correlacionado através do número de Nusselt de partícula, representado pela equação:

$$\text{Nu}_p = \frac{h d_p}{k} \quad (2.97)$$

onde:

k = condutividade térmica do gás.

Nos processos que envolvem a secagem em leitos pneumáticos o calor é transferido da corrente de ar quente para os sólidos e para as paredes do secador, conforme pode ser observado no esquema representativo da Figura 2.2.

Um balanço diferencial de calor para uma região dz do leito fornece a seguinte equação:

$$-\partial q_g = \partial q_s + \partial q_\infty \quad (2.98)$$

onde:

∂q_g = calor transferido pelo gás;

∂q_s = calor recebido pelos sólidos e

∂q_∞ = calor perdido pelas paredes do leito.

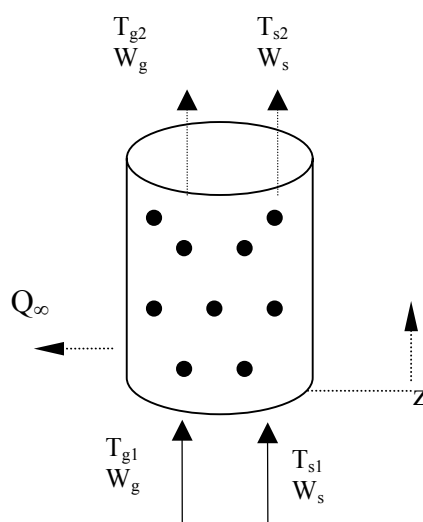


Figura 2.2: Esquema representativo da transferência de calor gás-sólido em secadores pneumáticos.

Na maioria dos trabalhos experimentais encontrados na literatura é realizado o isolamento térmico do leito pneumático e desta forma assume-se que as perdas de calor pelas paredes são desprezíveis. Ampliando o balanço de energia para uma seção do leito pneumático, tem-se que:

$$W_g C_{pg} (T_{g2} - T_{g1}) = W_s C_{ps} (T_{s1} - T_{s2}) \quad (2.99)$$

onde:

T_{g1} , T_{s1} = temperatura do gás e dos sólidos na entrada do leito pneumático, respectivamente e

T_{g2} , T_{s2} = temperatura do gás e dos sólidos na saída do leito pneumático, respectivamente.

Definindo-se a variação de temperatura entre o gás e os sólidos como sendo a média logarítmica, tem-se que:

$$\Delta T_m = \frac{(T_{g1} - T_{s1}) - (T_{g2} - T_{s2})}{\ln \frac{T_{g1} - T_{s1}}{T_{g2} - T_{s2}}} \quad (2.100)$$

assim pode-se definir o coeficiente global de transferência de calor pela seguinte equação:

$$h = \frac{W_g C_{pg} (T_{g1} - T_{g2})}{A_T \Delta T_m} \quad (2.101)$$

Essa definição foi utilizada no trabalho de Kaczmarzyk e Bandrowski (1980) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) e posteriormente nos trabalhos de Naruse *et al.* (1989), Jesus (1987) e Valentin (1986) para determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido.

Chukhanov (1970, 1971) verificou qualitativamente a influência de diversos fatores, como a concentração de sólidos, instabilidades térmicas e fluidodinâmicas, rotação, forma e rugosidade das partículas sobre o coeficiente de transferência de calor entre o gás e materiais granulares. Dentre suas conclusões observou que o coeficiente de transferência de calor pode ser intensificado devido ao aumento na turbulência do escoamento, a qual diminui a camada limite laminar ao redor da partícula e que o efeito da rugosidade em uma esfera fixa influencia o coeficiente de transferência de calor para números de Reynolds superiores a 10^4 .

Debrand (1974, *apud* Pécora, 1985), através de experimentos realizados com folhas de tomate picadas (dimensões de 100 a 200 μ m) observou que os

maiores coeficientes de transferência de calor ocorriam nas regiões de maior velocidade relativa. O autor estabeleceu uma correlação entre os números de Nusselt, Reynolds de partícula e Prandtl, válida para todas as regiões do sistema pneumático (ponto de alimentação, curvas, tubo de secagem e ciclone).

Kaczmarzyk e Bandrowski (1980) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) realizaram um cuidadoso trabalho experimental o qual permitiu a obtenção de uma correlação que analisa, numa ampla faixa, a influência da concentração de sólidos e do número de Reynolds na transferência de calor gás-sólido em um leito de transporte pneumático vertical com 3,8m de altura e diâmetro interno de 0,06m. Esferas de cerâmicas, com diferentes diâmetros médios (0,7; 1,33; 1,56; 1,83; 2,09; 2,56mm) e densidade de 2469 kg/m³ foram utilizadas na obtenção dos resultados experimentais. Entre as conclusões observaram que o coeficiente de transferência de calor diminui com o aumento da concentração de sólidos.

Pécora (1985) realizou um estudo experimental do escoamento gás-sólido em fase diluída com transferência de calor e massa em um leito de transporte pneumático vertical de 2,0m de altura e diâmetro interno igual a 0,039m. Os dados experimentais foram obtidos utilizando-se grumos de amido de mandioca com diâmetro médio de 300µm e densidade de 1500kg/m³. Com relação à transferência de calor, observou que os máximos valores do número de Nusselt ocorreram nos experimentos com máxima vazão de ar, afirmando que foi a turbulência e não a concentração de sólidos o que mais influenciou na transferência de calor.

Valentin (1986) analisou a transferência de calor em um leito de transporte vertical com 4,8m de altura e 0,052m de diâmetro utilizando esferas de vidro com diâmetros de 0,24; 0,40; 1,00; 1,20; 1,70mm e densidade de 2500kg/m^3 . Entre os resultados, verificou a influência da concentração de sólidos sobre o número de Nusselt para diferentes números de Reynolds de partículas e variações do modelo fluidodinâmico com relação ao coeficiente de atrito sólido-parede. Esses resultados conduziram ao estabelecimento de correlações para previsão do coeficiente de transferência de calor em função do número de Reynolds das partículas e da concentração de sólidos.

Jesus (1987) verificou o comportamento da transferência de calor entre o ar e esferas de vidro de 1,0mm de diâmetro médio em um leito pneumático vertical de 3,88m de comprimento e diâmetro interno de 0,0538m. Além da metodologia proposta por Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) e Kaczmarzyk e Bandrowski (1980), o autor também utilizou balanços de energia entre as fases para a determinação experimental do coeficiente de transferência de calor gás-sólido.

Num dos trabalhos mais recentes sobre a transferência de calor em leitos pneumáticos, Li e Mason (2000) desenvolveram um modelo bidimensional em regime transiente para descrever a transferência de calor em escoamentos densos e diluídos, num leito de transporte pneumático horizontal. Para este modelo, os autores consideraram a fase gasosa como contínua e utilizaram o Método de Elemento Distinto (DEM) ou Aproximação Lagrangiana para modelar o movimento das partículas. Neste método, as interações e a transferência de calor

condutiva entre as partículas e entre as partículas-parede do tubo são traçadas e calculados de acordo com a teoria de contato de sólidos. A transferência de calor convectiva fluido-partícula e fluido-parede também é calculada de acordo com a evolução da trajetória das partículas e o escoamento do fluido. O modelo DEM foi satisfatório para simular a transferência de calor no tubo de transporte em escoamentos com alta concentração de sólidos, entretanto, segundo os autores, o tempo gasto para resolver o problema é maior do que quando utilizam-se técnicas baseadas nos modelos multifásicos contínuos, tornando-se praticamente inviável para partículas pequenas (menores que 100 μm), uma vez que o tempo de processamento está relacionado com o número de partículas no domínio computacional.

Apesar da existência de muitos trabalhos na literatura, grande parte busca o estabelecimento de correlações empíricas para determinação do coeficiente de transferência de calor. Análises sobre os efeitos de variáveis como diâmetro, densidade de partículas e velocidade do ar sobre a transferência de calor gás-sólido ainda são pouco freqüentes.

No Quadro 2.5 são apresentadas as principais correlações encontradas na literatura para o coeficiente de transferência de calor gás-sólido e que foram utilizadas em trabalhos realizados em leitos pneumáticos.

A correlação de Ranz e Marshall (1952) (Equação 2.102), embora tenha sido desenvolvida para experimentos de evaporação de gotas d'água de única partícula em gás, é uma das equações mais utilizadas na literatura para

Quadro 2.5 – Correlações para a determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido.

REFERÊNCIAS	CORRELAÇÕES	OBSERVAÇÕES
Ranz e Marshall (1952)	$Nu_p = 2 + 0,6Re_p^{1/2} Pr^{1/3} \quad (2.102)$	$Re_p > 200$
Frantz ¹ (1962)	$Nu_p = 0,015 Re_p^{1,6} Pr^{0,667} \quad (2.103)$	secagem de alumina em secador pneumático (Radford,1997) - $Re_p \rightarrow v_R$
Chukhanov (1971)	$Nu_p = 0,006 Re_p^{0,8} \beta_v^{-0,43} \quad (2.104)$	segundo Rocha (1988): $B_v < 2,3 \cdot 10^{-3}$ $30 < Re_p < 480$
Weber ² (1973)	$Nu_p = 2 + 0,5 Re_p^{1/2} Pr^{1/3} + 0,02 Re_p^{0,8} Pr^{1/3} \quad (2.105)$	partículas grandes; altas velocidade do fluido $Re_p > 130$ - (Kemp, 1994)
Debrand ³ (1974)	$Nu_p = 0,16 Re_p^{1,3} Pr^{0,67} \quad (2.106)$	secador pneumático
Bandrowski e Kaczmarzyk (1978)	$Nu_p = 0,00114 \beta_v^{-0,5984} Re_p^{0,8159} \quad (2.107)$	$0,00025 < \beta_v < 0,05$; $180 < Re_p < 1800$ $d_p < 2,56$ mm - esferas de cerâmica transporte pneumático vertical

continuação do Quadro 2.5.

REFERÊNCIAS	CORRELAÇÕES	OBSERVAÇÕES
Valentin (1986)	$Nu_p = 2 + \left[\left(0,4Re_p^{0,5} \right)^{12/11} + \left(B(\beta_v)Re_p^{0,82} \right)^{12/11} \right]^{11/12} \quad (2.108)$	transporte pneumático de esferas de vidro para três diferentes condições fluidodinâmicas: - $f_p = 0$: - $0,00023 < \beta_v < 0,008$ - $20 < Re_p < 870$ - $2 < Nu_p < 60$ - $f_p = 0,003$: - $0,00032 < \beta_v < 0,009$ - $6 < Re_p < 1000$ - $1,7 < Nu_p < 40$ - $f_p = 0,080 \left(\frac{v}{\sqrt{gD_t}} \right)$: - $0,00064 < \beta_v < 0,0166$ - $86 < Re_p < 1200$ - $1,3 < Nu_p < 26$
	onde $B(\beta_v) = 2,329 \times 10^{-4} \beta_v^{-1,005} \quad (2.109)$	
	$Nu_p = 2 + \left[\left(0,4Re_p^{0,5} \right)^{6/5} + \left(B(\beta_v)Re_p^{0,82} \right)^{6/5} \right]^{5/6} \quad (2.110)$	
	onde $B(\beta_v) = 7,131 \times 10^{-4} \beta_v^{-0,8527} \quad (2.111)$	
	$Nu_p = 2 + \left[\left(0,4Re_p^{0,5} \right)^{14/5} + \left(B(\beta_v)Re_p^{0,82} \right)^{14/5} \right]^{5/14} \quad (2.112)$	
	onde $B(\beta_v) = 3,958 \times 10^{-3} \beta_v^{-0,4446} \quad (2.113)$	
Baeyens <i>et al.</i> (1995)	$Nu_p = 0,15 Re_p \quad (2.114)$	$d_p < 0,2$ mm - secador pneumático (pellets de PVC e calcário) - p/condições atmosféricas e pequenas variações de T
Li e Mason (2000)	$Nu_p = 2 + 0,000045 Re_p^{1,8} \quad (2.115)$	$Re_p > 1500$; $d_p = 3,00$ mm - pellets de polietileno

¹ - *apud* Radford (1997).

² - *apud* Kemp (1994).

³ - *apud* Baeyens *et al.*, (1995).

determinação do coeficiente de transferência de calor, inclusive em trabalhos em leitos pneumáticos (Pelegrina e Capriste, 2001), servindo também de base para o desenvolvimento de outras correlações, como a proposta por Weber (1973). Segundo Li e Mason (2000) essa correlação mostra-se adequada apenas para situações onde Re_p é relativamente baixo. Para altas velocidades do gás e partículas menores que 1,0mm, esta equação superestima os valores do coeficiente de transferência de calor (Baeyens *et al.* 1995).

Radford (1997) analisou várias correlações disponíveis na literatura, entretanto a correlação de Frantz (1962) (Equação 2.103) foi a que melhor descreveu a simulação do modelo matemático desenvolvido para a secagem de alumina em leitos pneumáticos. A correlação de Weber (1973) (Equação 2.105) embora tenha sido adotada como padrão em muitos trabalhos nesta área, não apresentou resultados satisfatórios.

Levy e Borde (2000) utilizaram as correlações de Debrand (1974) (Equação 2.106) e Baeyens *et al.* (1995) (Equação 2.114), desenvolvidas para secadores pneumáticos, na simulação da secagem pneumática de partículas de PVC ($d_p = 180\mu\text{m}$) e constataram que ambas representaram adequadamente a distribuição de temperaturas do gás ao longo do secador.

Uma vez que o coeficiente de transferência de calor também é afetado pela presença de sólidos no escoamento, muitos autores têm incorporado a influência da concentração de sólidos no desenvolvimento de correlações para determinação de h . Segundo Li e Mason (2000), a correlação de Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) (Equação 2.107) subestima os valores de Nu_p quando utilizada para

escoamentos altamente diluídos de “pellets” de polímeros. Além de desenvolver a equação de Li e Mason (2000) (Equação 2.115), os autores também apresentaram três outras modificações da correlação de Ranz e Marshall (1952) (Equação 2.102), as quais consideram a porosidade do sistema e uma ampla faixa de Re_p , para análise da modelagem da transferência de calor em leitos pneumáticos.

Em seu trabalho, Rocha (1988) citou várias correlações de Nu_p , e constatou que a correlação utilizada para o cálculo do coeficiente de transferência influencia fortemente os resultados da simulação das variáveis de processo. Os melhores resultados foram obtidos com as correlações de Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) e Valentin (1986), as quais consideram o efeito da concentração de sólidos.

Assim sendo, a escolha da correlação a ser utilizada na determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido ainda requer uma atenção especial, já que normalmente essas correlações só poderiam ser aplicadas nas mesmas condições geométricas e operacionais do processo para o qual foram desenvolvidas.

2.3.3 – PARÂMETROS PARA TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Para o estudo do processo de transferência de massa torna-se necessário o conhecimento de alguns resultados, como a umidade de equilíbrio, a cinética de secagem e o coeficiente de transferência de massa, os quais serão analisados a seguir.

2.3.3.1 – UMIDADE DE EQUILÍBRIO

Existem duas técnicas clássicas para determinação das isotermas de equilíbrio: o método dinâmico e o método estático.

No método dinâmico o ar é movido mecanicamente, sendo necessário um monitoramento das condições operacionais, até que o material e o ar atinjam o equilíbrio. As condições controladas de umidade relativa e temperatura são obtidas por meio de pulverização de água, vaporização de água por meio de resistências elétricas, injeção direta de vapor ou alimentação de duas correntes (uma com ar saturado e outra com ar ambiente), regulando as vazões a fim de se obter a umidade do ar desejada.

No método estático, o ar úmido, sem movimento, circunda o material, atingindo o equilíbrio num ambiente em condições controladas (estufa, incubadora ou câmara refrigerada). Soluções ácidas de várias concentrações ou soluções salinas saturadas, contidas em recipientes herméticos, são utilizadas para regular a pressão de vapor ao redor do material. A técnica consiste em colocar amostras do material sobre peneiras, que ficam suspensas acima das superfícies das soluções, pesando-as periodicamente, até que não ocorra mais variação de peso. O teor de umidade final de equilíbrio é geralmente determinado pelo método da estufa a 105 ± 3 °C por 24 horas.

Na literatura é possível encontrar várias equações teóricas, baseadas nos modelos de adsorção, para previsão da umidade de equilíbrio, como a isoterma de Langmuir (1916), composta por duas constantes e que admite a formação de uma monocamada de vapor d'água na superfície interna dos sólidos e a equação de BET (Brunauer, Emmett e Teller, 1938), que considera a adsorção em

multicamadas (Jaafar e Michalowski, 1990). Apesar de justificadas fenomenologicamente, as equações teóricas são pouco precisas e limitadas para uma faixa restrita de temperaturas e umidades relativas do ar. Entretanto são a base para a formulação de correlações semi-empíricas.

Devido às restrições e às diferentes condições operacionais as quais se aplicam, geralmente os pesquisadores preferem determinar experimentalmente suas próprias isotermas de equilíbrio, buscando na literatura uma equação semi-empírica ou empírica que melhor represente seus resultados experimentais (Prado, 1999; Arnosti Jr., 1997; Barrozo, 1995).

No Quadro 2.6 são apresentadas as principais correlações semi-empíricas encontradas na literatura para estimativa da umidade de equilíbrio em grãos e materiais inorgânicos.

As Equações 2.116, 2.120, 2.122 e 2.124 foram utilizadas no trabalho de Papadakis *et al.* (1993) para representar os resultados experimentais de umidade de equilíbrio para a dessorção de resina de troca iônica, sílica gel e trigo e a adsorção de três tipos de celulose. Dependendo do material utilizado, as condições operacionais variaram na faixa de 20 – 100⁰C para a temperatura e de 0,0009 – 0,9460 para a umidade relativa. Para todos os materiais testados, pelo menos uma correlação apresentou boa concordância com os dados experimentais, porém nenhuma das correlações ajustou-se a todos os materiais.

Barrozo (1995) analisou o ajuste estatístico das Equações 2.116 a 2.119 e da Equação 2.121 para a previsão da umidade de equilíbrio de dessorção da soja ($d_p = 6,0\text{mm}$) e concluiu que a equação de Halsey modificada (Equação 2.121) foi a que melhor se ajustou aos dados de equilíbrio, para uma faixa de 25 – 50⁰C.

Quadro 2.6 – Correlações semi-empíricas para estimativa da umidade de equilíbrio.

REFERÊNCIAS	CORRELAÇÕES
Henderson ¹ (1952)	$X^* = A \left[\frac{1}{T} \ln \left(\frac{1}{1-UR} \right) \right]^B$ (2.116)
Chung-Pfost ² (1967)	$X^* = \frac{-1}{B} \ln \left[\frac{(T + C)}{-A} \ln(UR) \right]$ (2.117)
Thompson <i>et al.</i> (1968) ³ (Henderson-Thompson)	$X^* = \left[\frac{\ln(1-UR)}{-A(T + C)} \right]^{1/B}$ (2.118)
Chen-Clayton ⁴ (1971)	$X^* = \frac{-1}{CT^D} \ln \left[\frac{\ln(UR)}{-AT^B} \right]$ (2.119)
Halsey ⁵ (1948)	$X^* = A \left[T \ln \left(\frac{1}{UR} \right) \right]^{-B}$ (2.120)
Osborn <i>et al.</i> (1989) ⁶ (Halsey modificada)	$X^* = \left[\frac{-\exp(AT + C)}{\ln(UR)} \right]^{1/B}$ (2.121)
Schuchmann <i>et al.</i> (1990)	$X^* = \frac{A \left[\frac{1}{T} \ln \left(\frac{1}{1-UR} \right) \right]}{B - \left[\frac{1}{T} \ln \left(\frac{1}{1-UR} \right) \right]}$ (2.122)
Jaafar e Michalowski (1990)	$X^* = \frac{A(UR)}{[1 - B(UR)][1 + (A - B)UR]}$ (2.123)
Keey ⁷ (1991)	$X^* = \frac{A}{1 + BT^3 \ln \left(\frac{1}{UR} \right)}$ (2.124)
Sabbah ⁸ (2001)	$X^* = \left[\frac{A(UR)^B}{T^C} \right]$ (2.125)

1,5,7 – *apud* Papadakis *et al.* (1993).

2,3,4,6 – *apud* Barrozo (1995).

8 – *apud* Mesquita *et al.* (2001)

Jaafar e Michalowski (1990), através de modificações do modelo de BET (1938), propuseram a Equação 2.123 para estimar a umidade de equilíbrio em uma ampla faixa operacional que, dependendo do caso, variou de 0,07 – 0,97 para umidade relativa e 20 – 80⁰C, para a temperatura. A correlação proposta ajustou-

se perfeitamente aos dados experimentais obtidos para 29 materiais, na maioria inorgânicos, apresentando os melhores resultados inclusive quando comparada a outras correlações. Calçada *et al.* (1995) determinaram a isoterma de equilíbrio para partículas de alumina, com $d_p = 4,3\text{mm}$ e $A_s = 254,87 \text{ m}^2/\text{g}$, e utilizaram a correlação proposta por Jaafar e Michalowski (1990) para representar os resultados experimentais, obtendo um coeficiente de correlação de 0,99.

2.3.3.2 - CINÉTICA DE SECAGEM E COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

O estudo da cinética de secagem é fundamental para predição das equações de taxa de secagem, as quais são muito importantes na modelagem dos fenômenos de transferência. Observando a variação de umidade de material por um determinado tempo, pode-se verificar que a secagem do material pode ocorrer em dois ou mais períodos, sendo estes separados por um teor de umidade do sólido, conhecido por umidade crítica. O período à taxa constante é caracterizado pela remoção do vapor de água da superfície de materiais com elevada umidade. Já o período à taxa decrescente refere-se à fase de migração de umidade do interior de sólidos porosos, influenciada por vários mecanismos internos de transferência, como o escoamento capilar do líquido, a difusão do vapor devido à diferença de concentração, a difusão térmica do vapor, a difusão de knudsen, entre outras (Barrozo, 1995).

Diferentes teorias tentam explicar a cinética de secagem de materiais porosos. O principal objetivo é descrever como a umidade é transferida do interior do sólido para evaporar na sua superfície e qual mecanismo de transferência

controla o processo de secagem. Os modelos matemáticos tradicionalmente utilizados para representar a cinética de secagem são basicamente dois: os modelos puramente convectivos e os modelos difusivos. A formulação desses modelos, desenvolvida a partir da análise do comportamento de secagem de uma única partícula, geralmente considera todos os parâmetros de transporte constantes, possibilitando uma descrição similar da taxa de secagem. A seguir são apresentadas as equações básicas que compõem os modelos puramente convectivos e difusivos (Mayta *et al.* 1996).

Modelo Puramente Convectivo

A partir da equação de transferência de massa por convecção e da condição inicial:

$$\frac{d\bar{X}}{dt} = -k_{ef}(\bar{X} - X^*) \quad (2.126)$$

$$\text{C.I: } \bar{X}(0) = X_0$$

obtêm-se a solução da equação (2.126), dada por:

$$\frac{\bar{X} - X^*}{X_0 - X^*} = \exp(-k_{ef}t) \quad (2.127)$$

onde:

\bar{X} = umidade média da partícula;

X^* = umidade da partícula no equilíbrio;

X_0 = umidade inicial da partícula

k_{ef} = coeficiente de transferência de massa efetivo e

t = tempo.

Modelo Difusivo

A equação de difusão em coordenadas esféricas, supondo simetria esférica é dada por:

$$r^2 \frac{\partial X}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial r} \left(D_{ef} r^2 \frac{\partial X}{\partial r} \right) \quad (2.128)$$

que juntamente com a condição inicial e de contorno:

$$\text{C.I: } X(r,0) = X_0$$

$$\text{C.C.1: } \frac{\partial X(0,t)}{\partial r} = 0 \quad (\text{condição de simetria})$$

$$\text{C.C.2: } -D_{ef} \frac{\partial X}{\partial r} \Big|_{r=R} = k_{ef} \cdot [X|_{r=R} - X^*]$$

permitem a obtenção da seguinte solução analítica:

$$\frac{X - X^*}{X_0 - X^*} = \sum_{i=1}^{\infty} \left[A_i \cdot \exp \left(-\frac{\lambda_i^2 \cdot D_{ef} \cdot t}{R^2} \right) \cdot \frac{\text{sen} \left(\lambda_i \cdot \frac{r}{R} \right)}{\frac{r}{R}} \right] \quad (2.129)$$

A equação (2.129) após integração de $r=0$ até $r=R$ produz:

$$\frac{\bar{X} - X^*}{X_0 - X^*} = \sum_{i=1}^{\infty} \left[B_i \exp \left(- \frac{\lambda_i^2 D_{ef}}{R^2} t \right) \right] \quad (2.130)$$

onde:

D_{ef} = coeficiente de difusão efetivo;

λ_i = auto valores usados nas Equações 2.129 e 2.130 e

a constante B_i engloba os valores das demais constantes.

Caso esta equação seja analisada considerando apenas a primeira parcela

da somatória, $B_i = 1$ e $\frac{\lambda_i^2 D_{ef}}{R^2} = k$, as equações (2.127) e (2.130) se igualam,

tornando-se impossível distinguir entre o modelo convectivo e o difusivo.

A influência da resistência externa à transferência de massa encontra-se incorporada na condição de contorno número 2. Entretanto, alguns autores admitem ainda que a umidade na superfície do sólido atinge instantaneamente a umidade de equilíbrio. Em seus trabalhos, Barrozo *et al.*(1998), Blasco *et al.* (1998) e Blasco e Alvarez (1999) verificaram que a resistência externa a transferência pode ser desprezada e a segunda condição de contorno dada por:

$$C.C.2: X(R,t) = X^*$$

Em vez do tratamento analítico alguns pesquisadores preferem tratar a cinética de secagem utilizando equações empíricas e semi-empíricas que melhor se ajustem aos dados experimentais.

Uma das formas mais utilizadas na literatura para obter as informações sobre taxa de secagem é através de experimentos de secagem em camada fina, nos quais o ar em condições constantes de umidade, temperatura e velocidade, escoava em torno de uma camada delgada do material úmido. Esses estudos, isoladamente, não descrevem de maneira adequada o processo de transferência de calor e massa em camadas espessas, entretanto, podem representar um elemento de volume desses leitos (Barrozo *et al.* 1998).

O Quadro 2.7 apresenta as principais equações semi-empíricas para a cinética de secagem encontradas na literatura e utilizadas principalmente na secagem de grãos e sementes.

Quadro 2.7 – Equações para cinética de secagem.

REFERÊNCIAS	CORRELAÇÕES
Lewis (1921) ¹	$XR = \exp(-Kt)$, onde : $K = A \exp(-B/T_g)$ (2.131)
Brooker <i>et al.</i> (1974) ²	$XR = C \exp(-Kt)$, onde : $K = A \exp(-B/T_g)$ (2.132)
Henderson e Henderson (1968) ³	$XR = C \left[\exp(-Kt) + \frac{1}{9} \exp(-9Kt) \right]$, onde : $K = A \exp(-B/T_g)$ (2.133)
Page (1949) ⁴	$XR = \exp(-Kt^n)$, onde : $K = A \exp(-B/T_g)$ (2.134)
Overhults <i>et al.</i> (1973) ⁵	$XR = \exp[-(Kt)^n]$, onde : $K = \exp(A + B/T_g)$ (2.135)

1,2,3,4,5 – *apud* Barrozo *et al.* (1998).

A Equação 2.131 proposta por Lewis (1921) representa uma analogia à Lei de Newton do resfriamento, e à partir de modificações empíricas deu origem às Equações 2.134 e 2.135. As correlações de Brooker *et al.* (1974) (Equação 2.132)

e de Henderson e Henderson (1968) (Equação 2.133) são simplificações da solução analítica do modelo difusivo, em que somente a primeira e a segunda parcelas da série, respectivamente, são considerados.

A correlação de Henderson e Henderson (1968) foi a que apresentou o melhor ajuste para as partículas de alumina F-200 (Alcoa) nos experimentos de secagem em camada fina realizados por Oliveira Jr. (2003). Os resultados obtidos via estimação não linear apresentaram os seguintes valores para os parâmetros: $A=1,08$; $B=100,55$ e $C=0,89$, com um coeficiente de correlação $R^2=0,927$.

A partir dos resultados experimentais de secagem em camada fina e da solução analítica da equação de balanço de massa para a fase sólida, considerando o coeficiente volumétrico efetivo de transferência de massa ($k_{s,a}$) constante, Calçada *et al.* (1995) determinaram a correlação para $k_{s,a}$ durante a secagem de partículas de alumina. Os resultados cinéticos obtidos permitiram concluir que, no caso da secagem de materiais porosos, a influência da velocidade do gás na curva de secagem é significativa, diferentemente do que ocorre com cereais.

Além dos estudos cinéticos em camada fina, pode-se encontrar na literatura outros métodos para determinação da cinética de secagem. Alvarez e Blasco (1999) desenvolveram uma técnica para determinação experimental da cinética de secagem em secadores pneumáticos para uma ampla faixa de condições de temperatura e velocidade do ar. Nesta técnica, um sistema de aquisição de dados é utilizado para registrar os sinais de entrada e saída dos sólidos no tubo de secagem, determinando assim o tempo de residência do material no leito. Para cada experimento, a umidade de entrada e saída dos sólidos é determinada e os sólidos são realimentados ao sistema, repetindo-se este

procedimento até que a umidade dos sólidos atinja um valor estipulado. Os resultados são representados graficamente através da curva de umidade do sólido em função do tempo de secagem cumulativo. Barrozo (1995) verificou a aplicabilidade do estudo cinético em um leito deslizante para representação da taxa de secagem. A comparação dos resultados obtidos revelou um sensível aumento na taxa de secagem quando se passou do leito fixo para o deslizante, em função do aumento da difusividade efetiva.

Apesar da possibilidade do estudo da cinética de secagem para outros tipos de leitos, os resultados obtidos pelo método clássico em camada fina e em leito fixo ainda representam a quase unanimidade nos trabalhos encontrados na literatura.

Para determinação do coeficiente de transferência de massa no período à taxa constante existem na literatura várias correlações empíricas. Geralmente essas correlações são expressas na forma adimensional do número de Sherwood (Sh) em função do número de Reynolds da partícula (Re_p) e o número de Schmidt (Sc), dadas por:

$$Sh = f(Re_p, Sc) \quad (2.136)$$

onde:

$$Sh = \frac{k_d d_p}{D_{va}} \quad (2.137)$$

O problema em se utilizar esse tipo de correlação é que ele é limitado a uma determinada faixa de condições operacionais. Ciesielczyk (1996) apresentou uma lista com mais de dez correlações para estimativa do coeficiente de

transferência de massa gás-sólido, no período à taxa constante, na secagem em leitos fluidizados. A utilização dessas correlações em leitos pneumáticos torna-se restrita, uma vez que as condições não correspondem ao comportamento fluidodinâmico de um leito fluidizado. No Quadro 2.8 estão mostradas algumas correlações encontradas na literatura, para determinação do coeficiente de transferência de massa gás-sólido no período à taxa constante.

Quadro 2.8 – Correlações para determinação do coeficiente de transferência de massa gás-sólido no período de taxa constante.

REFERÊNCIAS	CORRELAÇÕES	OBSERVAÇÕES
Ranz e Marshall (1952)	$Sh = 2 + 1,8 Re_p^{0,5} Sc^{0,33}$ (2.138)	$Re_p > 100$ evaporação em uma partícula
Kettering (Ciesielczyk, 1996)	$Sh = 0,018 Re_p^{1,3}$ (2.139)	$9 < Re_p < 50$ leito fluidizado
Ricetti (Ciesielczyk, 1996)	$Sh = \frac{Re_p Sc^{0,33}}{Re_p^{0,4} (1 - \varepsilon)^{0,4} - 1,5}$ (2.140)	$150 < \frac{Re}{(1 - \varepsilon)} < 5000$ leito fluidizado
Blasco e Alvarez (1999)	$Sh = 2 + 0,3 Re_p^{0,63} Sc^{0,33}$ (2.141)	leito pneumático
Basu e Subbarao ¹ (1986)	$Sh = 2 + 0,6 \left[\frac{Ar\varepsilon^{4,75}}{18 + 0,61(Ar\varepsilon^{4,75})^{0,5}} \right]^{0,5} Sc^{0,33}$ (2.142)	leito fluidizado turbulento partículas Grupo D
Kozanoglu <i>et al.</i> (2001)	$Sh = 5882 Re_p^{3,07} Kn_p^{2,94}$ (2.143)	leito fluidizado sílica gel ($d_p = 975 \mu m, 1600 \mu m$)

1 – *apud* Bi *et al.* (2000).

2.4 – TÉCNICAS DE MEDIDAS

A seguir, serão apresentadas as principais técnicas de medidas encontradas na literatura para determinação das variáveis envolvidas no processo de secagem.

2.4.1 – TEMPERATURA DO FLUIDO

As medidas de temperatura do fluido devem ser realizadas diretamente no leito principalmente pela utilização de termopares. O termopar é um dispositivo de medição de temperatura com alto grau de precisão e com possibilidade de registrar automaticamente a temperatura medida, através de um sistema de aquisição de dados (Pagliuso, 1994).

Fazendo-se uma revisão sobre as técnicas mais utilizadas para a determinação da temperatura do ar em sistemas de contato gás-sólido, pode-se encontrar: uso de termopar sem proteção, uso de termopar com proteção, uso de termopar com blindagem na extremidade e uso de termopar protegido e com sonda de sucção.

O termopar sem proteção consiste em um termopar simples, o qual é introduzido diretamente no leito. Entretanto, por ficar exposto diretamente na suspensão gás-sólido, a medida realizada é duvidosa, sendo interpretada como uma “média” entre a temperatura do gás e a do sólido.

O termopar protegido com tela é bastante utilizado pelos pesquisadores e consiste num termopar simples, introduzido em um tubo com tela em uma das extremidades. A tela permite a passagem do ar e evita o impacto da partícula com o termoelemento. Este dispositivo permite a medida da temperatura do fluido.

O termopar com blindagem na extremidade é normalmente utilizado para minimizar os erros devidos à radiação (em temperaturas superiores a 300⁰C). Esta blindagem (geralmente feita com ouro ou prata) consiste em uma pequena camada de metal que cobre a junção do termopar.

O termopar protegido com sonda de sucção consiste em um termopar simples, introduzido na sonda e esta no leito. Esta técnica evita o contato do sensor com o sólido, entretanto requer um maior cuidado uma vez que a velocidade de sucção deve ser igual à de escoamento (condição de isocinécidade).

2.4.2 – TEMPERATURA DO SÓLIDO

Na literatura pode-se encontrar alguns métodos diretos para determinação da temperatura dos sólidos, como por exemplo, o uso de micro termopares, de coletores de partículas, de pirômetros, ou determinação com materiais magnéticos ou fluorescentes (Borzzone e Riquelme, 1997).

Entre as técnicas de medidas de temperatura de sólidos feitas diretamente no leito, pode-se destacar o termopar sem proteção, e também um tipo de termopar semelhante ao termopar protegido com tela, porém, a tela é substituída por um pequeno recipiente no qual os sólidos são coletados e onde está localizada a junção do termopar.

As técnicas de medidas indiretas podem ser realizadas através da equação de balanço térmico, calorimetria e estagnação do leito. A temperatura dos sólidos, determinada através de equações de balanço térmico não necessita de medidas diretas da temperatura do sólido no leito, entretanto, exige medidas precisas da temperatura do gás e do coeficiente de transferência de calor.

Para melhor compreensão, serão discutidas mais detalhadamente, algumas técnicas para determinação da temperatura dos sólidos.

2.4.2.1 – TÉCNICA DE CALORIMETRIA

Muitos trabalhos descrevem a técnica de calorimetria ou coleta dos sólidos podendo citar Jesus (1987) e Freitas e Freire (1998). Neste método, os sólidos são retirados da região de escoamento e transportados para uma caixa termicamente isolada, na qual se encontra um termopar desprotegido, que determina a temperatura dos sólidos. Na Figura 2.3 encontra-se representado o esquema de medida por calorimetria para determinação da temperatura dos sólidos.

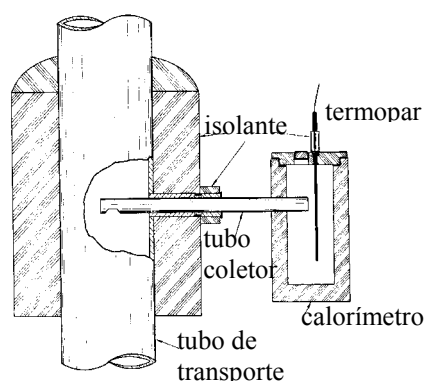


Figura 2.3 - Esquema representativo da medida por calorimetria (Jesus, 1987).

2.4.2.2 – SONDA PARA MEDIDA DA TEMPERATURA DOS SÓLIDOS

Borzzone e Riquelme (1997) desenvolveram uma sonda para determinação da temperatura dos sólidos, que consiste de um termopar situado dentro de um recipiente de madeira, que sofre uma rotação de 180 graus ao ser inserido no leito, para coletar as partículas e medir suas temperaturas. A Figura 2.4 mostra um desenho da sonda para determinação da medida da temperatura dos sólidos.

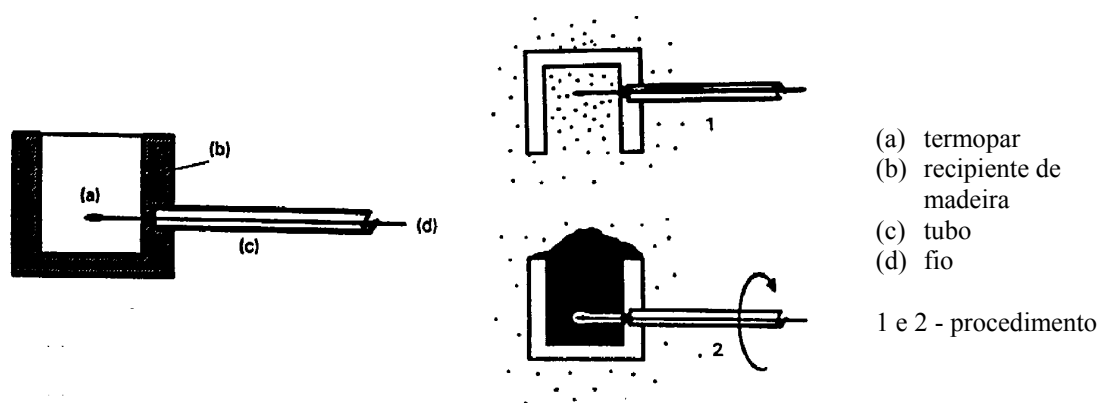


Figura 2.4 - Sonda para determinação da temperatura dos sólidos (Borzzone e Riquelme, 1997).

O recipiente foi feito de madeira de pino, devido a sua baixa condutividade térmica, baixa capacidade calorífica por unidade de volume e boas propriedades mecânicas, agindo como um reservatório do material a ser testado, isolando-o do leito.

Experimentos foram realizados para validar as leituras feitas pela sonda, estudar o tempo de resposta e o comportamento da secagem de ração de peixes ($d_{p(\text{médio})} = 250\mu\text{m}$) num leito fluidizado em escala piloto. Os pesquisadores concluíram que além da simplicidade, a sonda proporciona valores precisos para temperatura dos sólidos, podendo ser utilizada para validação de modelos e como complemento de outros estudos fundamentais.

Apesar das semelhanças com a técnica de calorimetria, a utilização da sonda poderia minimizar os erros de leitura ocasionados principalmente devido ao longo tempo de coleta em relação ao tempo de residência dos sólidos na célula calorimétrica (Jesus, 1987), uma vez que, para os dados de Borzzone e Riquelme (1997), a sonda proporcionou um tempo de resposta relativamente baixo (menos que 10 segundos).

2.4.2.3 – SENSOR DE RADIAÇÃO TÉRMICA

Singh e Ferron (1978) utilizaram a técnica de radiação térmica para determinar a temperatura dos sólidos num leito fluidizado. Através de um pirômetro, que consistia de uma haste de safira de 6 pol de comprimento, 1/8 pol de diâmetro e de dois termistores de 2000 ohms, observaram que a temperatura das partículas no leito fluidizado era diferente da temperatura do leito (gás + sólidos). Isto pôde ser verificado através da comparação entre os resultados obtidos com o sensor de radiação térmica e com um termômetro inserido no leito.

O sensor de radiação térmica, utilizado por Singh e Ferron (1978), funcionava da seguinte maneira: a haste de safira transmitia a radiação das partículas aquecidas e o termistor era usado para detectar esta radiação. O segundo termistor era usado para medir a temperatura do ar ambiente.

Geralmente as safiras utilizadas nesta técnica são artificiais e estão disponíveis numa grande variedade de formas. Apesar de serem mecanicamente fortes e duras, as hastes de safira precisam ser protegidas num tubo metálico, pois podem fragmentar-se ao serem submetidas às tensões mecânicas do leito fluidizado. Outra dificuldade em utilizar esta técnica está no cuidado necessário para que a única fonte de calor para o termistor seja a energia radiante das partículas. Assim, algumas observações tornam-se necessárias:

- garantir que a voltagem fornecida ao termistor seja suficiente para não gerar uma temperatura maior que a das vizinhanças;
- cuidar para que os tubos metálicos que protegem a haste de safira não conduzam calor e assim afetem a leitura do detector;

-
- controlar a temperatura do ambiente em que se encontra o termistor, uma vez que seu funcionamento é sensível às variações de temperatura e
 - calibrar o sistema num leito fixo.

2.4.3 – UMIDADE DO GÁS E UMIDADE DO SÓLIDO

Entre as técnicas mais usadas para medir a umidade do ar de secagem destacam-se a psicrometria, através de medidas de temperaturas de bulbos seco e úmido e do auxílio de cartas psicrométricas, e a higroscopia, técnica caracterizada pela passagem do ar por substâncias higroscópicas sólidas ou líquidas.

Apesar das vantagens da psicrometria, como por exemplo, a precisão e a sensibilidade, algumas normas devem ser seguidas para se obter medidas experimentais (Novais, 1990):

- uso de termômetro de precisão $\pm 0,05$ °C;
- uso de mecha de cadarço para confecção do bulbo úmido;
- o sensor de bulbo seco deve preceder o de bulbo úmido, para um fluxo de ar contínuo e unidirecional;
- a velocidade mínima do ar deve ser de 2,0 m/s;
- a temperatura da água de alimentação para o bulbo úmido deve estar próxima da temperatura de bulbo úmido do ar e
- a distância entre os bulbos seco e úmido deve ser tal que não haja gradiente de temperatura de bulbo seco do ar e que não haja influência por parte do bulbo úmido nas medidas dadas pelo bulbo seco.

Apesar das técnicas citadas anteriormente, é muito difícil medir o conteúdo de umidade para temperaturas acima de 100°C. Os equipamentos

normalmente utilizados (higrômetros e psicrômetros) são restritos a temperaturas inferiores a 100⁰C (Rocha, 1988). Faria (1986) projetou, construiu e desenvolveu um psicrômetro de dupla mecha para determinar a umidade do ar, mesmo a temperaturas maiores que 100⁰C.

Com relação à umidade dos sólidos, Sartori (1990) descreveu os principais métodos utilizados para determinar o teor de umidade de sementes, dividindo-os em métodos básicos (diretos) e métodos práticos (indiretos).

Nos métodos diretos, a água contida no material é retirada através de vaporização por aquecimento da amostra, sob condições controladas, e sua quantidade avaliada através da variação de massa da amostra, do volume de água evaporada ou por processos químicos. Dentre estes se destacam os métodos da estufa, de destilação e métodos químicos.

Os métodos de destilação são recomendados para materiais que contenham substâncias muito voláteis. Neste método, a amostra, inteira ou moída, é aquecida e a água evaporada é recolhida em uma proveta, após condensação, tendo o seu volume determinado. Como exemplos pode-se citar o método de destilação do tolueno e o método Brown Duvel, apresentados no trabalho de Marcos Filho *et al*, (1987).

Entre os métodos químicos se destaca o método de Karl Fischer, que baseia-se em uma reação específica de iodo com água, sendo que outros componentes voláteis não são incluídos na determinação da umidade e o método do pentóxido de fósforo, em que a determinação da água retirada das sementes, mediante uma secagem a vácuo, é realizada através da adsorção apenas desta substância em presença de pentóxido de fósforo.

Dentre as técnicas de medidas diretas da umidade do sólido, o método da estufa é o mais utilizado. De acordo com as regras para análise de sementes do Ministério da Agricultura (1980) são padronizados os seguintes métodos da estufa:

- $103 \pm 2^{\circ}$ C por 17 horas;
- $130 \pm 3^{\circ}$ C por 4 horas e
- $105 \pm 3^{\circ}$ C por 24 horas.

Além dos métodos supracitados, o teor de umidade pode ser determinado de forma direta em estufas a vácuo a 70° C, ou através de aquecimento com lâmpadas de radiação infra-vermelha, conforme equipamentos comerciais que fornecem leitura direta do teor de umidade de sólido.

Os métodos indiretos ou práticos não avaliam diretamente o teor de água, tendo como base propriedades do material relacionadas ao seu conteúdo de água, como a condutividade elétrica e propriedades dielétricas. Existem vários equipamentos comerciais utilizando esta técnica, que vão desde os de pequena precisão, como o ELOTEST, até aos mais precisos, como o medidor universal. Estes métodos devem ser aferidos pelos métodos diretos.

2.4.4 – PRESSÃO

As medidas de pressão ao longo do leito pneumático geralmente são obtidas através da utilização de manômetros em “U”, com água como fluido manométrico.

Medidas podem ser obtidas, também, através da instalação de transdutores de pressão situados ao longo do tubo de transporte e interligados a um sistema de aquisição de dados. Os transdutores podem detectar, de forma mais precisa, as flutuações de pressão em função do tempo.

2.4.5 – POROSIDADE, CONCENTRAÇÃO, VELOCIDADE DE SÓLIDOS E VELOCIDADE DO GÁS

Apesar da faixa de valores de porosidade em leitos pneumáticos geralmente estarem entre 0,97 e 1, esta variação acaba tornando-se bastante significativa, uma vez que esta variável é incorporada na resolução da modelagem matemática. Experimentalmente, a determinação da porosidade é bastante trabalhosa e muitas vezes requer técnicas caras e sofisticadas. Um método clássico para determinação da porosidade média do leito é através do acionamento pneumático de duas válvulas tipo guilhotina. As válvulas são instaladas ao longo do tubo de transporte (geralmente fora da região de entrada) e separadas por uma distância pré-determinada. Ao fechar as válvulas, o escoamento da suspensão é interrompido e uma certa quantidade de partículas fica retida na secção do tubo compreendida entre as duas válvulas. Conhecendo-se a massa de sólidos retida entre as duas guilhotinas e a densidade das partículas, o volume ocupado pelos sólidos é determinado. Mais detalhes sobre esta técnica pode ser encontrado nos trabalhos de Ferreira (1996), Silva (1997) e Narimatsu (2000). A porosidade também pode ser determinada indiretamente através do balanço de quantidade de movimento para mistura (Capes e Nakamura, 1973; Ferreira, 1996), admitindo-se

a força de atrito partícula-parede igual a zero (Lee e Durst, 1982; Littman *et al.*, 1993; Wirth, 1995) e considerando a região de escoamento estabelecido.

Para uma análise mais rigorosa sobre a estrutura do escoamento gás-sólido torna-se necessário obter medidas locais de concentração de sólidos e velocidades. De acordo com o princípio de operação, os instrumentos para determinação dessas medidas podem ser classificados como: ópticos, radioativos, elétricos, por traçadores, acústicos, mecânicos, etc.

Na literatura podem-se encontrar trabalhos que utilizam desde técnicas sofisticadas e caras, como as técnicas ópticas, técnicas via fluorescência (Brewster e Seader, 1980; Morooka *et al.* 1989) ou radioativas, via medidas de tensão (Raso *et al.* 1983), técnicas de raio-X, raio- γ (Azzi *et al.* 1991; Berker e Tulig, 1986) e acústicas, até técnicas mais simples e baratas, como as sondas de amostragem ou extração (Werther, 1999; Álvares, 1997).

As técnicas utilizando partículas fluorescentes são utilizadas para medir a velocidade dos sólidos. São mais baratas e tão eficientes quanto as técnicas que utilizam partículas radioativas, entretanto, em escoamentos com altas concentrações de sólidos sua visualização pode ser dificultada.

As medidas de tensão (*'strain gauges'*) podem ser realizadas por uma micro-sonda para determinar os valores locais de concentração e velocidades no escoamento gás-sólido. A técnica baseia-se principalmente no registro do impacto/colisão de partículas individuais.

Sheen e Raptis (1987) - *apud* Nieuwland *et al.* (1996) - descreveram duas técnicas acústicas que podem ser aplicadas para medir a velocidade dos sólidos num leito de transporte pneumático. Uma das técnicas é baseada na detecção do

som gerado devido às colisões partícula-parede e interpartículas. A outra técnica permite medir diretamente a velocidade dos sólidos através da medida da frequência devido à interferência da fase particulada. A medida é feita através de dois sensores que recebem os sinais emitidos do lado oposto ao tubo.

As técnicas ópticas baseiam-se na reflexão ou emissão de luz para realização de medidas de concentração volumétrica de sólidos, tamanho das partículas e velocidades. Entre estas técnicas pode-se citar a anemometria de duplo laser (Berkelmann e Renz, 1991) e as sondas de fibras ópticas.

As sondas de fibras ópticas são bastante utilizadas como técnica de medidas em escoamentos gás-sólidos devido à simplicidade (em relação a outras técnicas) e por proporcionarem um baixo nível de perturbação ao escoamento. Entre as desvantagens do método, pode-se citar a necessidade de calibração e a dificuldade na penetração da luz dentro da suspensão gás-sólido, principalmente em escoamentos com altas concentrações de sólidos. Hartge (1989) - *apud* Nieuwland *et al.* (1996) - desenvolveram dois sistemas de sondas ópticas: o primeiro sistema baseia-se na absorção de luz devido à presença de partículas num certo volume de controle entre uma fonte emissora e uma receptora e o segundo sistema baseia-se na reflexão da luz devido às partículas presentes em frente à sonda.

A anemometria de duplo laser (LDA) é baseada na detecção do fenômeno de interferência óptica, resultado da interação de dois feixes de laser (Lehner e Wirth, 1999; Yianneskis, 1987). A luz refletida nas partículas sofre uma interferência instantânea, sendo então coletadas por detectores fotomultiplicadores, os quais convertem os sinais de luz para sinais em voltagem.

Um computador é usado para receber os sinais e armazenar os dados. A técnica é usada satisfatoriamente para determinar a velocidade e o tamanho das partículas, não sendo adequada para determinação da porosidade, principalmente em leitos com altas concentrações de sólidos. Na Figura 2.5 é mostrado um esquema da anemometria de duplo laser.

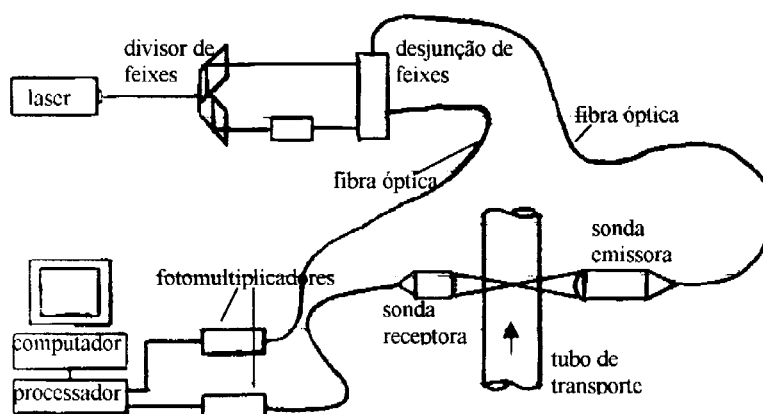


Figura 2.5 – Esquema da anemometria de duplo laser (Lehner e Wirth,1999).

A velocidade média dos sólidos pode ser estimada a partir das vazões mássicas dos sólidos, as quais são obtidas através do desvio de uma certa quantidade de partículas, por um tempo cronometrado, para um sistema de coleta localizado ao final do tubo de transporte (Narimatsu, 2000). A vazão do ar fornecida pelo soprador pode ser determinada através da instalação de um medidor de vazão, previamente aferido na tubulação de alimentação de ar. Conhecendo-se as velocidades do gás e dos sólidos e a porosidade, as velocidades intersticiais poderão ser determinadas.

No Quadro 2.9 é mostrado um resumo sobre as técnicas de medidas de concentração e velocidade dos sólidos discutidas nessa seção.

Quadro 2.9 – Comparação entre diferentes técnicas para determinação da concentração de sólidos e velocidade local dos sólidos (Nieuwland *et al.* 1996)

TÉCNICA	VARIÁVEIS MÉDIAS	GRANDEZAS LOCAIS	β_v	v	W_s	INVASIVA/ NÃO INVASIVA	CALIBRAÇÃO	MÁXIMA β_v	OBSERVAÇÕES
válvulas guilhotinas	x		x			não invasiva	não	sem limite	operações descontínuas
medidas (-dp/dz) axiais	x		x			não invasiva	não	sem limite	barata, atrito parede e aceleração negligenciados
técnica óptica: através feixes luz		x	x	x		invasiva	sim	menor 0,01	barata, para escoamentos diluídos
técnica óptica: detecção reflexiva		x	x	x		invasiva	sim	sem limite	relativamente barata
laser doppler		x	x	x		não invasiva	não	sem limite	caro, mede U simultaneamente
		x	x	x		invasiva	não	sem limite	
partículas fluorescentes		x		x		não invasiva	não	sem limite	barata, sistema de injeção perturba sistema
medidas de tensão		x	x	x		invasiva	sim	sem limite	não aplicada para partículas pequenas
sondas eletrostáticas		x			x	invasiva	sim	sem limite	calibração sob condições experimentais
		x			x	não invasiva	sim	sem limite	
sondas capacitivas		x	x			invasiva	não	sem limite	muito sensível para mudanças eletrostáticas
sondas amostragem		x			x	invasiva	não	sem limite	U local se isocinética
técnicas radioativas		x		x		não invasiva	sim	sem limite	cara, necessita equipamento de segurança
raios X e γ		x	x			não invasiva	sim	sem limite	cara, dificuldade para obter valores no modo não invasivo
		x	x			invasiva	sim	sem limite	
métodos acústicos	x			x		não invasiva		sem limite	velocidades obtidas próxima à parede; pouco usada

2.4.6 – CARACTERIZAÇÃO DO MATERIAL

O tamanho e o fator de forma do material podem ser determinados pelo método clássico de picnometria ou ainda através da técnica de análise de imagens, utilizando por exemplo o analisador GALAI (Costa, 1997).

A difusividade mássica e a condutividade térmica são parâmetros típicos de modelos que consideram os fluxos difusivos e condutivos, respectivamente. A condutividade térmica pode ser determinada através do método, em regime transiente, da sonda linear e o calor específico pela técnica de calorimetria de varredura diferencial (DSC), cujas metodologias encontram-se descritas, por exemplo, no trabalho de Arnosti Jr. (1997).

Dependendo do modelo utilizado para representar os mecanismos de transferência de calor e massa, podem haver alguns parâmetros dependentes da estrutura do sólido. Entre as metodologias encontradas na literatura para a análise da estrutura dos materiais porosos destacam-se a técnica de penetração de mercúrio (porosimetria de mercúrio), a adsorção e condensação de nitrogênio (BET) e a picnometria de hélio, as quais estão discutidas no trabalho de Nascente *et al.* (2001).

A porosimetria de mercúrio determina a distribuição de tamanhos e volumes de poros e a área superficial em materiais sólidos e particulados através da intrusão e extrusão de mercúrio sob pressão. Esta técnica indica somente os poros abertos à superfície externa da amostra. Poros grandes conectados à superfície por canais de diâmetro menor terão seus respectivos volumes indicados por pressões que correspondem aos dos canais de comunicação.

A análise de BET determina a área específica e a porosidade de materiais particulados. A técnica basicamente consiste na medida das alterações sofridas por uma mistura de nitrogênio em hélio quando uma amostra é submetida à variação de pressão, na temperatura do nitrogênio líquido. Pode-se relacionar a área específica do material a partir da adsorção física de moléculas de nitrogênio na superfície da amostra.

A técnica de picnometria de hélio mede o volume e a densidade reais de materiais sólidos, utilizando o Princípio de Arquimedes, em que o deslocamento de um fluido por um objeto sólido determina seu volume. Nesta técnica, o fluido utilizado é o gás hélio que, devido a sua pequena dimensão atômica, penetra em cavidades da ordem de 1Å de dimensão, conferindo precisão nas medidas de volume e densidade do material a ser analisado.

A partir da revisão bibliográfica foi possível constatar que existe uma grande quantidade de trabalhos, principalmente relacionados à modelagem matemática, sobre secagem em leitos pneumáticos. Entretanto, as hipóteses simplificadoras utilizadas pelos autores, a dificuldade em obter as equações constitutivas que melhor representem os fenômenos de transferência e o comportamento da secagem e a dificuldade em realizar a experimentação faz com que ainda sejam necessários mais trabalhos nesta área.

Face ao exposto, a seguir será apresentada a metodologia que será utilizada para realização deste trabalho.

CAPÍTULO 3 – MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo serão apresentados os materiais, equipamentos, metodologias e técnicas de medidas utilizadas para realização desse trabalho. Como as etapas de escolha e caracterização dos materiais e montagem do aparato experimental fazem parte dos objetivos deste trabalho, será feito um breve comentário sobre os materiais testados e as adequações necessárias para desenvolvimento do equipamento. Em seguida serão discutidas as técnicas de medidas utilizadas para determinação das variáveis, o procedimento e as condições experimentais avaliadas, além das metodologias desenvolvidas para obtenção dos parâmetros necessários para resolução dos modelos matemáticos.

3.1 – MATERIAIS

A etapa de escolha e caracterização dos materiais utilizados no trabalho requereu bastante atenção, pois a utilização de uma partícula porosa possibilitaria uma descrição mais completa dos fenômenos envolvidos no processo de secagem, uma vez que poderia ser possível analisar não apenas a retirada da umidade superficial do sólido, mas também a remoção da umidade interna do material relativa ao período de taxa decrescente. Vários tipos de materiais foram cogitados e testados para serem utilizados na secagem em leito pneumático, desde sementes e grãos (colza e quirela de milho), produtos alimentícios (sagu) até materiais inorgânicos (pó de alumina calcinada, esferas de porcelana e diferentes tipos de partículas de alumina). Frente a problemas como o não dimensionamento do

equipamento para o transporte de partículas muito pequenas (da ordem de microns), dificuldades de importação do produto, aumento do volume do material úmido, partículas com formas bastante irregulares e degradação do material, deu-se prioridade à utilização de um material inorgânico, como as partículas de alumina, pois além da regularidade de forma e tamanho, foi o material que apresentou os melhores resultados com relação a umidificação inicial e aos testes preliminares de desgaste e atrito realizados num transportador pneumático em escala reduzida.

Dentre os vários tipos de partículas de alumina testados, optou-se por iniciar esse trabalho utilizando as esferas de alumina ativada F200 fornecida pela Alcoa. Este material destaca-se pela uniformidade no tamanho das partículas, a alta área superficial, a baixa abrasão provocada e também por apresentar porosidade interna.

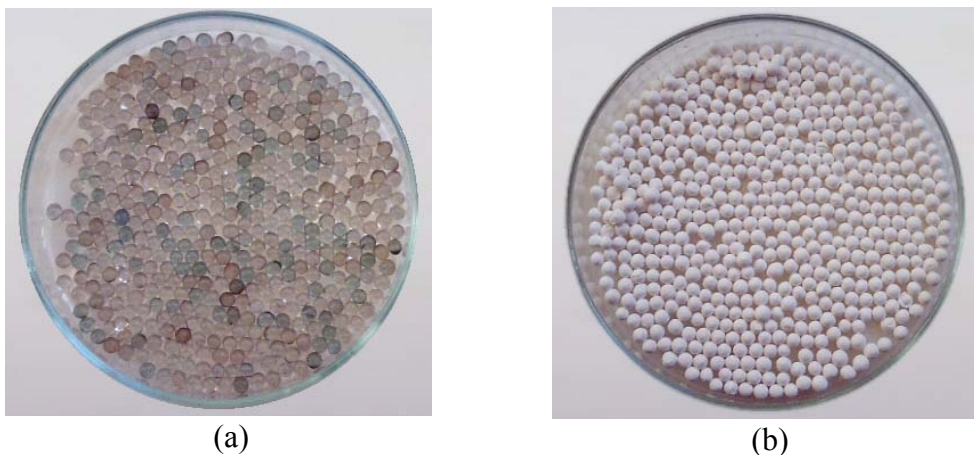


Figura 3.1 – Fotos ilustrativas dos materiais utilizados: (a) esferas de vidro; (b) partículas de alumina.

A fim de estabelecer uma comparação entre a estrutura do material (poroso e não poroso, liso ou rugoso), esferas de vidro de mesmo diâmetro das partículas

de alumina foram utilizadas nesse trabalho. Durante cada ensaio experimental utilizou-se aproximadamente 230kg de esferas de vidro e 180kg de partículas de alumina. Na Figura 3.1 são mostradas fotos ilustrativas das esferas de vidro e das partículas de alumina.

3.1.1 – CARACTERIZAÇÃO DOS MATERIAIS

Como dois materiais com estruturas bastante distintas foram utilizados na condução dos experimentos, tornou-se necessária uma caracterização mais rigorosa da estrutura do material. As análises de porosimetria de mercúrio, BET e Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV) foram realizadas pelo Centro de Caracterização e Desenvolvimento de Materiais (CCDM), localizado na UFSCar.

Através do MEV foi possível realizar a caracterização da microestrutura superficial dos materiais, tais como a análise de falhas e a morfologia das fibras das esferas de vidro e das partículas de alumina. A técnica consiste em incidir sobre a amostra um feixe de elétrons, que geram uma série de elétrons secundários que, por sua vez, são os responsáveis pela formação da imagem no microscópio eletrônico de varredura através da geração de sinais detectados em um detetor tipo fotomultiplicador cintilante. Na Figura 3.2 são mostradas as micrografias obtidas para as esferas de vidro e para as partículas de alumina.

Observando a Figura 3.2 é possível constatar as diferenças quanto à morfologia das partículas, uma vez que as partículas de alumina apresentam uma estrutura mais heterogênea e com a existência de vazios (correspondendo aos pontos mais escuros na Figura 3.2 - b) que caracterizam a porosidade da partícula.

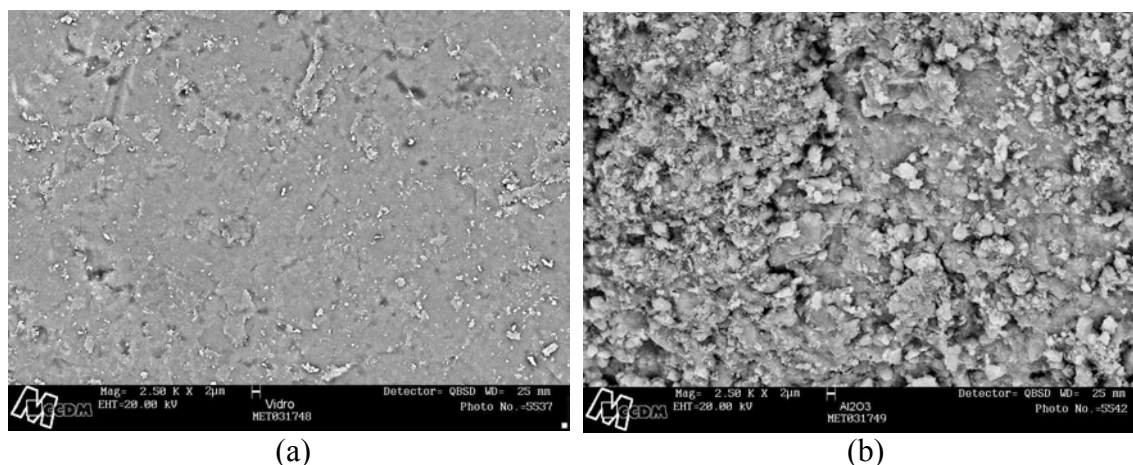


Figura 3.2 – Micrografias obtidas via MEV: (a) esferas de vidro; (b) partículas de alumina.

Além da Microscopia Eletrônica de Varredura, outras análises foram realizadas a fim de caracterizar os materiais utilizados nos experimentos. Na Tabela 3.1 encontram-se listadas as propriedades obtidas para as partículas de alumina e esferas de vidro, assim como as metodologias utilizadas para obtenção dos resultados.

Tabela 3.1 – Propriedades das partículas de alumina e esferas de vidro.

PROPRIEDADE	ALUMINA	VIDRO	METODOLOGIA
d_p (mm)	3,68	3,68	peneiramento
ρ_s (kg/m ³)	3000	2500	picnometria hélio/água
ρ_a (kg/m ³)	1750	---	porosimetria mercúrio
$A_{t\text{poros}}$ (m ² /g)	43,69	---	porosimetria mercúrio
ϵ_p (%)	41,70	---	indiretamente através da relação: $\epsilon_p = \left[\left(1 - \frac{\rho_a}{\rho_s} \right) 100 \right]$
d_{poro} (µm)	0,0223	---	porosimetria mercúrio
A_s (m ² /g)	227,90	---	B.E.T
V_{poros} (cm ³ /g)	0,312	---	B.E.T
L_{poros} (Å)	14,53	---	B.E.T
C_{ps} (kcal/kg°C)	0,20	0,18	Perry e Chilton (1980)

3.1.2 – UMIDIFICAÇÃO DOS SÓLIDOS

Como foi necessária uma grande quantidade de material úmido em cada ensaio, a técnica de umidificação das partículas de alumina consistiu na imersão do material em água durante um período de aproximadamente duas horas, seguido de sua colocação sobre peneiras com constante homogeneização, à temperatura ambiente, durante um período de 16 – 24 horas para que o excesso de água fosse eliminado.

Para esferas de vidro não houve necessidade de aguardar o período de imersão em água, uma vez que sua estrutura possibilita apenas a umidificação superficial do material. O procedimento para umedecer este material consistiu em borrifar água sobre as esferas, movimentando o material constantemente a fim de garantir a homogeneidade do mesmo.

Amostras dos materiais coletadas em diferentes pontos mostraram que a técnica de umidificação possibilitou a obtenção de um material com umidade uniforme.

3.1.3 – ISOTERMAS DE EQUILÍBRIO E CINÉTICA DE SECAGEM

Na determinação das isotermas de equilíbrio e cinética de secagem para as partículas de alumina, utilizaram-se os resultados obtidos por Oliveira Jr. (2003), uma vez que se tratava do mesmo material utilizado nesse trabalho.

O método utilizado para a determinação experimental das isotermas de equilíbrio foi o método estático com o uso de sete soluções salinas saturadas (LiCl, C₂H₃O₂K, MgCl₂, K₂CO₃, NaNO₂, NaCl e KCl) e três temperaturas avaliadas (30, 45 e 60⁰C). O período de tempo necessário para que as partículas

atingissem o equilíbrio, em condições termodinâmicas constantes foi de 16 a 22 dias, com pesagens das amostras em intervalos de dois dias. Considerou-se que o equilíbrio foi atingido quando as pesagens sucessivas das amostras apresentaram três resultados semelhantes. Para obtenção dos parâmetros das equações de equilíbrio foi utilizado um procedimento estatístico, com o auxílio do “software” STATISTICA[®] 5.5, através de estimação não linear por mínimos quadrados. Segundo Oliveira Jr. (2003) a correlação de Sabbah (2001) foi a que apresentou o melhor ajuste com os resultados experimentais, sendo representada da seguinte forma:

$$X^* = \left[\frac{A(UR)^B}{T^C} \right] \quad (2.125)$$

onde:

$$R^2 = 0,991;$$

$$A = 0,293;$$

$$B = 1,105 \text{ e}$$

$$C = 0,015;$$

O estudo cinético da secagem das partículas de alumina foi realizado por Oliveira Jr. (2003) em um equipamento de leito fixo com camada fina (Prado, 1999), em três diferentes temperaturas (60, 80 e 100⁰C) e cinco velocidades do ar de secagem (0,5; 1,0; 1,5; 2,0 e 2,5m/s). A determinação da cinética de secagem foi rápida, cerca de 10 minutos, conforme pode ser observado na Figura 3.3.

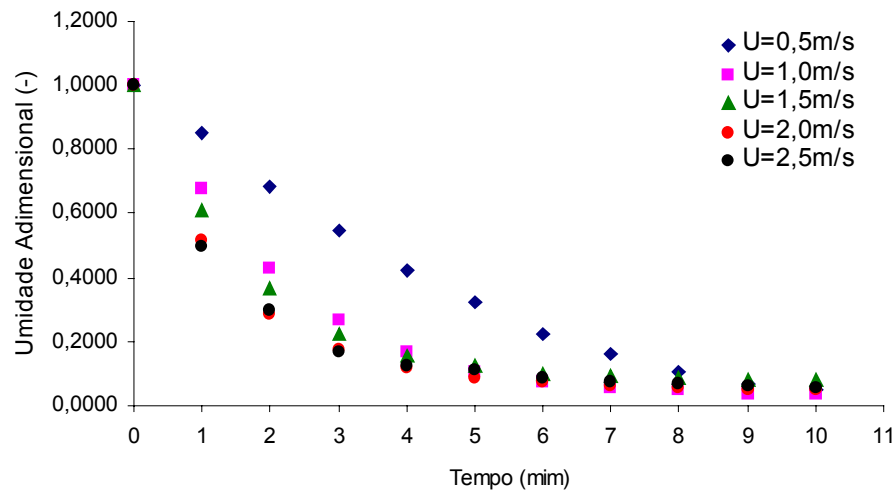


Figura 3.3 – Umidade adimensional em função do tempo parametrizada na velocidade superficial do gás de secagem para partículas de alumina – $T = 100^{\circ}\text{C}$ (Oliveira Jr., 2003)

Oliveira Jr. (2003) observou que a velocidade e a temperatura do ar de secagem influenciam de forma significativa a secagem das partículas, sendo que o efeito da temperatura foi menos pronunciado do que o efeito da velocidade do ar, dentro das condições operacionais estabelecidas. O efeito convectivo foi bastante pronunciado até uma velocidade do ar de secagem de 1,5m/s e num intervalo de tempo inferior a 4 minutos, após o qual, o efeito difusivo passou a preponderar. Através da utilização de métodos estatísticos verificou-se que a correlação de Henderson e Henderson (1968) foi a que apresentou o melhor ajuste para os resultados experimentais, sendo dada por:

$$XR = C \left[\exp(-Kt) + \frac{1}{9} \exp(-9Kt) \right] \quad (2.133)$$

onde:

$$R^2 = 0,927;$$

$$K = 1,08 \exp(-100,55/T_g);$$

$C = 0,89$ e

$XR = \text{umidade adimensional} \left(= \frac{\bar{X} - X^*}{X_0 - X^*} \right)$.

3.2 – EQUIPAMENTO DESENVOLVIDO

Para este estudo foi utilizado um equipamento de transporte pneumático existente no Centro de Secagem do DEQ/UFSCar, usado anteriormente nos trabalhos de Silva (1997), Álvares (1997) e Costa (2001), no qual foi preciso realizar as seguintes adequações:

- instalação de uma tubulação de ferro galvanizado de aproximadamente 4,10m de altura e 0,0534m diâmetro interno (a mudança do diâmetro da tubulação de 0,1016m, utilizado anteriormente, para 0,0534m deve-se principalmente à necessidade de se operar com uma menor quantidade de partículas);
- construção de um alimentador de partículas tipo gravitacional com 0,0534m de diâmetro interno;
- construção de duas guilhotinas em chapas de alumínio (para determinação da porosidade);
- instalação de dois reservatórios de sólidos, uma para armazenar sólidos úmidos e outro para sólidos secos;
- instalação de um soprador para alimentação do ar;
- projeto e construção de um sistema de aquecimento de ar e
- isolamento térmico do secador.

Na Figura 3.4 é mostrado um esquema do equipamento desenvolvido para esse trabalho.

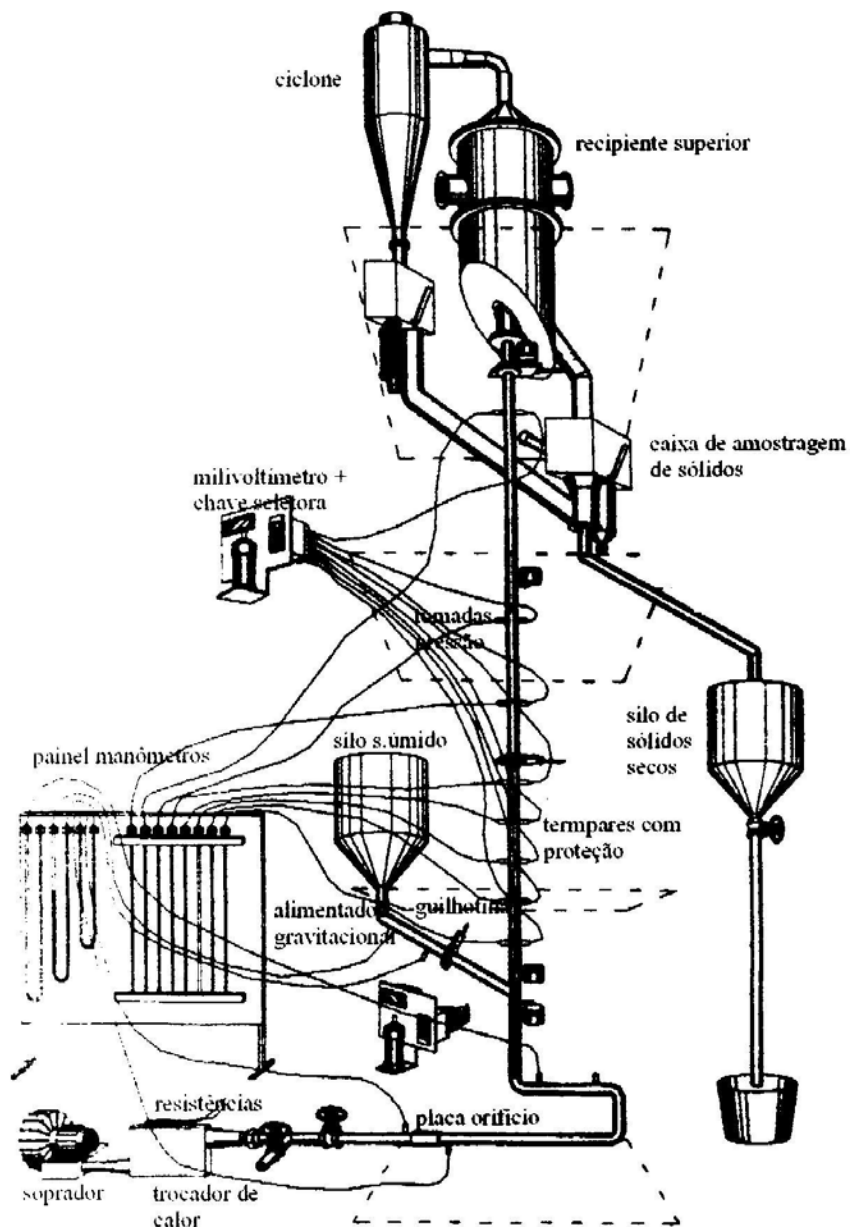


Figura 3.4 – Esquema experimental para secagem em leito pneumático.

Os sólidos são armazenados num silo de geometria cilíndrica com base cônica ($V \approx 220$ litros) e alimentados ao leito, pela ação da gravidade, através de um alimentador tipo gravitacional, com ângulo de inclinação de 65° com o tubo de secagem e diâmetro de $0,0534$ m. A vazão de sólidos é ajustada através de uma guilhotina, instalada na parte inclinada do alimentador. Dentre as características

deste alimentador pode-se destacar a possibilidade de variar a vazão de ar mantendo-se a vazão de sólidos constante (ou vice versa).

O ar é fornecido por um soprador do tipo ventilador centrífugo de 7,5HP, da marca IBRAM, sendo aquecido por um trocador de calor, projetado nas especificações do leito, constituído por quatro resistências elétricas de 1000W cada, inseridas dentro de uma caixa de aço, conforme a Figura 3.5. A corrente nas resistências e a temperatura do ar de secagem são controladas por um controlador de temperaturas digital, do tipo FE50RP, Marca FLYEVER, o qual permite a programação de “setpoints”, taxas de aquecimento e tempos de permanência nos patamares. O controlador possui dois canais de medidas de temperatura, dos quais o primeiro controla a temperatura das resistências e o segundo pode ser colocado para determinar a temperatura em qualquer outra parte do leito.



Figura 3.5 – Esquema do trocador de calor usado no aquecimento do ar.

Ao sair do aquecedor, o ar quente é transportado por uma tubulação de ferro galvanizado de 0,0534m de diâmetro, na qual existem duas válvulas tipo gaveta para ajuste da vazão de ar, que é medida através de uma placa de orifício

com 0,028m de diâmetro. Na entrada do tubo de secagem foi colocado um bocal redutor, com 0,032m de diâmetro na secção estrangulada. Durante os testes foram utilizadas várias configurações e posições para o bocal redutor, sendo que a melhor configuração foi a que permitiu que a alimentação dos sólidos se desse diretamente na secção estrangulada do bocal, uma vez que possibilitava a formação de uma região de vácuo, minimizando a vazão de ar desviada através do alimentador gravitacional e melhorando a estabilidade operacional do leito. Segundo Silva *et al.* (1996), a introdução de um bocal redutor na entrada de ar também reduz o comprimento da região de aceleração.

O tubo de secagem propriamente dito foi construído com uma tubulação de ferro galvanizado, com 0,0534m de diâmetro e aproximadamente 4,1m de altura.

Ao sair do tubo de secagem, os sólidos atingem o recipiente superior, onde retornam, passando pela caixa de amostragem de sólidos, em que posteriormente são coletados em um outro silo. A caixa de amostragem é utilizada para determinação da vazão mássica de sólidos, através do desvio de uma certa quantidade de sólidos durante um tempo cronometrado. Um ciclone tipo Lapple é conectado ao recipiente superior para coletar os pós que se formam devido ao constante movimento e atrito das partículas.

O cálculo da perda de calor pelas paredes do tubo de secagem é importante para constatar a necessidade ou não de isolamento do leito. Mesmo com o isolamento das paredes do leito de secagem, dificilmente impede-se que uma quantidade significativa de calor seja trocada com o ambiente. Essa perda de

calor, que muitas vezes é desprezada nos balanços térmicos, fica então incorporada na equação de conservação de energia para o gás.

O calor perdido através das paredes do tubo de secagem (Q_p) pode ser calculado através da seguinte equação:

$$Q_p = AU_{TC}(T_g - T_\infty) \quad (3.1)$$

onde:

A = área característica.

Para o leito isolado, o coeficiente global de transferência de calor entre o secador e o ambiente envolve a resistência convectiva entre o ar e a parede interna do tubo, a resistência condutiva através da parede do tubo de secagem, a resistência condutiva através do isolamento e a resistência convectiva entre o isolamento e o exterior, conforme pode ser observado na Figura 3.6, que ilustra a situação na qual o calor é transferido por convecção de um fluido (ar) à temperatura média global T_{ar} para a parede interna de um tubo de transporte, por condução através desta parede e de uma camada de isolante e, finalmente, por convecção para o ambiente à temperatura média global T_∞ , com T_i , T_m e T_e como as temperaturas das interfaces, respectivamente, onde o coeficiente global de transferência de calor entre o interior do tubo de secagem e o ambiente, baseado na área interna, é dado por:

$$U_{TC} = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{r_i}{k_{tubo}} \ln \frac{r_m}{r_i} + \frac{r_i}{k_{iso}} \ln \frac{r_e}{r_m} + \frac{r_i}{r_e} \frac{1}{h_\infty}} \quad (3.2)$$

onde:

h_i = coeficiente de transferência de calor por convecção forçada;

r_i = raio interno do tubo de secagem;

k_{tubo} = condutividade térmica do tubo de secagem;

r_m = raio externo do tubo de secagem;

r_e = raio externo do isolante que envolve o tubo de secagem;

k_{iso} = condutividade térmica do isolante e

h_{∞} = coeficiente de transferência de calor por convecção natural.

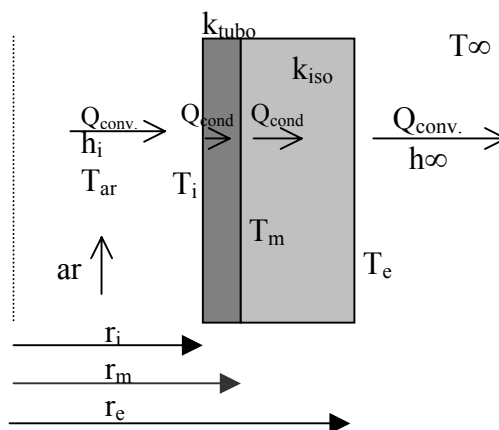


Figura 3.6 – Esquema do fluxo de calor através de um tubo isolado.

Através da Equação 3.1 pode-se verificar que o transporte convectivo de energia está estreitamente relacionado ao movimento do fluido e que este movimento poderá ser induzido por dois processos: em consequência de diferenças de densidades, devido às variações de temperatura no fluido (convecção livre ou natural) ou devido a ação de algum agente externo, como uma bomba ou ventilador (convecção forçada).

Na transferência de calor para ou de um fluido escoando num tubo, em regime permanente, outra forma de constatar a quantidade de calor perdido é através da medida direta da diferença das temperaturas do fluido entre duas seções

do tubo de secagem (geralmente entrada e saída), representada pelo balanço de energia:

$$Q_p = \dot{m}c_p\Delta T \quad (3.3)$$

onde:

\dot{m} = vazão mássica de fluido;

c_p = calor específico do fluido a pressão constante e

ΔT = diferença das temperaturas entre as seções transversais em questão.

Nesse trabalho foram realizados alguns testes preliminares para verificar a necessidade ou não do isolamento do leito de secagem. Essa verificação foi realizada através da Equação 3.3. Notou-se que para as medidas realizadas com o leito sem partículas e sem isolamento, uma quantidade bastante significativa de calor era perdida entre a entrada e a saída do leito. Desta forma fez-se necessário o isolamento do tubo de secagem para evitar que a perda de calor pela parede afetasse o processo de secagem. Este isolamento térmico do leito foi feito através de calhas de silicato de cálcio e lã de vidro, com revestimento em chapas de alumínio corrugado, presos com cintas de alumínio. Na Figura 3.7 são mostrados os resultados do calor perdido em função do número de Reynolds para as situações do leito com e sem isolamento.

Observa-se que o isolamento do leito diminuiu consideravelmente a quantidade de calor perdida pelas paredes.

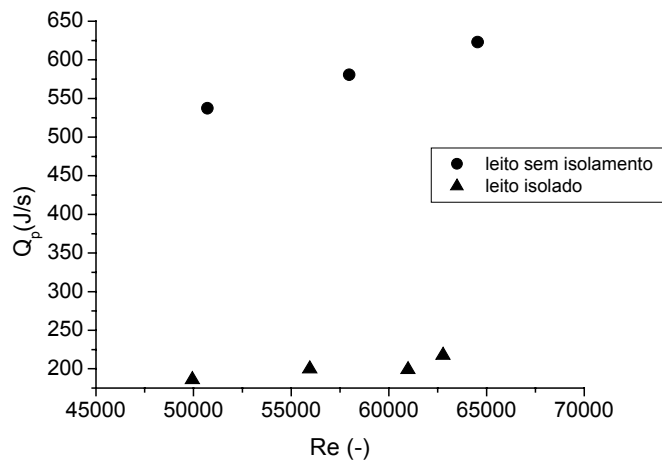


Figura 3.7 – Perda de calor do leite em função do número de Reynolds para o leite com e sem isolamento.

3.3 – TÉCNICAS DE MEDIDAS

As técnicas de medidas que serão apresentadas a seguir, referem-se à instrumentação necessária para determinação experimental das variáveis do processo, como pressão, temperatura, umidade e velocidade do gás e dos sólidos.

3.3.1 – PRESSÃO

As medidas de pressão ao longo do tubo de transporte e a pressão total do sistema foram obtidas com a utilização de manômetros em “U”, com água e mercúrio como fluidos manométricos, respectivamente.

Foram instaladas oito tomadas de pressão ao longo do tubo de transporte, em quotas iguais a 0,175; 0,475; 0,775; 1,075; 1,375; 2,175; 2,995 e 3,865m. Essas quotas foram medidas tomando-se como referência a entrada de sólidos no tubo de secagem ($z = 0,0\text{m}$).

A distribuição das tomadas de pressão ao longo do tubo de secagem visou a obtenção dos perfis axiais de pressão e determinação do gradiente de pressão no

leito, o qual é obtido indiretamente tomando-se a tangente das curvas de pressão estática em função da posição axial, para a região não acelerada.

3.3.2 – TEMPERATURA DO AR E DOS SÓLIDOS

A determinação das temperaturas foi realizada através de termopares, construídos com fio de cobre-constantan (tipo T). A construção desses termopares foi realizada por um sistema de confecção de pares termoelétricos constituídos por um conjunto de dispositivos que incluem uma bancada de capacitores, um cilindro para armazenagem de argônio e uma câmara de soldagem com eletrodo, que garante a precisão e a uniformidade na geometria dos termoelementos, conforme descrito por Camargo (2003).

A medida da temperatura do ar foi realizada através de termopares com proteção. Neste sistema, os termopares ficam protegidos num tubo de aço inox, com uma das extremidades em forma de tela. Esta extremidade, onde fica o termoelemento, possui orifícios que permitem a passagem do fluido e impedem o contato da partícula com a junção do termopar.

Na Figura 3.8 encontra-se detalhado o esquema do termopar com proteção que foi utilizado para determinação do perfil de temperatura do ar ao longo do leito.

Foram instalados nove termopares com proteção ao longo do tubo de secagem, sendo que o primeiro está colocado logo na entrada do tubo de secagem (considerado $z=0,0\text{m}$) e os outros oito termopares em quotas idênticas às tomadas de pressão.

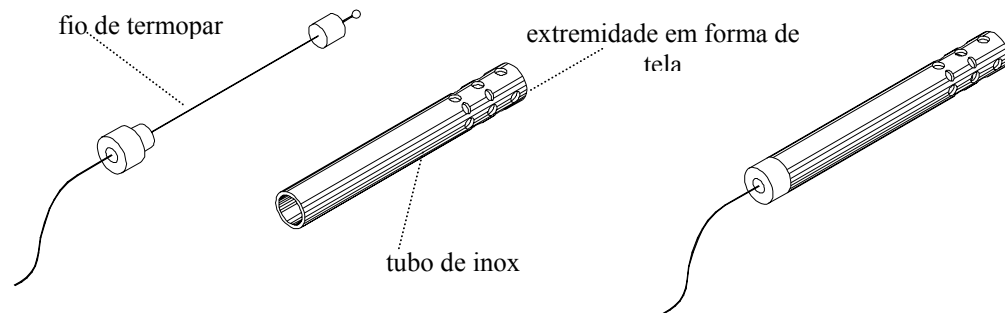


Figura 3.8 – Esquema do termopar com proteção.

A medida da temperatura dos sólidos foi feita de forma indireta através da técnica de calorimetria. Um tubo coletor, construído em latão, inserido no leito coleta os sólidos da região de escoamento (numa determinada seção transversal) e os transporta, através deste coletor, até uma caixa termicamente isolada construída de isopor, material de baixa condutividade térmica ($k \approx 0,03 \text{ W/m}^0\text{C}$). Nesta caixa foi inserido um termopar desprotegido que determina a temperatura dos sólidos. Uma gaiola de latão prende o coletor ao tubo de secagem. Na Figura 3.9 encontra-se representado o esquema de medida por calorimetria.

Foram instalados quatro coletores de sólidos ao longo do tubo de secagem, em quotas iguais a 0,21; 0,82; 2,21 e 3,84m. Dois outros coletores foram instalados, o primeiro ao final da parte deslizante do alimentador, perto da região de entrada (considerado $z=0,0\text{m}$) e o outro no início do recipiente superior, próximo à saída do tubo de transporte (considerado $z=4,10\text{m}$). Estes dois pontos foram escolhidos por serem regiões de grande concentração de sólidos.

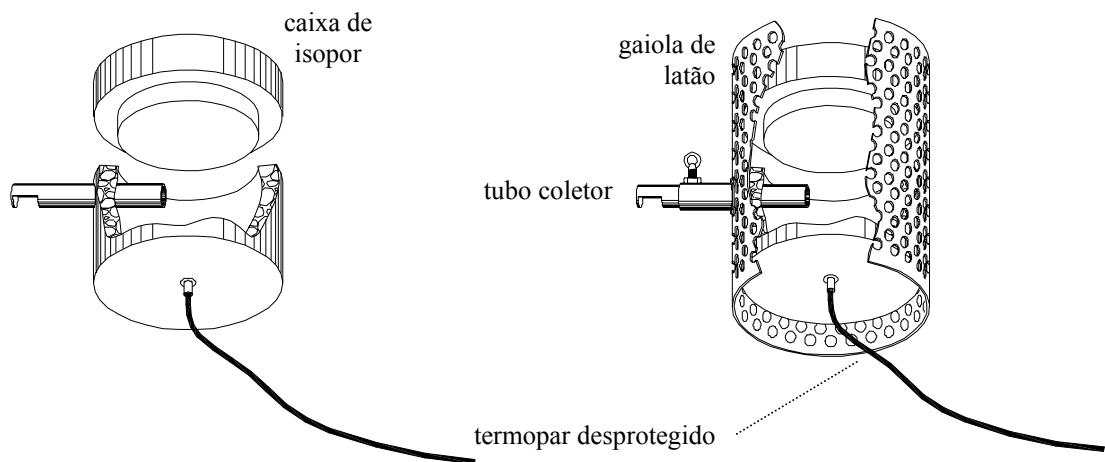


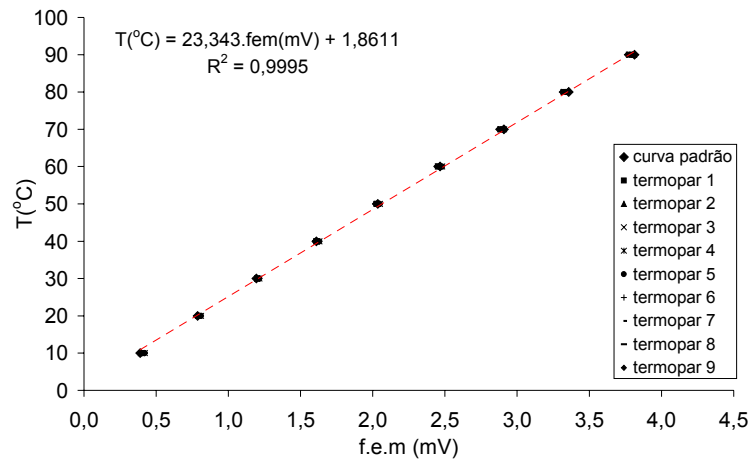
Figura 3.9 – Esquema representativo da medida da temperatura dos sólidos por calorimetria.

Os termopares foram conectados a uma chave seletora, com o objetivo de interligar o termopar desejado ao milivoltímetro, permitindo a leitura das f.e.m de saída do termopar. A aferição dos termopares foi realizada através do equipamento Block Calibrator DB-35L. Uma foto ilustrativa da chave seletora, do milivoltímetro e do equipamento de aferição dos termopares é mostrada na Figura 3.10.

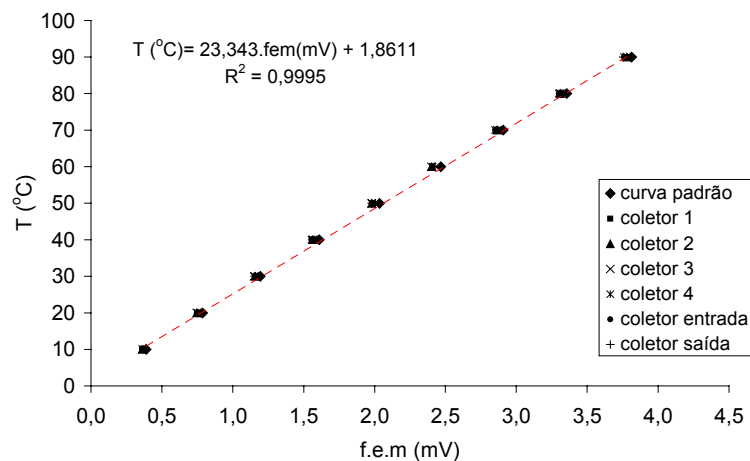


Figura 3.10 – Ilustração do painel com a chave seletora, milivoltímetro e o bloco de aferição dos termopares.

Na Figura 3.11 estão representadas as curvas de aferição dos termopares utilizados para determinação da temperatura do gás e dos sólidos em função da curva padrão para o termopar tipo T.



(a)



(b)

Figura 3.11 – Curvas de aferição dos termopares – temperatura em função da força eletromotriz: (a) termopares para medição da temperatura do ar; (b) termopares para medição da temperatura dos sólidos.

Através da Figura 3.11 pode-se observar que o método de confecção dos termopares mostrou-se preciso, uma vez que os valores obtidos com a aferição dos termopares foram semelhantes aos valores padrão. A partir desses resultados

adotou-se para a determinação da temperatura dos termopares a curva padrão, com um coeficiente de ajuste $R^2=0,999$, dada por:

$$T(^{\circ}\text{C}) = 23,343 \times \text{f.e.m (mV)} + 1,8611 \quad (3.4)$$

3.3.3 – UMIDADE DO AR E DOS SÓLIDOS

A umidade do ar de secagem foi determinada por psicrometria, através das medidas de temperatura de bulbos úmido e seco e do auxílio do software CATT2[®] (Computer Aided Thermodynamic Table 2 – version 1.0), que possui dados psicrométricos em uma ampla faixa de temperaturas e pressões, para a determinação da umidade absoluta do ar.

Durante os testes de secagem, as temperaturas do ar foram geralmente superiores a 100°C, desta forma construiu-se um psicrômetro de dupla mecha de acordo com o que foi desenvolvido por Faria (1986) e também utilizado no trabalho de Rocha (1988). Segundo Faria (1986), a dificuldade em se manter úmida a mecha de bulbo úmido a temperaturas elevadas é contornada pelo uso de um dispositivo para suprimento de água para essa mecha, o que permite mantê-la umedecida mesmo a altas temperaturas. Na Figura 3.12 pode ser visto com detalhes o esquema do psicrômetro de dupla mecha.

Foram instalados quatro psicrômetros de dupla mecha ao longo do leito, em quotas iguais a 0,0; 0,75; 2,15 e 3,81m.

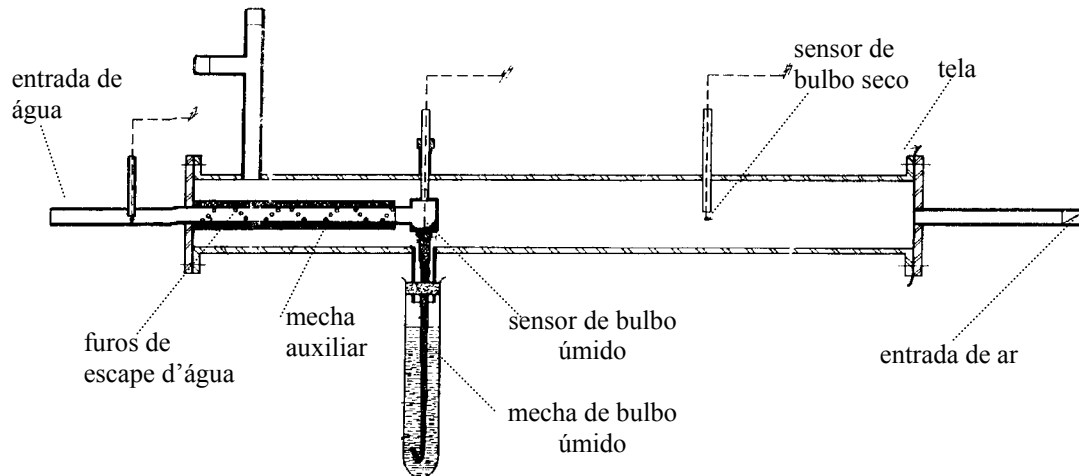


Figura 3.12 – Detalhamento do psicrômetro de dupla mecha (Faria, 1986).

As medidas de temperatura de bulbos úmido e seco foram realizadas através de termopares, os quais foram confeccionados e aferidos da mesma forma que os termopares utilizados para determinação da temperatura do gás e dos sólidos (item 3.3.2). Na Figura 3.13 são mostradas as curvas de aferição para os termopares de bulbos seco e úmido do psicrômetro.

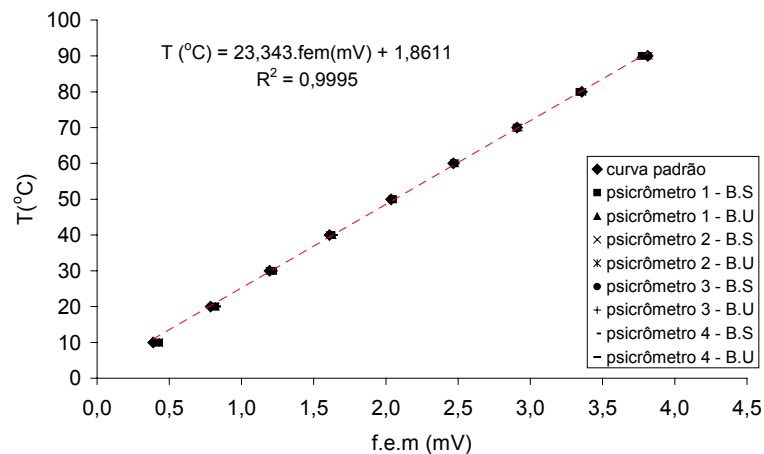


Figura 3.13 – Curvas de aferição dos termopares – temperatura em função da força eletromotriz – para psicrômetros.

A umidade dos sólidos foi determinada através do método gravimétrico clássico, coletando e pesando em placas de petri uma certa quantidade de sólidos e

deixando-os em estufa a 105 ± 3 °C por 24 horas. A pesagem dos sólidos foi realizada através de balança digital da marca AND, com precisão de 0,1mg. A retirada dos sólidos ao longo do leito de secagem foi realizada pelos mesmos coletores utilizados para determinação da temperatura dos sólidos.

3.3.4 – VAZÃO DE AR E DOS SÓLIDOS

A vazão de ar que entra pelo tubo de secagem foi obtida através da medida da vazão de ar alimentada ao sistema pelo soprador. Esta vazão é determinada através de um medidor do tipo placa de orifício, o qual é conectado a um manômetro tipo tubo em “U”, onde são feitas as leituras de diferença de altura entre as colunas d’água (ΔH). A aferição do medidor foi efetuada no próprio local de operação, utilizando um medidor tipo Venturi padrão.

Na Figura 3.14 são mostradas as curvas obtidas durante a aferição do medidor, para duas condições diferentes de temperatura inicial do ar: a primeira referente ao aquecimento do ar obtido via soprador e a segunda através do estabelecimento do controle de temperatura através do aquecimento do ar pelas resistências elétricas, na temperatura próxima à 100°C.

Observa-se que a temperatura do ar não influenciou na aferição do medidor do tipo placa de orifício. A equação de calibração obtida foi a seguinte:

$$Q_v = 0,508 \sqrt{\frac{(T \cdot \Delta H)}{P}} \quad (3.5)$$

válida para um intervalo de $8,17 < \Delta H < 191,90$ cm c.a e com um coeficiente de ajuste $R^2 = 0,9987$, onde:

Q_v = a vazão volumétrica do ar fornecida ao sistema [m^3/min];

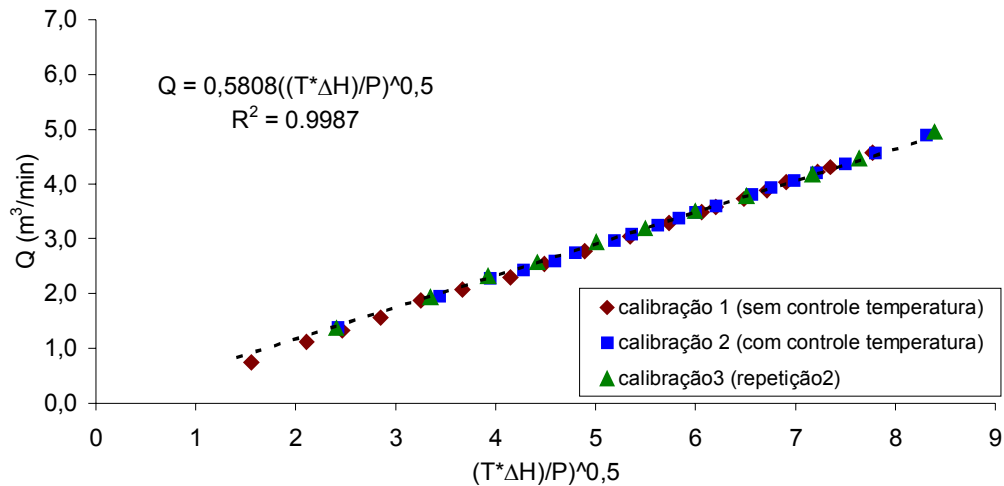


Figura 3.14 – Curvas de aferição do medidor tipo placa de orifício.

ΔH = diferença de altura de coluna d'água indicada no manômetro [cm c.a.];

T = temperatura do ar [K] e

P = pressão total do sistema [cm c.a.].

A determinação da vazão mássica média de sólidos foi realizada através de um sistema de coleta localizado após o leito de secagem. Os sólidos desviados para a caixa de amostragem durante um tempo cronometrado, eram coletados num recipiente e pesados em balança digital (marca GEHAKA, com precisão de $\pm 0,001\text{g}$). Na Figura 3.15 está mostrado um esquema da caixa de amostragem de sólidos, cujo sistema de coleta não modificada significativamente a vazão de ar pois as telas responsáveis pelo desvio das partículas permitem a passagem do ar de secagem.

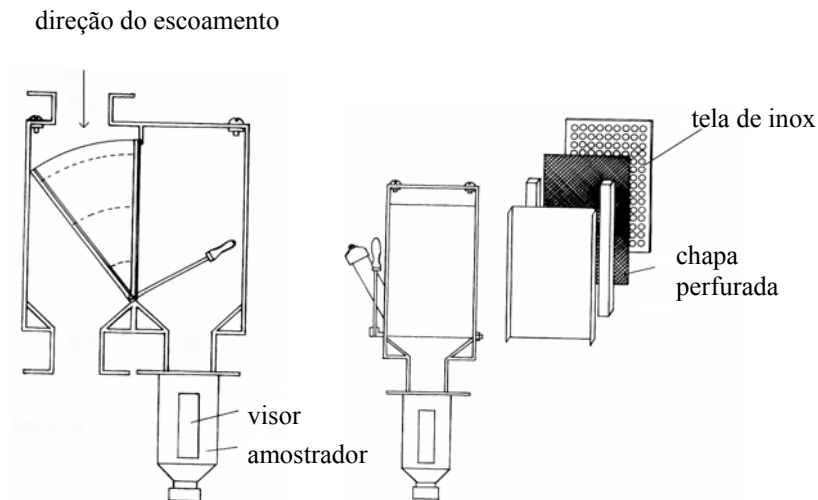


Figura 3.15 – Esquema da caixa de amostragem de sólidos.

3.4 – PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

Inicialmente ligava-se o soprador na máxima vazão de ar e em seguida as resistências do sistema de aquecimento, através do controlador de temperatura do ar. Atendido o regime permanente (isto foi verificado através do monitoramento das temperaturas ao longo do leito, o que levava aproximadamente 8 horas), regulava-se a vazão de ar através da válvula do tipo gaveta, analisando a diferença de altura indicada no manômetro e a equação de calibração até estabelecimento do valor da vazão de ar desejada. Adicionavam-se os sólidos ao silo, iniciando a alimentação do sistema através do alimentador do tipo gravitacional. Esta alimentação era controlada através da guilhotina situada na parte inclinada do alimentador.

Os sólidos, ao entrar em contato com a corrente gasosa, eram transportados ascendentemente pelo tubo de secagem, e simultaneamente expostos aos processos de transferência de calor e umidade, até atingirem o recipiente superior,

a caixa de amostragem de sólidos e em seguida um outro silo, onde eram coletados.

Determinava-se a vazão de sólidos, desviando-se para a caixa de amostragem uma certa quantidade de sólidos por um tempo cronometrado. Coletou-se os sólidos num recipiente, repetindo esta operação por três vezes. Pesaram-se os sólidos numa balança digital e com a massa de sólidos e o tempo fez-se a determinação da vazão mássica de sólidos. Verificava-se se a vazão de sólidos encontrava-se na faixa desejada, uma vez que o alimentador tipo gravitacional utilizado no sistema permite que se mantenha a vazão de sólidos constante durante os ensaios.

Depois de atingido o novo regime estacionário (alguns minutos) realizaram-se as medidas experimentais. Inicialmente foram lidas as diferenças de altura nas colunas dos manômetros para determinação dos valores de pressão ao longo do leito, pressão total e vazão de ar. Em seguida fez-se a leitura dos termopares instalados ao longo do leito para determinação da temperatura do ar, selecionando a chave seletora ligada ao milivoltímetro. Repetiu-se este procedimento mais duas vezes durante a operação para garantir que o sistema encontrava-se em equilíbrio. Inseriu-se os coletores de sólidos no leito para determinação da temperatura dos sólidos (via calorimetria). Os coletores foram inseridos alternadamente para garantir que a interferência causada pelo coletor inferior no escoamento não prejudicasse a coleta de sólidos pelo coletor superior. O tempo de coleta de sólidos depende da concentração de sólidos no escoamento, entretanto tomou-se o cuidado de que esta operação fosse realizada no menor tempo possível para impedir que o ar coletado junto aos sólidos interferisse na

determinação da medida. Realizadas as medidas de f.e.m utilizou-se a curva padrão de aferição para converter os resultados para temperatura. Nos ensaios de secagem, os sólidos retidos no calorímetro foram transferidos para placas de Petri, pesados e levados para estufa por 24 horas para determinação da umidade dos sólidos.

Para cada vazão de sólidos realizou-se uma média de seis a oito ensaios, variando-se a vazão de ar desde a máxima fornecida pelo soprador até a mínima vazão necessária ao transporte das partículas ao longo do leito.

3.5 – CONDIÇÕES EXPERIMENTAIS E INCERTEZAS DAS MEDIDAS

Durante os experimentos de fluidodinâmica e transferência de calor foram utilizados sólidos secos (na umidade de equilíbrio) e para os experimentos de secagem utilizaram-se sólidos úmidos (segundo metodologia proposta no item 3.1.1). O controlador digital foi programado para que mantivesse a temperatura na saída do trocador de calor em torno de 140°C. Os valores de temperatura foram registrados quando o processo já estava em regime permanente.

As faixas de condições experimentais investigadas nesse trabalho e os valores das incertezas estimadas para as medidas experimentais são mostradas na Tabela 3.2, na qual podem-se observar as faixas de condições operacionais, como vazão de sólidos, velocidade superficial do gás e gradientes de pressão para as partículas de alumina e esferas de vidro e as incertezas provocadas pelos desvios sistemáticos na determinação dessas variáveis.

Tabela 3.2 – Faixa de condições operacionais utilizadas nesse trabalho e incertezas de medidas estimadas para as variáveis.

VARIÁVEL	FAIXA DE OPERAÇÃO		
	ALUMINA	VIDRO	INCERTEZA
W_s (kg/s)	0,02462 – 0,04271	0,02437 – 0,05434	±3,0%
U (m/s)	14,96 – 28,63	18,23 – 28,23	±3,5%
$-dP/dz$ (Pa/m)	191,53 – 431,41	226,09 – 504,08	±10,0%

3.6 – METODOLOGIA PARA MEDIDAS INDIRETAS

Nesta etapa serão apresentadas as metodologias utilizadas para determinação de variáveis e parâmetros necessários para realização desse trabalho.

3.6.1 – POROSIDADE DO LEITO

Como nesse trabalho são utilizados valores médios e não locais de porosidade, optou-se por utilizar uma técnica indireta para sua determinação, através de equações fundamentais que descrevem a fluidodinâmica do escoamento gás-sólido, como é o caso da equação de balanço de quantidade de movimento para misturas gás-sólido de Capes e Nakamura (1973), dada por:

$$-\frac{dP}{dz} = (1 - \varepsilon)(\rho_s - \rho_g)g + \varepsilon\rho_g g + F_f \quad (3.6)$$

Esta metodologia, que foi utilizada em muitos trabalhos (Mastellone e Arena, 1999; Lehner e Wirth, 1999; Sundaesan e Kolar, 2002) é aplicada para a região de escoamento estabelecido e para situações em que a força de atrito

partícula-parede é considerada igual a zero (Lee e Durst, 1982; Littman *et al.* 1993). Rearranjando a Equação 3.6 tem-se que a porosidade do leito é dada por:

$$\varepsilon = \frac{(\rho_s - \rho_g)g + F_f - (-dP/dz)}{(\rho_s - 2\rho_g)g} \quad (3.7)$$

Muitos autores que utilizaram essa metodologia para determinar a porosidade (Mastellone e Arena, 1999; Lehner e Wirth, 1999; Issangya *et al.* 1999; Sundaresan e Kolar, 2002), ainda desconsideram o termo referente ao atrito fluido-parede. Entretanto, para escoamentos em fase diluída este termo pode ser importante. Na Equação 3.7 conhecendo $-dP/dz$ via perfil experimental de pressão e F_f através do coeficiente de atrito fluido-parede, o qual é determinado através do balanço de quantidade de movimento para a fase fluida e da obtenção de dados experimentais de perda de carga e velocidade do ar para o escoamento do fluido sem a presença de partículas, obtém-se o valor de ε .

3.6.2 – DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE TROCA TÉRMICA

Na determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido utilizaram-se três metodologias, as quais serão discutidas detalhadamente a seguir. Os Métodos I e II têm por base o trabalho desenvolvido por Kaczmarzyk e Bandrowski (1980) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978). O método III vem de um balanço térmico entre as fases fluida e sólida. O coeficiente de transferência de calor gás-sólido obtido através dessas metodologias refere-se a um valor médio, adquirido para cada condição operacional utilizada durante a realização dos experimentos.

Metodologia de Kaczmarzyk e Bandrowski (1978, 1980) – Método I e Método II

O método de Kaczmarzyk e Bandrowski (1980) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) parte de um balanço global de energia, considerando um sistema adiabático. Desta forma, o coeficiente de transferência de calor médio foi obtido para toda a seção transversal do leito, considerando a diferença entre a temperatura de entrada e saída do gás, sendo dado pela equação:

$$h = \frac{W_g C_{pg} (T_{g1} - T_{g2})}{A_T \Delta T_m} \quad (2.101)$$

onde:

$$A_T = \frac{6(1 - \varepsilon)\pi D_t^2 z}{4d_p} \quad (3.8)$$

$$\Delta T_m = \frac{(T_{g1} - T_{s1}) - (T_{g2} - T_{s2})}{\ln \frac{T_{g1} - T_{s1}}{T_{g2} - T_{s2}}} \quad (2.100)$$

As Equações 2.100, 2.101 e 3.8 correspondem ao equacionamento utilizado por Kaczmarzyk e Bandrowski (1980) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) para determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido.

Devido às diferenças dos perfis experimentais de temperatura em vários níveis do tubo de transporte, os autores decidiram utilizar um novo valor para T_{g2} , obtido através de uma equação que melhor se ajustasse aos dados experimentais. A equação utilizada foi expressa da forma:

$$\frac{T_{g1} - T_g(z)}{T_g(z) - T_{susp.}} = Az^B \quad (3.9)$$

onde:

$$T_{susp.} = \frac{W_s C_{ps} T_{so} + W_g C_{pg} T_{g1}}{W_s C_{ps} + W_g C_{pg}} \quad (3.10)$$

A estimativa dos parâmetros A e B da Equação 3.9 foi realizada através da minimização do erro ao quadrado, utilizando um programa desenvolvido em Matlab.

Para analisar a metodologia proposta por Kaczmarzyk e Bandrowski (1980) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978), neste trabalho ela foi subdividida em dois métodos:

- MÉTODO I: constituído pelas Equações 2.100, 2.101 e 3.8, em que as temperaturas de entrada e saída são obtidas experimentalmente.
- MÉTODO II: constituído pelas Equações 2.100, 2.101 e 3.8, em que o valor da temperatura de saída do gás é ajustado de acordo com a Equação 3.9.

A obtenção experimental dos dados de vazão do gás, temperatura de entrada e saída do gás e dos sólidos para determinação de h pelos Métodos I e II de Kaczmarzyk e Bandrowski (1980) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) segue o procedimento experimental desenvolvido no item 3.4.

Metodologia via balanços de energia para fase sólida e fluida – Método III

Partindo-se dos balanços de energia entre a fase sólida e fluida, considerando um sistema de geometria cilíndrica, escoamento empistonado, regime permanente, propriedades físico-químicas constantes ao longo do leito, perdas de calor através das paredes desprezíveis e que a convecção na superfície do sólido é o mecanismo predominante de troca térmica, é possível determinar o coeficiente de transferência de calor gás-sólido médio do leito. Jesus (1987) utilizou esta metodologia, sendo as equações diferenciais que descrevem o balanço de energia para o modelo a duas fases dadas por:

$$Cp_g G_g \frac{dT_g}{dz} + hS[T_g(z) - T_s(z)] = 0 \quad (3.11)$$

$$Cp_s G_s \frac{dT_s}{dz} - hS[T_g(z) - T_s(z)] = 0 \quad (3.12)$$

com as seguintes condições de contorno na região de entrada:

$$T_g(0) = T_{g0} \quad (3.13)$$

$$T_s(0) = T_{s0} \quad (3.14)$$

onde:

S = área da superfície das partículas por unidade de volume do leito;

G_s = densidade de fluxo de massa dos sólidos e

G_g = densidade de fluxo de massa do ar.

A solução do sistema de equações apresentado anteriormente é realizada através de uma adimensionalização dada pelas seguintes equações:

$$\frac{A'+B'T_g(z)}{A'+B'T_{g0}} = \exp(\xi z) \quad (3.15)$$

$$\frac{A'+B'T_s(z)}{A'+B'T_{g0}} = -\psi \exp(\xi z) \quad (3.16)$$

onde:

$$A' = -\psi T_{g0} - T_{s0} \quad (3.17)$$

$$B' = 1 + \psi \quad (3.18)$$

$$\psi = \frac{C_{pg} G_g}{C_{ps} G_s} \quad (3.19)$$

$$S = \frac{6(1-\varepsilon)}{\varphi d_p} \quad (3.20)$$

$$\xi = \frac{-hS}{C_{pg} G_g} B' \quad (3.21)$$

φ = esfericidade da partícula.

A resolução do sistema de equações é realizada aplicando uma função minimizadora ao quadrado à Equação 3.15 (método dos mínimos quadrados), através de um programa que foi desenvolvido em Matlab. Conhecendo-se o valor de ξ , a determinação do coeficiente de troca térmica gás-sólido é feita através da Equação 3.21 e das medidas experimentais das vazões de gás e dos sólidos, temperatura de entrada dos sólidos, perfil de temperatura do gás e os valores de

porosidade estimados pela Equação 3.7. A determinação de ξ também poderia ser feita através da Equação 3.16, entretanto torna-se necessário a obtenção do perfil de temperatura dos sólidos.

Para facilitar a distinção entre os métodos apresentados, a metodologia baseada nos balanços de energia para fase fluida e sólida será denominada de Método III.

Experimentalmente, a utilização do Método III segue a mesma sistemática adotada no procedimento experimental (item 3.4).

3.7 – SIMULAÇÃO MATEMÁTICA DO PROCESSO DE SECAGEM

Os resultados experimentais obtidos foram utilizados para analisar os modelos matemáticos de secagem propostos por Rocha (1988), Pelegrina e Crapiste (2001). Esses modelos foram implementados para simulação do processo de secagem através de uma programação desenvolvida em Matlab.

O modelo de Rocha (1988) é composto por 8 equações diferenciais ordinárias, apresentadas no Quadro 3.1, que juntamente com as equações constitutivas são utilizadas para simular a secagem pneumática ao longo do leito. Para descrever o comportamento fluidodinâmico do sistema foi utilizado o modelo matemático proposto por Arastoopour e Gidaspow (1979). Essas equações foram integradas numericamente em relação ao comprimento do tubo de secagem (intervalo entre $z=0,0\text{m}$ e $z=4,10\text{m}$) obtendo simultaneamente perfis axiais de pressão, porosidade, umidade, temperatura e velocidade do gás e dos sólidos. A resolução das equações diferenciais foi feita através do método de Runge-Kutta, o

qual parte de condições iniciais definidas experimentalmente para efetuar a integração das variáveis.

O modelo unidimensional de Pelegrina e Crapiste (2001) é constituído de equações de balanço de quantidade de movimento, massa e energia para a fase gasosa e fluida. As condições iniciais para as fases (vazão, temperatura, pressão e umidade) foram especificadas considerando os dados experimentais obtidos na entrada do leito de secagem. A solução numérica das equações de balanço também foi obtida usando uma programação em Matlab através do método de Runge Kutta. No Quadro 3.2 são apresentadas as equações de balanço para secagem pneumática desenvolvidas por Pelegrina e Crapiste (2001).

Para resolução dos modelos ainda são necessárias equações para determinação das propriedades físicas do ar, água e vapor d'água. No Quadro 3.3 são mostradas as correlações para o cálculo das propriedades físicas utilizadas na resolução dos modelos matemáticos de Rocha (1988) e Pelegrina e Crapiste (2001).

Quadro 3.1 – Equações diferenciais que compõem o modelo de Rocha (1988).

Equações de Balanço de Quantidade de Movimento – Arastoopour e Gidaspow (1979)	
	$\frac{du}{dz} = -\frac{u}{e} \left[\frac{g}{w(u-v)} - \frac{F_D}{w\rho_s(u-v)} \right] \quad (2.26)$
	$\frac{dv}{dz} = \frac{v}{(1-e)} \left[\frac{g}{w(u-v)} - \frac{F_D}{w\rho_s(u-v)} \right] \quad (2.27)$
	$\frac{d\varepsilon}{dz} = \left[\frac{g}{w(u-v)} - \frac{F_D}{w\rho_s(u-v)} \right] \quad (2.28)$
	$\frac{dp}{dz} = - \left[\frac{g}{w(u-v)} - \frac{F_D}{w\rho_s(u-v)} \right] (\rho_s v^2 - \rho u^2) - F_F - [\rho_s(1-\varepsilon) + \rho\varepsilon]g \quad (2.29)$
Equações de Balanço de Massa	
fase sólida	$\frac{dX}{dz} = -\frac{6A_t}{W_s d_p} \frac{v(1-\varepsilon)}{u\varepsilon} k_y (Y_s - Y) \quad (2.37)$
fase gasosa	$\frac{dY}{dz} = \frac{6A_t}{W_g d_p} \frac{v(1-\varepsilon)}{u\varepsilon} k_y (Y_s - Y) \quad (2.38)$
Equações de Balanço de Energia	
fase sólida	$\frac{dT_s}{dz} = \frac{6A_t}{W_s d_p} \frac{v(1-\varepsilon)}{u\varepsilon} \left[\frac{h(T_g - T_s) - k_y(Y_s - Y)(H_v + C_{pv}T_s)}{(C_{ps} + C_{pa}X)} \right] - \frac{C_{pa}T_s}{(C_{ps} + C_{pa}X)} \frac{dX}{dz} \quad (2.39)$
fase gasosa	$\frac{dT_g}{dz} = \frac{6A_t}{W_g d_p} \frac{v(1-\varepsilon)}{u\varepsilon} \left[\frac{k_y(Y_s - Y)(H_v + C_{pv}T_s) - h(T_g - T_s)}{C_{pg}} \right] - \frac{C_{pv}T_g + H_v}{C_{pv}} \frac{dY}{dz} - \frac{a_t A_t U_{TC}(T_g - T_\infty)}{W_g C_{pg}} \quad (2.40)$

Quadro 3.2 - Equações diferenciais que compõem o modelo de Pelegrina e Crapiste (2001).

Equações de Balanço de Quantidade de Movimento	
fase sólida	$v \frac{dv}{dz} = \frac{A_p'}{2V_p} C_D \frac{\rho_g}{\rho_s} (u-v) u-v - \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_s}\right) g - \frac{1}{2D_t} f_p v^2 \quad (2.1)$
fase gasosa	$u \frac{du}{dz} = -\frac{1}{\rho_g} \frac{dP}{dz} - g - \frac{2}{D_t} u^2 f_f - \frac{A_p'}{2V_p} \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon} C_D (u-v) u-v - \frac{\dot{f} a}{\rho_g} \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon} (u-v) \quad (2.2)$
Equações de Balanço de Massa	
fase sólida	$\frac{dX}{dz} = \frac{1}{W_s} \frac{d}{dz} [\rho_s v (1-\epsilon) A_p] = -\frac{a \dot{f} (1+X)}{\rho_s v} \quad (2.3)$
fase gasosa	$\frac{dY}{dz} = \frac{1}{W_g} \frac{d}{dz} (\rho_g u \epsilon A_p) = \frac{a \dot{f} (1+X) W_s}{\rho_s v W_g} \quad (2.4)$
Equações de Balanço de Energia	
fase sólida	$\frac{dT_s}{dz} = \frac{a}{C_{ps} \rho_s v} [\dot{Q} - \dot{f} H_s] \quad (2.5)$
fase gasosa	$\frac{dT_g}{dz} = \frac{a}{C_{pg} \rho_g u} \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon} (-\dot{Q}) - \frac{Q_p}{W_g C_{pg} (1+Y)} - \frac{\dot{f} a C_{pv}}{\rho_g u C_{pg}} \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon} (T_g - T_s) \quad (2.6)$

Quadro 3.3 – Correlações para o cálculo das propriedades físicas do ar, vapor d'água e água.

SUBSTÂNCIAS	PROPRIEDADES	CORRELAÇÕES	REFERÊNCIAS
ar	viscosidade	$\mu = 3,9895 \cdot 10^{-8} T_g \text{ (K)} + 6,644 \cdot 10^{-6}$ (3.22)	Rocha (1988)
	densidade	$\rho_g = 2,2538 - 0,003588 T_g \text{ (K)}$ (3.23)	Narimatsu (2000)
	calor específico	$C_{pg} = 977,42 + 0,112454 T_g \text{ (K)} + 1,900346 \cdot 10^{-5} T_g^2 \text{ (K)}$ (3.24)	Rocha (1988)
	condutividade térmica	$k = 3,8793 \cdot 10^{-4} + 9,5425 \cdot 10^{-5} T_g \text{ (K)} - 3,0699 \cdot 10^{-8} T_g^2 \text{ (K)}$ (3.25)	Rocha (1988)
	coeficiente de difusão	$D_{va} = 1,75 \cdot 10^{-7} \frac{[T_g \text{ (}^\circ\text{C)} + 273,16]^{2,5116}}{[T_g \text{ (}^\circ\text{C)} + 1166,44]}$ (3.26)	Pelegrina e Crapiste (2001)
vapor d' água	calor específico	$C_{pv} = 10384,59 - 50,37 T_g \text{ (}^\circ\text{C)} + 0,074 T_g^2 \text{ (}^\circ\text{C)}$ (3.27)	Pelegrina e Crapiste (2001)
	pressão saturação	$\ln(P_{sat}) = -\left(\frac{2990}{T_{bu} \text{ (K)}}\right) - \left(\frac{6020}{T_{bu} \text{ (K)}}\right) + 18,9 - 2,83 \cdot 10^{-2} T_{bu} \text{ (K)} + 1,78 \cdot 10^{-5} T_{bu}^2 \text{ (K)} - 8,41 \cdot 10^{-10} T_{bu}^3 \text{ (K)} + 4,44 \cdot 10^{-13} T_{bu}^4 \text{ (K)} + 2,86 \cdot \ln[T_{bu} \text{ (K)}]$ (3.28)	Wexler (1977)
água	entalpia de vaporização	$H_v = 2502,54 - 2,3858 T_s \text{ (}^\circ\text{C)}$ (3.29) onde $T_s \leq 65,5^\circ\text{C}$	Pelegrina e Crapiste (2001)

CAPÍTULO 4 – RESULTADOS E DISCUSSÕES

Para facilitar a compreensão dos mecanismos que fazem parte da secagem em leitos pneumáticos, este capítulo foi dividido nos seguintes itens: o comportamento fluidodinâmico, o comportamento térmico, a secagem e a análise da modelagem matemática.

4.1 – ANÁLISE FLUIDODINÂMICA

4.1.1 – COMPORTAMENTO OPERACIONAL DO ALIMENTADOR

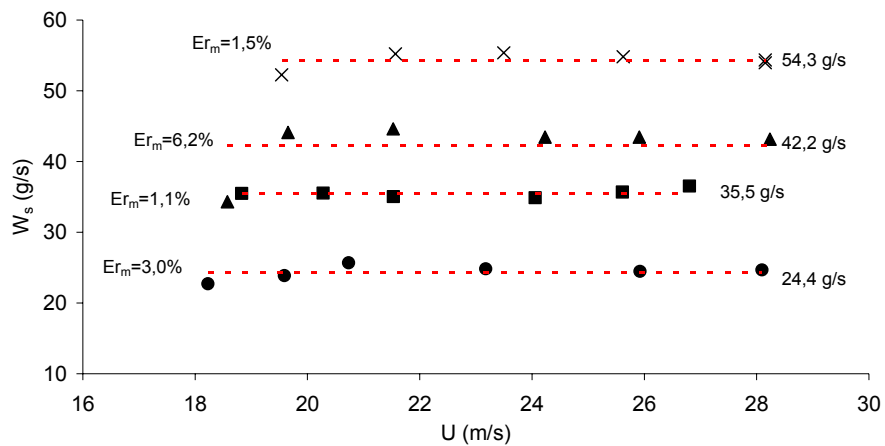
O sistema de alimentação de sólidos é o responsável por introduzir na corrente gasosa o material a ser transportado, o que gera uma grande mudança de quantidade de movimento, além da formação de uma região de aceleração.

A Figura 4.1 mostra as vazões de sólidos em função da velocidade superficial do gás para esferas de vidro e partículas de alumina.

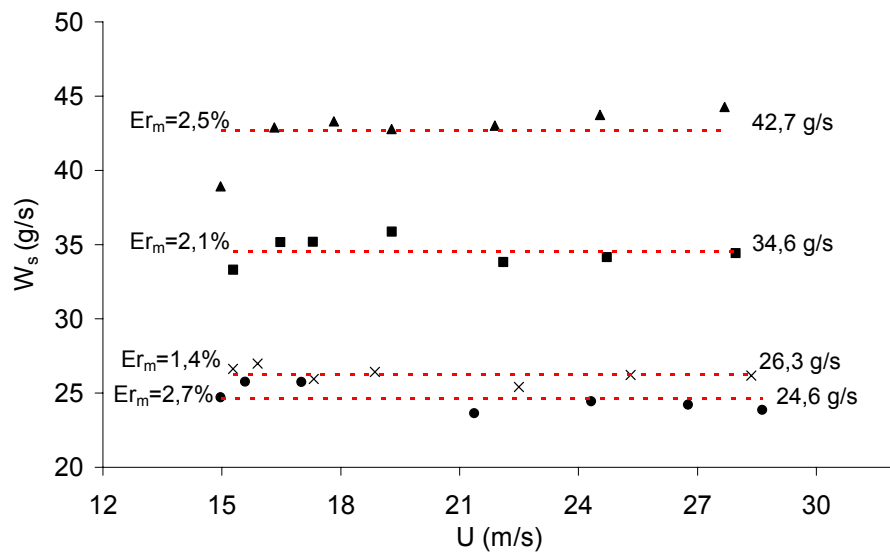
O desvio relativo médio (Er_m) apresentado foi determinado através da média dos desvios relativos obtidos pontualmente através da diferença entre a vazão média de sólidos (representada pela linha pontilhada na Figura 4.1) e a vazão de sólidos obtida para cada ponto, dividida pela vazão média de sólidos.

Analisando esta figura observa-se que o alimentador gravitacional apresentou um bom desempenho operacional, em razão da boa escoabilidade e baixa coesividade entre os sólidos, mantendo a vazão de sólidos quase que constante durante os ensaios experimentais, tanto para esferas de vidro quanto para partículas de alumina, uma vez que os maiores desvios relativos foram de

apenas 6,2 e 2,7%, respectivamente. Desta forma, esses resultados indicam que na faixa de vazões utilizadas nesse trabalho, o alimentador do tipo gravitacional operou com eficiência, garantindo o controle da vazão de sólidos durante toda a experimentação. Não houve problemas de travamento ou problemas similares muito usuais em outros alimentadores de sólidos, como o de parafuso helicoidal, por exemplo.



(a)



(b)

Figura 4.1 – Vazões de sólidos em função da velocidade superficial do gás: (a) esferas de vidro; (b) partículas de alumina.

Tendo garantido um escoamento estável com vazão fixa de sólidos, o sistema estava pronto para obtenção de parâmetros fluidodinâmicos como perfis axiais de pressão, coeficiente de atrito fluido-parede e regimes de escoamento entre outros.

4.1.2 – COEFICIENTE DE ATRITO FLUIDO-PAREDE

O coeficiente de atrito fluido-parede (f_f) é um parâmetro bastante importante a ser considerado nos escoamentos em leitos pneumáticos. Para fase diluída, o atrito do fluido com a parede é o principal responsável pelo aumento do gradiente de pressão no leito.

Existem na literatura diversas correlações para se determinar o coeficiente de atrito fluido-parede, conforme pode ser observado nos Quadros 2.1 e 2.2. Experimentalmente, o fator de atrito fluido-parede é determinado através do balanço de quantidade de movimento para a fase fluida e da obtenção de dados experimentais de perda de carga e velocidade do gás para escoamento do fluido sem a presença de partículas, considerando a contribuição da força peso.

Antes de cada experimento foram realizados testes para o leito sem partículas, a fim de se determinar o fator de atrito fluido-parede e a rugosidade do tubo para cada condição. Os dados foram obtidos para diferentes vazões de ar e para condição de controle da temperatura das resistências de aquecimento do ar.

Na Figura 4.2 são mostrados os resultados obtidos de gradiente de pressão em função da velocidade do gás, para o leito sem partículas. Analisando a curva é possível verificar que quanto maior a velocidade do gás, maior o gradiente de pressão no leito. Como apenas o gás está escoando pelo tubo, conclui-se que o

atrito do fluido com a parede é o principal responsável pelo aumento do gradiente de pressão no leito.

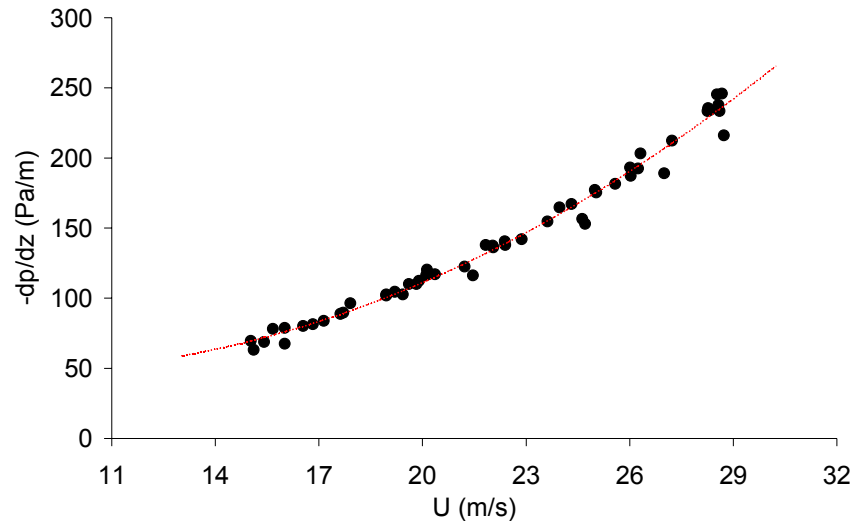


Figura 4.2 – Gradiente de pressão em função da velocidade superficial do gás, para o leito sem partículas.

Na Figura 4.3 são comparados os dados obtidos de coeficiente de atrito fluido-parede experimental e os obtidos a partir das correlações apresentadas no Quadro 2.1 para escoamentos em tubos lisos, em função do número de Reynolds. Observa-se que nenhuma das correlações apresentadas, para escoamentos em tubos lisos, ajustou-se aos resultados obtidos experimentalmente. A correlação de Blasius (1913) (Equação 2.73) apesar de ser uma das mais utilizadas na literatura, apresentou um desvio médio de 62% em relação ao experimental além de um comportamento qualitativo totalmente diverso. Seu comportamento foi semelhante aos resultados obtidos com as correlações de Konakov (1950) (Equação 2.75) e McAdams (1962) (Equação 2.74). Resultados um pouco melhores foram estimados pela correlação de Drew e Generaux (1936) (Equação

2.76), obtida para regime turbulento desenvolvido, os quais apresentaram para esses dados um desvio médio de aproximadamente 39%. Qualitativamente os comportamentos das curvas também foram distintos. Para os resultados obtidos via correlações houve a tendência do coeficiente de atrito diminuir com o aumento do número de Reynolds, enquanto os valores obtidos experimentalmente tendem a aumentar.

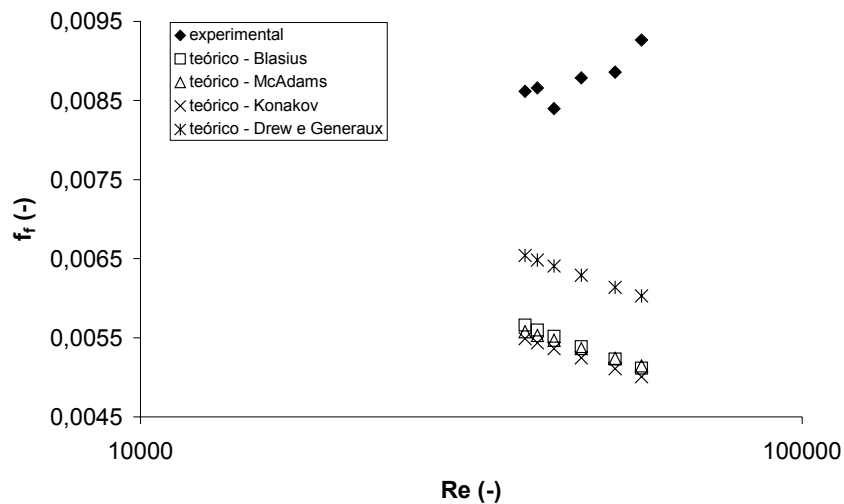


Figura 4.3 – Coeficiente de atrito fluido-parede em função do número de Reynolds.

A rugosidade do tubo (e/D_i) foi estimada experimentalmente a partir da correlação de Colebrook (Equação 2.77), obtendo-se para todos os dados experimentais um valor médio da ordem de 10^{-3} .

A partir dos valores de rugosidade do tubo e das correlações de Swamee e Jain (1976) (Equação 2.78) e Churchill (1977) (Equação 2.79), obteve-se valores de fator de atrito fluido-parede para escoamentos em tubos rugosos. Na Figura 4.4 é feita uma comparação entre alguns resultados de coeficiente de atrito fluido-parede obtidos experimentalmente e os obtidos através de correlações para

escoamentos em tubos rugosos em função do número de Reynolds. Analisando a figura, observa-se que houve uma concordância entre os dados experimentais e os resultados obtidos via correlações. Para essas condições, tanto a correlação de Swamee e Jain (1939) como a correlação de Churchill (1977) apresentaram um desvio médio de 1,1% em relação aos dados experimentais, confirmando a rugosidade do tubo.

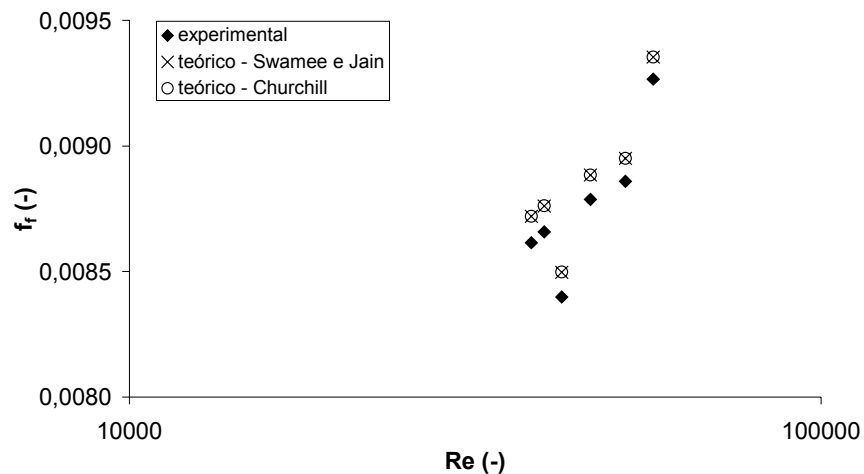


Figura 4.4 - Coeficiente de atrito fluido-parede em função do número de Reynolds.

No Anexo A encontram-se todos os resultados experimentais e calculados através de correlações, para o coeficiente de atrito fluido-parede, para os experimentos realizados. A partir da análise desse conjunto inicial de dados procurou-se utilizar 35 observações experimentais obtidas para o escoamento sem partículas e com o auxílio do software STATISTICA[®] 5.5, através de estimação não linear por mínimos quadrados, pelo método Quasi-Newton obtendo-se algumas correlações para estimação do coeficiente de atrito fluido-parede. No Quadro 4.1 são apresentadas as correlações estimadas para os dados deste

trabalho. Observa-se que as correlações que tiveram por base as equações para tubos lisos (Equação 4.1 e 4.2) não apresentaram resultados satisfatórios, uma vez que na média $R^2=0,245$. Entretanto, a correlação obtida tendo como referência a correlação de Swamee e Jain (1976) (Equação 2.78) apresentou $R^2=0,987$, confirmando a concordância dos dados experimentais com os dados obtidos via correlações para escoamento em tubos rugosos.

Quadro 4.1 – Correlações para o coeficiente de atrito fluido-parede obtidas via estimação não linear para os dados desse trabalho.

CORRELAÇÕES	R²	REFERÊNCIAS
$f_f = 0,002054Re^{0,135}$ (4.1)	0,245	Blasius (1913) e McAdams (1962)
$\frac{1}{\sqrt{f_f}} = -0,729\ln Re + 18,489$ (4.2)	0,246	Konakov (1950)
$\frac{1}{\sqrt{f_f}} = -1,655\ln\left(\frac{e/D_t}{5,035} + \frac{10,32}{Re}\right)$ (4.3)	0,987	Swamee e Jain (1977)

Além do coeficiente de correlação, uma análise entre os valores preditos e 17 observações experimentais (não consideradas na análise estatística) (Figura 4.5) e da distribuição de frequência de resíduos - histograma (Figura 4.6), permitem verificar o bom ajuste da Equação 4.3.

Como neste trabalho foram utilizados vários parâmetros, procurou-se obter uma correlação que previsse com mínimo desvio os valores experimentais, uma vez que a maioria das correlações da literatura apresentam desvios médios de $\pm 15\%$, para assim ser possível uma representação mais confiável do processo de secagem na simulação matemática.

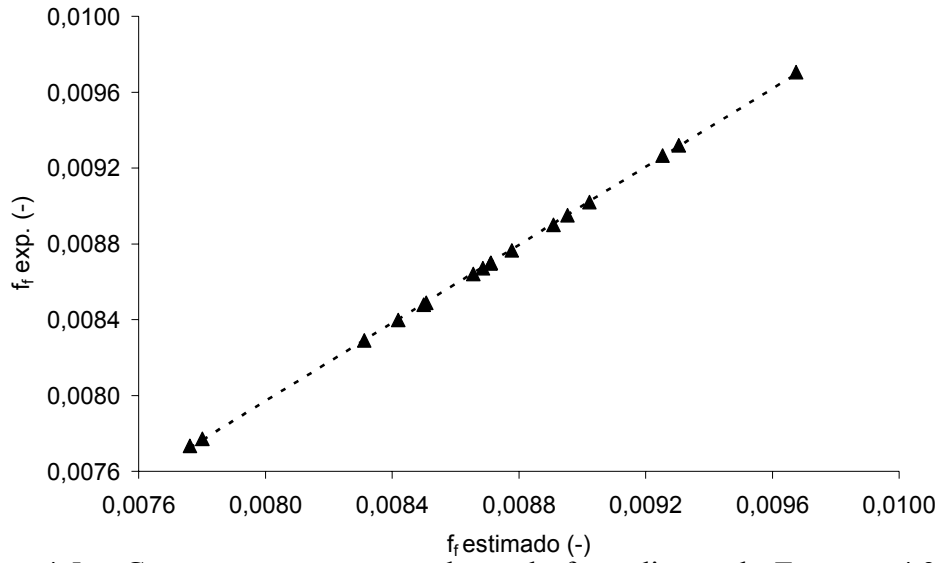


Figura 4.5 – Comparação entre os valores de f_f preditos pela Equação 4.3 e os valores obtidos experimentalmente.

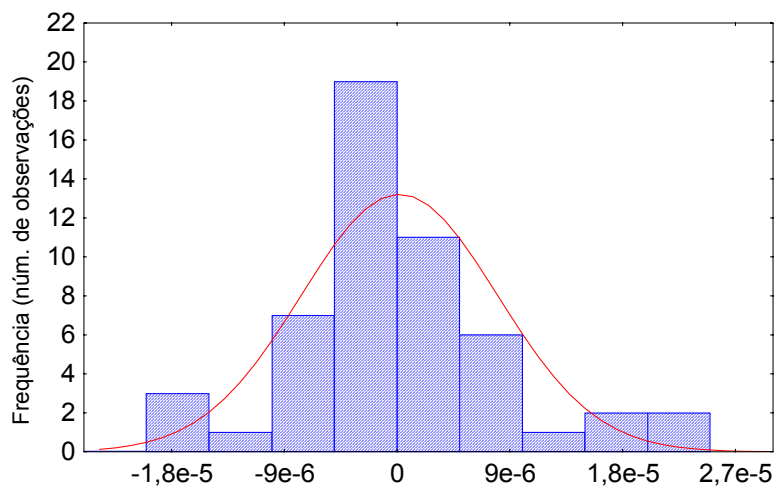


Figura 4.6 – Distribuição de frequência de resíduos determinados para a Equação 4.3.

4.1.3 – PERFIS AXIAIS DE PRESSÃO

Esferas de Vidro

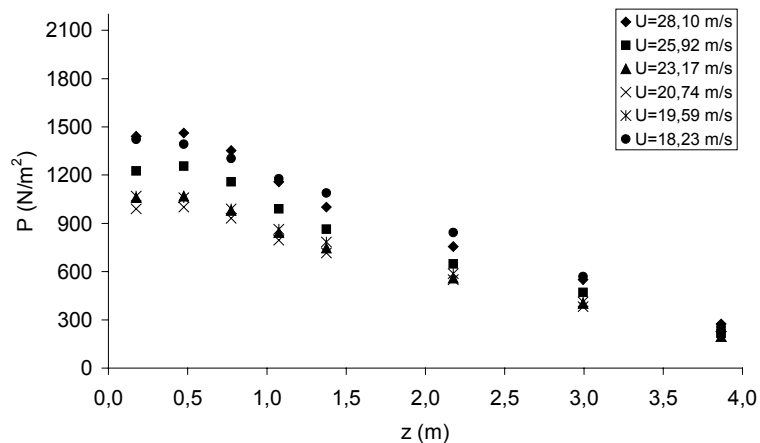
Os valores de pressão estática em função da distância axial das tomadas de pressão ao longo do tubo de transporte podem ser utilizados para determinar o comprimento da região de entrada assim como os valores de gradientes de pressão no leito.

Na Figura 4.7 são mostrados os resultados obtidos para esferas de vidro, considerando diferentes velocidades do ar e três vazões de sólidos. A faixa de velocidades do ar corresponde à variação desde a máxima vazão fornecida pelo soprador até a mínima capaz de transportar com estabilidade os sólidos.

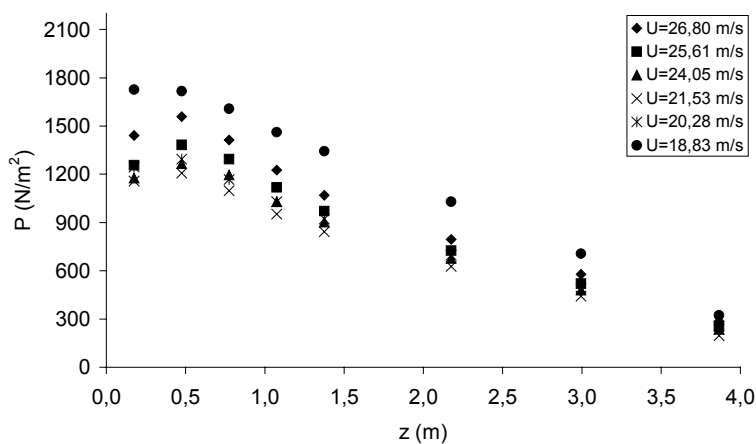
Analisando a Figura 4.7, pode-se observar para todas as situações a tendência dos dois primeiros pontos de cada curva apresentar um comportamento não linear quando comparados com os demais pontos. Este trecho não linear corresponde à região de aceleração que, para os dados obtidos para esferas de vidro, encontra-se na faixa entre 0,17 a 0,47m. Observa-se, como esperado, que quanto maior a velocidade do gás, maior a pressão estática no leito. Porém, ao diminuir a velocidade do gás também ocorre um aumento na pressão. Isso decorre do fato de que, embora nesta situação a velocidade do gás seja baixa, a porosidade do leito é diminuída, de maneira que a contribuição da força peso juntamente com o aumento da concentração de sólidos passam a compensar o efeito da redução do atrito-fluido parede (Marcus *et al.* 1990).

Partículas de Alumina

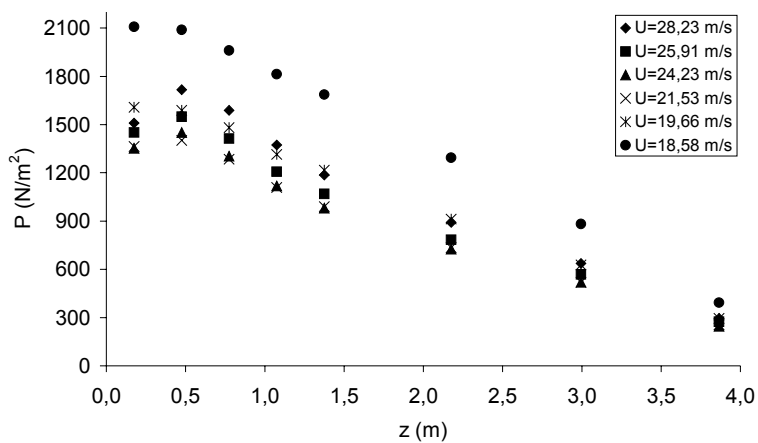
Da mesma maneira, na Figura 4.8 são apresentados os perfis axiais de pressão obtidos para partículas de alumina, considerando as velocidades do gás compreendidas entre a máxima fornecida pelo soprador até a mínima possível para transportar as partículas e três vazões de sólidos. As vazões de sólidos analisadas foram semelhantes às vazões obtidas para esferas de vidro, para permitir uma melhor comparação entre os resultados.



(a)

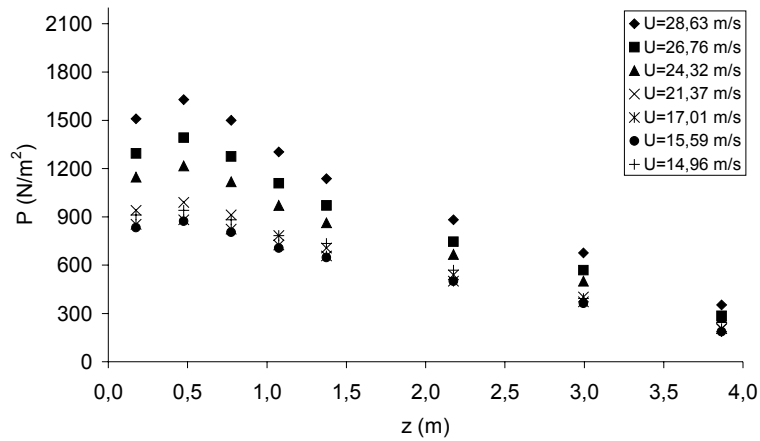


(b)

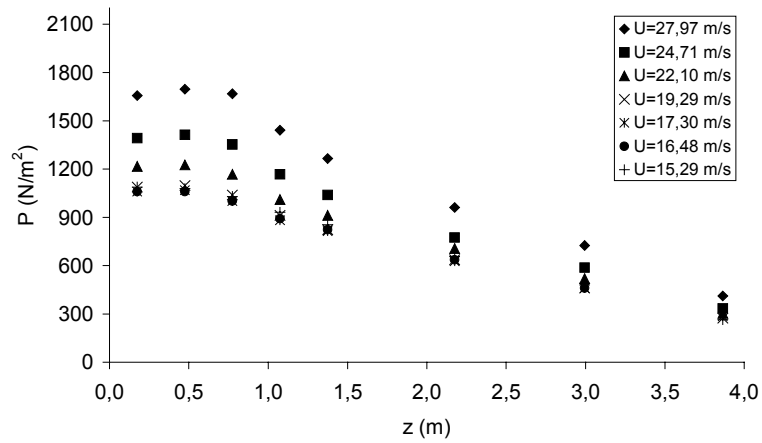


(c)

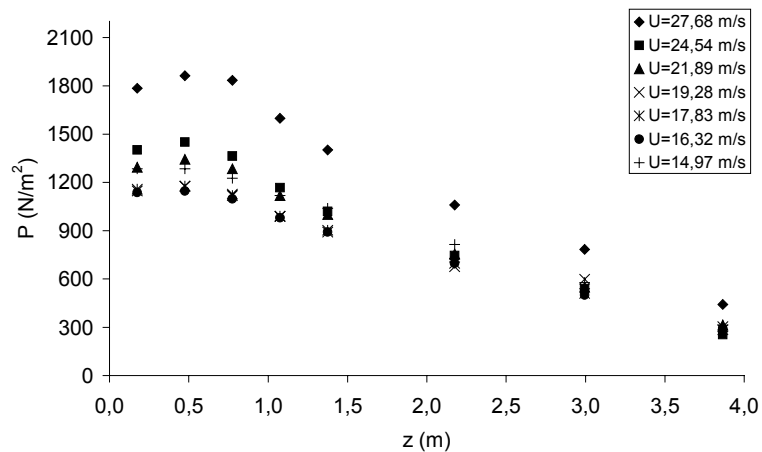
Figura 4.7 – Pressão estática em função da distância axial obtida para diferentes velocidades do gás:(a) $W_s=24,36$ g/s; (b) $W_s= 35,51$ g/s e (c) $W_s= 42,19$ g/s – esferas de vidro.



(a)



(b)



(c)

Figura 4.8 – Pressão estática em função da distância axial obtida para diferentes velocidades do gás: (a) $W_s = 24.62$ g/s; (b) $W_s = 34.56$ g/s e (c) $W_s = 42.71$ g/s – partículas de alumina.

Através da Figura 4.8, observa-se que para partículas de alumina, o comprimento da região de entrada encontra-se na faixa entre 0,17 a 0,47m. Diminuindo a velocidade do gás, observa-se o mesmo comportamento obtido para esferas de vidro, ou seja, uma diminuição dos valores de pressão até um ponto em que esses tendem novamente a aumentar. Este comportamento é mais pronunciado para esferas de vidro do que para partículas de alumina em função da diferença na densidade da partícula. Verifica-se também que em cada figura, considerando a situação de menor velocidade do gás, quanto maior a vazão de sólidos maior é a faixa de pressão estática no leito. Este efeito é decorrente do aumento da concentração de sólidos no escoamento. Outra constatação que pode ser verificada para os dois tipos de materiais é que ao final do tubo de transporte ($z \approx 4,0\text{m}$) diminui bastante a influência da vazão de sólidos e da velocidade do gás sobre os valores de pressão, uma vez que todos tendem a fixar-se na mesma faixa de valores compreendidos entre $300 - 600\text{N/m}^2$.

4.1.4 – IDENTIFICAÇÃO DOS REGIMES DE ESCOAMENTO

Esferas de Vidro

Na Figura 4.9 são mostrados os valores de gradientes de pressão em função da velocidade superficial do ar, obtidos para esferas de vidro e parametrizados na vazão de sólidos. A faixa de velocidade do ar utilizada corresponde à máxima velocidade de ar fornecida pelo soprador até a mínima velocidade de ar permitida para que ocorra o transporte de partículas.

Através da figura é possível analisar o efeito da vazão de sólidos no escoamento gás-sólido, ou seja, quanto maior a vazão de sólidos maior o gradiente

de pressão no leito, para uma dada velocidade do ar. Para todos os casos, o gradiente de pressão diminui com o aumento da velocidade do ar, até um certo valor onde passam novamente a aumentar. Este é o ponto que segundo Marcus *et al.* (1990) marca a transição entre o escoamento em fase diluída e fase densa.

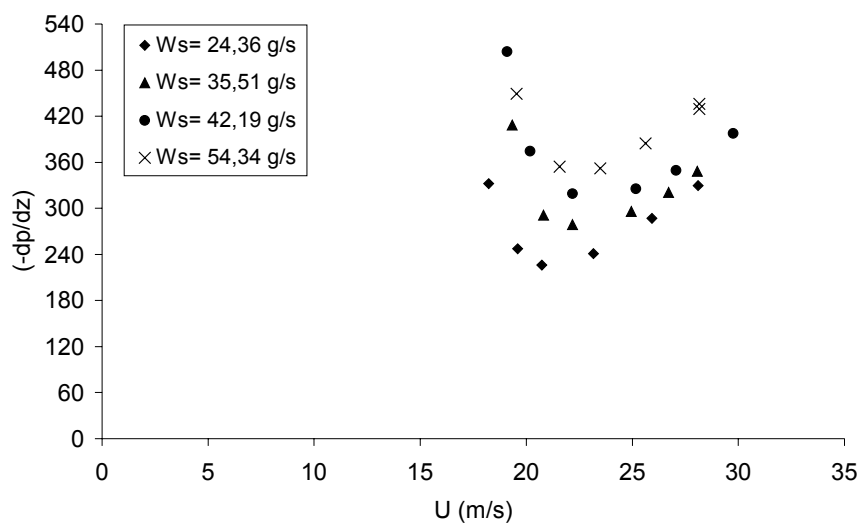


Figura 4.9 – Gradientes de pressão em função da velocidade superficial do gás para esferas de vidro, parametrizados na vazão de sólidos.

Este comportamento pode ser explicado porque para uma vazão de sólidos constante, quanto maior a vazão de ar, maior é a porosidade do leito e os valores de gradiente de pressão. Entretanto, ao diminuir a velocidade do ar, a concentração de sólidos ao longo do leito passa a aumentar gradativamente e o atrito fluido-parede, que para altas velocidades do ar era o maior responsável pelo aumento do gradiente de pressão, passa a ser pequeno, diante da contribuição devido ao aumento na concentração e da força peso que atua sobre os sólidos.

Partículas de Alumina

Na Figura 4.10 estão mostrados os resultados de gradiente de pressão em função da velocidade superficial do gás, parametrizados em quatro diferentes vazões de partículas de alumina.

Com relação ao efeito da velocidade superficial do gás no gradiente de pressão, observa-se o mesmo comportamento apresentado nos resultados obtidos para esferas de vidro, ou seja, a existência de um ponto de mínima queda de pressão o qual é responsável pela caracterização do escoamento em fase densa e diluída em leitos pneumáticos.

Com relação a vazão de sólidos observa-se que as maiores faixas de gradiente de pressão são obtidos para a condição de $W_s = 42,71$ g/s, em virtude da maior concentração de sólidos no escoamento.

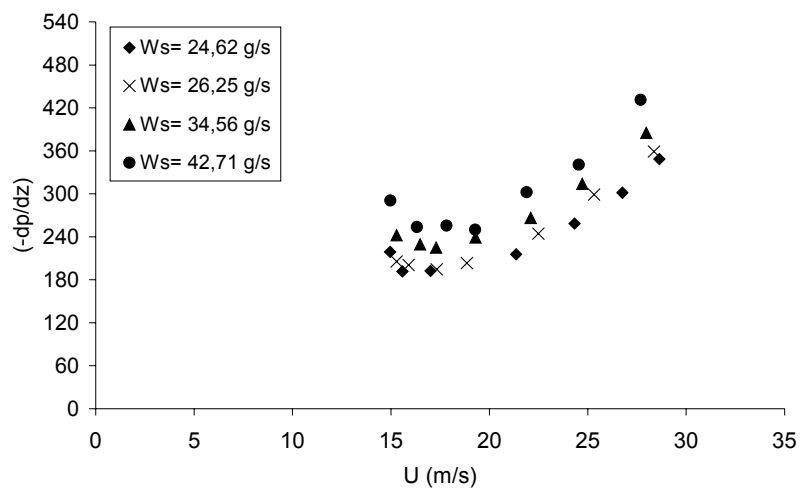


Figura 4.10 – Gradientes de pressão em função da velocidade superficial do gás para partículas de alumina, parametrizados na vazão de sólidos.

4.1.5 – INFLUÊNCIA DA DENSIDADE DAS PARTÍCULAS

Apesar de apresentarem resultados similares com relação à identificação dos regimes de escoamento, algumas diferenças surgem ao comparar os resultados experimentais obtidos para os dois materiais utilizados nesse trabalho. Para facilitar a análise, na Figura 4.11 são apresentados conjuntamente os dados de gradiente de pressão em função da velocidade superficial do gás obtidos para esferas de vidro e partículas de alumina.

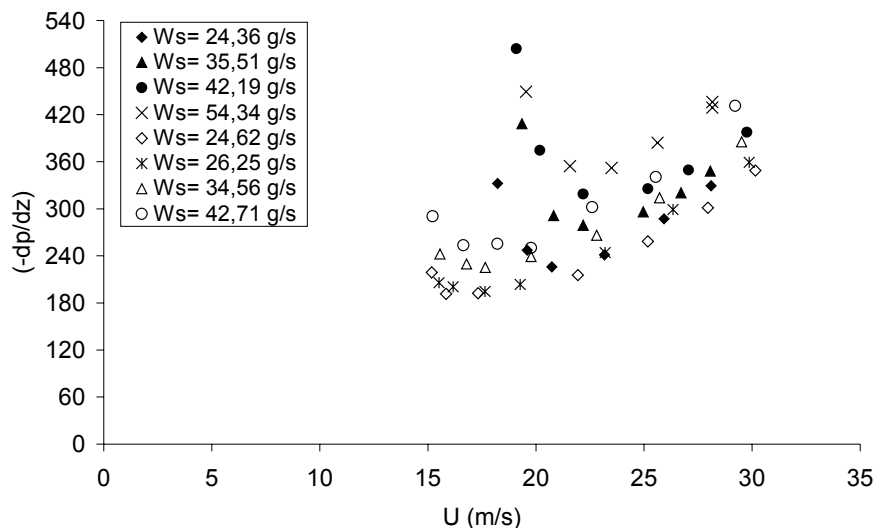


Figura 4.11 – Gradientes de pressão em função da velocidade superficial do gás para esferas de vidro (pontos cheios) e partículas de alumina (pontos vazados), ambas com $d_p= 3,68\text{mm}$.

Comparando os resultados obtidos para os dois materiais, verifica-se que a localização do ponto de mínimo gradiente de pressão em função da velocidade do gás é bastante distinta, em virtude da diferença na densidade das partículas. Por ser um material bastante poroso, a densidade da partícula de alumina é bem menor do que a do vidro, resultando numa faixa mais extensa para o escoamento em regime diluído do que para fase densa. Para as mesmas vazões de sólidos observa-

se, na fase diluída, uma semelhança entre os gradientes de pressão obtidos para esferas de vidro e de alumina, indicando que para altas velocidades do ar, o efeito da densidade da partícula foi pouco significativo. Este comportamento também por observado por Ravi Sankar e Smith (1986) e Narimatsu (2000).

Com o equipamento operando em boas condições, com as informações fluidodinâmicas já apresentadas e principalmente conhecendo-se as regiões de fase densa e diluída no transporte foi possível iniciar a análise da transferência de calor nesse processo.

Os resultados experimentais obtidos para o estudo da fluidodinâmica, tanto para esferas de vidro como partículas de alumina, encontram-se no Anexo B.

4.2 – ANÁLISE TÉRMICA

4.2.1 – PERFIS AXIAIS DE TEMPERATURA

Esferas de Vidro

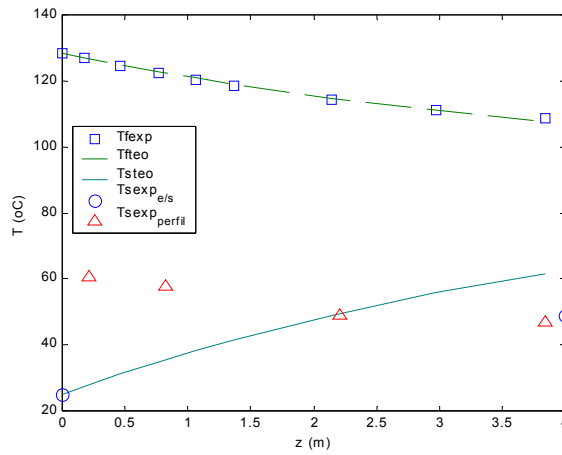
Os resultados experimentais de transferência de calor para esferas de vidro foram obtidos para quatro vazões médias de sólidos fixas (24,4; 35,5; 42,2; 54,3 g/s) e uma faixa de velocidade do gás compreendida entre 18,2 a 28,2 m/s.

Os perfis teóricos de temperatura do gás e dos sólidos foram obtidos conjuntamente com o coeficiente de transferência de calor gás-sólido através da resolução de equações de balanço de energia para fase sólida e fluida (método III) e utilizando os valores experimentais de vazões de gás e de sólidos, temperatura de entrada de sólidos, perfil de temperatura do gás e porosidade do leito. Para cada condição operacional e utilizando-se a melhor estimativa do coeficiente de

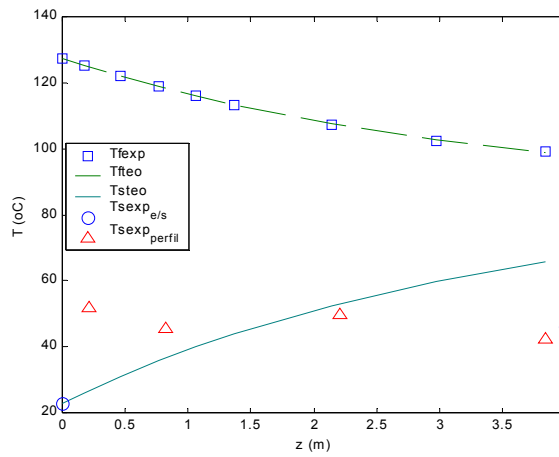
transferência de calor, os perfis teóricos de temperatura do gás e dos sólidos puderam ser calculados.

A realização das medidas experimentais de temperatura do gás não apresentou dificuldades, tendo em vista que a proteção dos termopares impediu o contato do termoelemento com as esferas de vidro, garantindo que fosse feita apenas a medida da temperatura do gás. Todavia a obtenção de medidas experimentais de temperatura dos sólidos foi prejudicada pelo alto tempo de coleta, ou seja, pelo tempo necessário para que os sólidos, dentro do calorímetro, recobrissem o termopar e assim permitisse a determinação da temperatura dos sólidos.

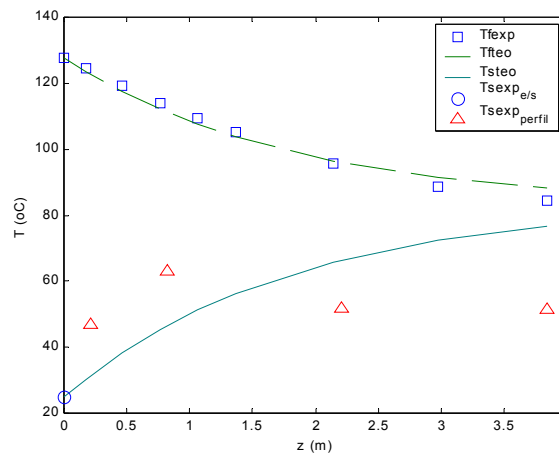
Nesse trabalho, realizou-se uma comparação entre os perfis experimentais e teóricos para várias vazões de sólidos e velocidades do gás. Na Figura 4.12 são mostrados os resultados obtidos para as temperaturas experimentais e teóricas, do gás e dos sólidos, em função do comprimento do tubo de secagem, para esferas de vidro. Em nível de comparação, as figuras são apresentadas para três situações operacionais, ou seja, considerando vazões de sólidos semelhantes, cada figura representa, respectivamente, a condição de máxima vazão de ar fornecida pelo soprador, uma intermediária e outra de mínima vazão para que ocorresse o transporte das partículas.



(a)



(b)



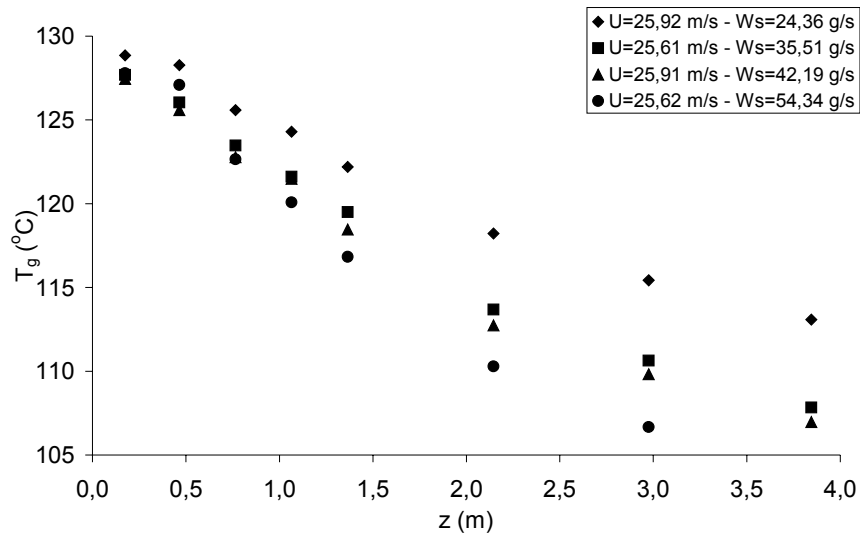
(c)

Figura 4.12 – Temperatura teórica e experimental do gás e dos sólidos em função do comprimento do tubo de secagem, para esferas de vidro: (a) $W_s=36,5 \text{ g/s}$ e $U=26,8 \text{ m/s}$; (b) $W_s=35,03 \text{ g/s}$ e $U=21,5 \text{ m/s}$; (c) $W_s=35,5 \text{ g/s}$ e $U=18,8 \text{ m/s}$.

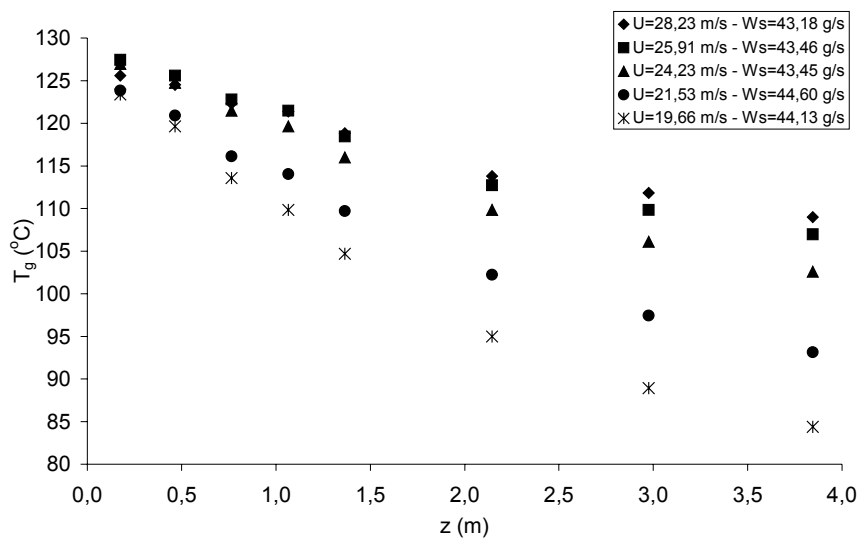
Analisando essa figura observa-se que houve uma boa concordância entre os perfis experimentais e teóricos de temperatura do gás, entretanto o comportamento dos perfis experimentais de temperatura dos sólidos divergiu dos valores teóricos. Os pontos teóricos subestimaram as temperaturas experimentais para esferas de vidro, realizadas via calorimetria, principalmente para as medidas realizadas na região de aceleração. Comparando as Figuras 4.12 (a), (b) e (c), nota-se que essa diferença tende a reduzir ao se diminuir a velocidade do gás. Experimentalmente, para uma vazão de sólidos constante, ao se diminuir a velocidade do gás (Figura 4.12 – c) ocorre um aumento da concentração de sólidos e conseqüentemente da eficiência de coleta de sólidos, resultando na necessidade de um tempo menor para que as esferas de vidro recubram o termopar. Entretanto essa coleta de sólidos não foi realizada instantaneamente, e permitia que o ar que adentrava pelos coletores continuasse a aquecer as esferas de vidro, mascarando a temperatura real dos sólidos ao longo do tubo de transporte. Ao contrário dessas medidas, as temperaturas de entrada e saída dos sólidos (representadas pela forma de círculos) foram realizadas em pontos que asseguraram rapidez na coleta, garantindo assim medidas mais confiáveis. Porém se para a região de aceleração as temperaturas dos sólidos foram superiores à real temperatura de entrada dos sólidos, as temperaturas obtidas com o quarto coletor (mais próximo da saída do leito) foram semelhantes às temperaturas medidas na saída do leito, pois na região de escoamento estabelecido ($z > 0,47\text{m}$, conforme analisado no item 4.1.3) a turbulência característica da região de entrada é reduzida e a velocidade do ar quase não interfere na determinação da temperatura dos sólidos via coletor. Os perfis teóricos também superestimaram as temperaturas

de saída dos sólidos em todas as condições analisadas. Esta discrepância pode ocorrer devido ao fato de ter sido considerado no balanço de energia a hipótese de adiabaticidade das paredes do leito.

Na Figura 4.13 são apresentados alguns perfis de temperatura experimentais do gás obtidos para esferas de vidro em várias condições operacionais. Na Figura 4.13 (a) os perfis foram obtidos considerando velocidades do ar semelhantes e diferentes vazões de esferas de vidro. Na Figura 4.13 (b) são mostrados os perfis de temperatura do gás obtidos para vazões de esferas de vidro semelhantes e diferentes velocidades do ar. Observa-se que os perfis de temperatura para situações onde ocorreram as maiores vazões de sólidos e menores velocidades do gás apresentaram maiores derivadas.



(a)



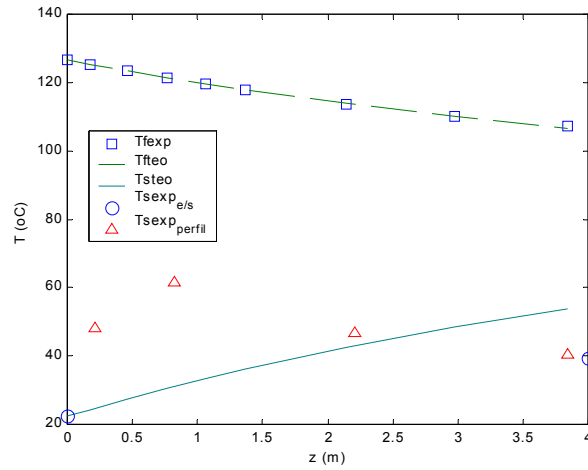
(b)

Figura 4.13 – Temperatura do ar em função do comprimento do tubo de secagem, para esferas de vidro: (a) U semelhantes e W_s diferentes; (b) W_s semelhantes e U diferentes.

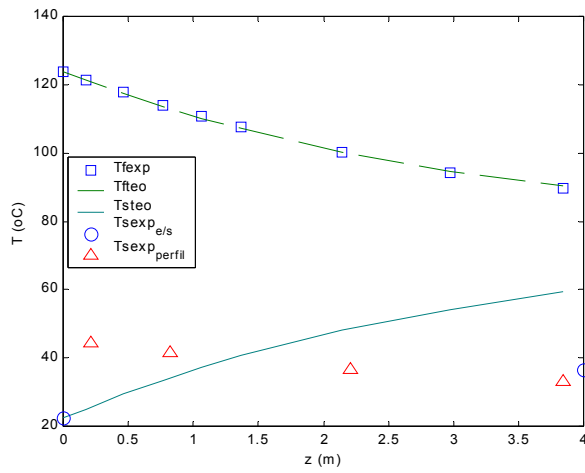
Partículas de Alumina

Os resultados de transferência de calor para partículas de alumina foram obtidos também para quatro vazões médias de sólidos fixas (24,6; 26,3; 34,6 e 42,7 g/s) e uma faixa de velocidade superficial do gás compreendida entre 28,6 a 15,0 m/s.

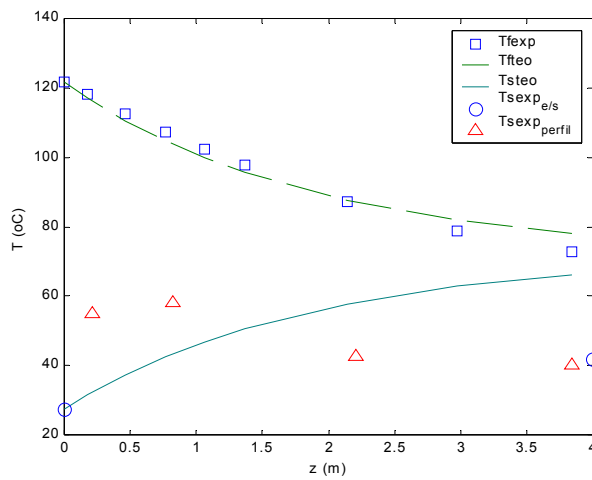
A determinação dos perfis experimentais e teóricos de temperatura do gás e dos sólidos seguiram a mesma metodologia proposta para os dados obtidos para esferas de vidro. Na Figura 4.14 estão apresentados os resultados de temperatura experimentais e teóricas, do gás e dos sólidos, em função do comprimento do tubo de secagem, para partículas de alumina. Para facilitar uma comparação com os resultados mostrados anteriormente para esferas de vidro, serão apresentados dados obtidos para a mesma vazão de sólidos e também para três situações operacionais de velocidades do gás.



(a)



(b)



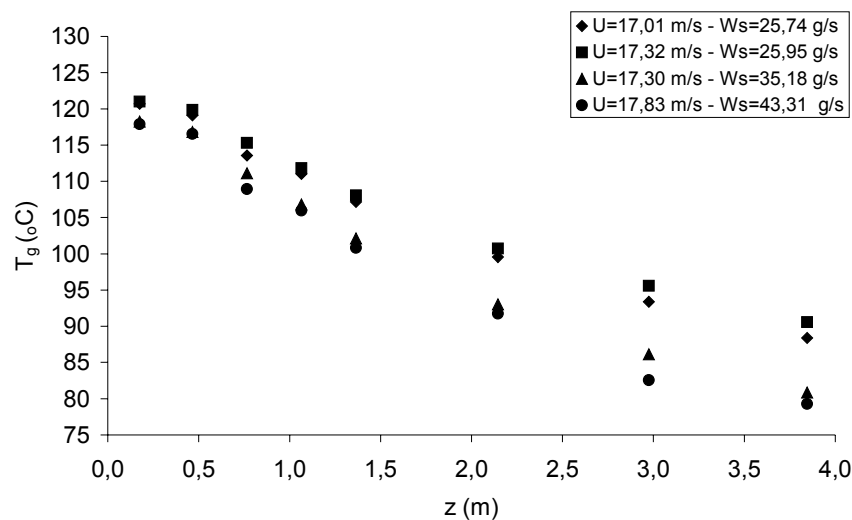
(c)

Figura 4.14 – Temperatura teórica e experimental do gás e dos sólidos em função do comprimento do tubo de secagem, para partículas de alumina: (a) $W_s=34,42\text{g/s}$ e $U=27,96\text{m/s}$; (b) $W_s=35,87\text{g/s}$ e $U=19,29\text{m/s}$; (c) $W_s=33,31\text{g/s}$ e $U=15,29\text{m/s}$.

Os perfis experimentais e teóricos de temperatura do gás para partículas de alumina apresentaram uma boa concordância, porém, os perfis experimentais de temperatura dos sólidos, na média, foram superiores aos resultados teóricos e aos valores de temperatura de entrada dos sólidos. Apenas para o calorímetro situado em $z = 3,84\text{m}$ (próximo à saída do leito), a medida de temperatura dos sólidos foi similar à medida realizada na saída do leito.

Desta forma, as análises sobre o estudo da transferência de calor, principalmente quanto à determinação do coeficiente de transferência de calor, que envolveram a utilização de dados experimentais de perfis de temperatura ao longo de leito foram feitas considerando os perfis de temperatura do gás, uma vez que a técnica de calorimetria mostrou-se inadequada para determinação dos perfis de temperatura dos sólidos em leitos pneumáticos.

Na Figura 4.15 são apresentados exemplos de perfis de temperatura experimentais do gás obtidos para o escoamento de partículas de alumina, em várias condições operacionais.



(a)

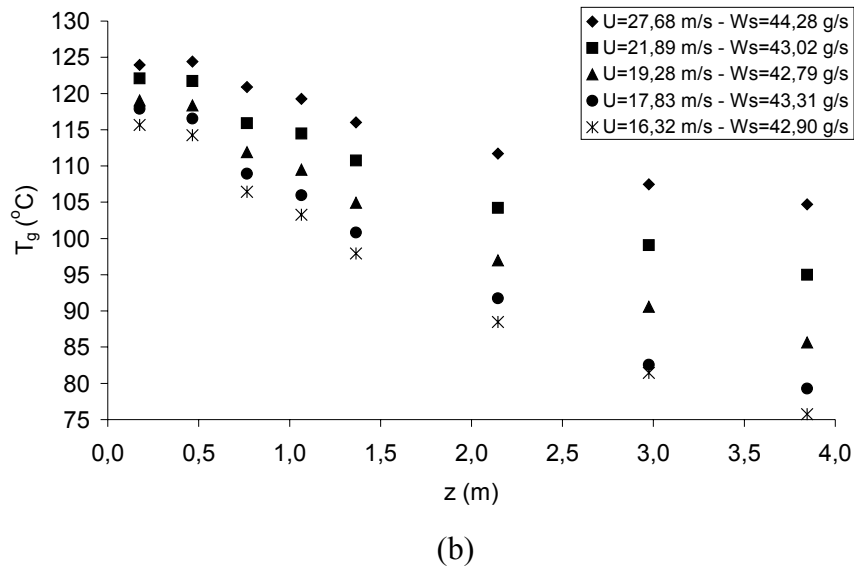


Figura 4.15 – Temperatura do ar em função do comprimento do tubo de secagem, para partículas de alumina: (a) U semelhantes e W_s diferentes; (b) W_s semelhantes e U diferentes.

Analisando a Figura 4.15 (a) observa-se que para uma mesma velocidade do ar, quanto maior a vazão de sólidos as derivadas da temperatura do ar no leito tornam-se maiores. Outra observação a ser feita é que tanto para esferas de vidro (Figura 4.13 – b), como para partículas de alumina (Figura 4.15 – b) pode-se verificar a tendência de que para uma mesma vazão de sólidos, quanto menor a velocidade do ar, mais inclinado torna-se o perfil de temperatura do ar. Diante desses resultados, pôde-se constatar que para o escoamento gás-sólido em leito pneumático, a transferência de calor pode ser influenciada pela variação da concentração de sólidos e também pela variação da velocidade do ar, uma vez que aumentando a concentração de sólidos ocorre uma diminuição da porosidade do leito e conseqüentemente um aumento na área de troca térmica entre o gás e os sólidos. Diminuindo a velocidade do ar, maior será o tempo de residência das partículas no leito, aumentando a transferência de calor convectiva entre as fases.

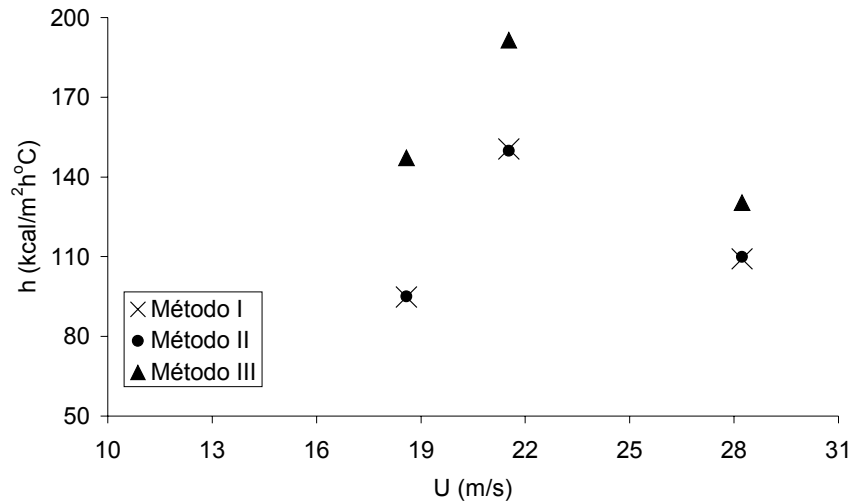
Segundo Kemp (1994) e Pelegrina e Capriste (2001), as maiores taxas de transferência de calor e de massa ocorrem na região de aceleração, devido à maior diferença entre a temperatura do gás e dos sólidos, às elevadas velocidades de arraste e aos altos coeficientes de transferência de calor e massa. Para as condições desse trabalho observou-se que o comprimento da região de aceleração encontra-se na faixa entre 0,17 a 0,47m. Todavia, ao se analisar os perfis de temperatura do gás das Figuras 4.13 e 4.15 observa-se que a troca de energia entre o gás e os sólidos estende-se além deste trecho, uma vez que a temperatura do gás não atingiu o equilíbrio térmico, principalmente nas condições de altas vazões de sólidos e de baixas velocidades do gás.

4.2.2 – METODOLOGIAS PROPOSTAS NA LITERATURA PARA DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-SÓLIDO

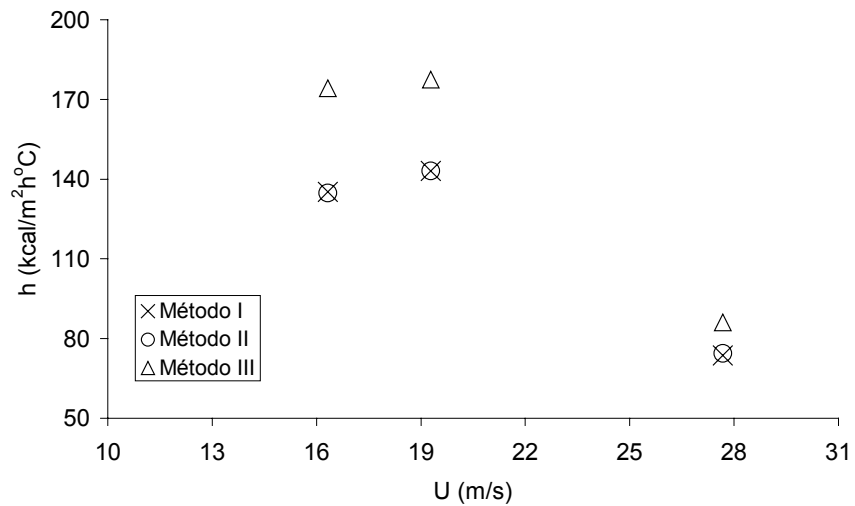
Nesse trabalho, o coeficiente de transferência de calor gás-sólido médio do leite foi determinado utilizando as três metodologias propostas no item 3.6.2, juntamente com os dados experimentais de vazões de sólidos, temperatura de entrada dos sólidos, os valores de porosidade (estimados pela Equação 3.7) e o perfil de temperatura do gás (que conforme discutido no item 4.2.1 é mais confiável do que o perfil de temperatura dos sólidos).

Na Figura 4.16 são mostrados dados de coeficiente de transferência de calor gás-sólido, para esferas de vidro e partículas de alumina, em função da velocidade superficial do gás, parametrizados na vazão média de sólidos e obtidos utilizando as três metodologias propostas. Os resultados são apresentados para três situações de velocidade superficial do gás analisadas durante os experimentos

(máxima permitida pelo soprador, uma intermediária e outra de mínima velocidade para que ocorresse o transporte das partículas).



(a)



(b)

Figura 4.16 – Coeficiente de transferência de calor em função da velocidade superficial do gás, obtidos de acordo com o Método I, Método II e Método III: (a) esferas de vidro, $W_s = 42,19\text{g/s}$ e $U = 28,23; 21,53$ e $18,58\text{m/s}$; (b) partículas de alumina, $W_s = 42,71\text{g/s}$ e $U = 27,68; 19,28$ e $16,32\text{m/s}$.

Analisando essa figura observa-se que independentemente do método utilizado, as curvas apresentaram a mesma tendência, ou seja, os maiores valores de h foram obtidos para as velocidades do gás intermediárias.

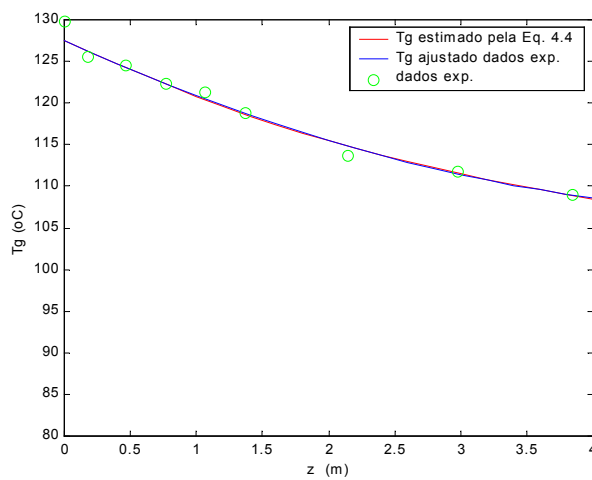
Com relação à metodologia utilizada, os valores de h obtidos através do Método I e do Método II foram semelhantes. Isto significa que não houve discordância entre a temperatura de saída do gás (T_{g2}) obtida experimentalmente e a temperatura obtida via ajuste dos perfis experimentais de temperatura do gás, através da Equação 3.9, levando a constatar que como as medidas de temperatura do gás foram confiáveis e satisfatórias nem havia a necessidade de estimar uma nova T_g na saída do leito. Contudo, os valores de h obtidos através desses métodos foram subestimados quando comparados com o Método III. Essa diferença entre os resultados fez com que fosse necessária uma análise das metodologias para verificar qual delas melhor representaria os resultados de h . Outros resultados obtidos na determinação do coeficiente de transferência de calor através das três metodologias encontram-se no Anexo C.

A determinação do coeficiente de transferência de calor médio do leito, através do Método I, foi feita a partir de um balanço global de energia onde foram utilizados valores experimentais de entrada e saída para temperatura do gás e dos sólidos, porosidade do leito e vazão do gás e dos sólidos.

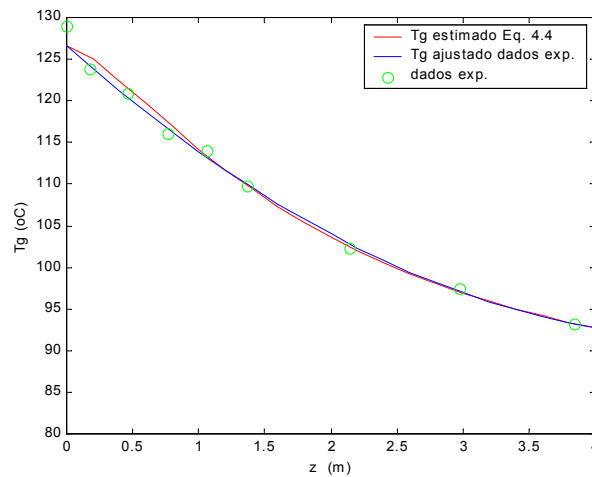
O Método II parte do mesmo equacionamento e necessita das mesmas variáveis experimentais, entretanto, o ajuste do valor da temperatura de saída do gás permite a determinação do perfil de temperatura do gás ao longo do leito, dado pelo rearranjo da Equação 3.9. Desta forma, tem-se a seguinte equação:

$$T_g(z) = \frac{T_w A z^B + T_{g0}}{A z^B + 1} \quad (4.4)$$

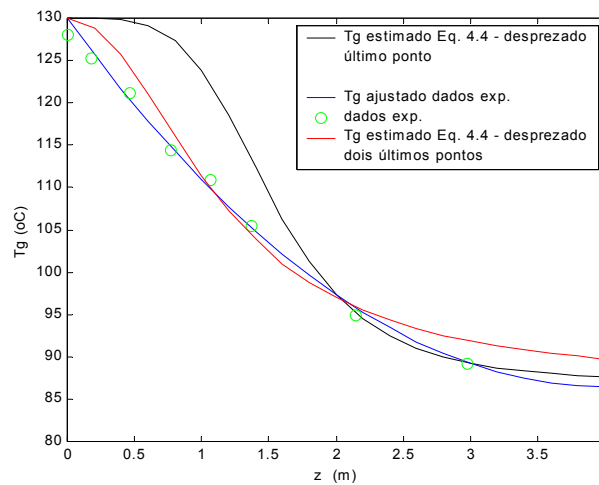
A fim de analisar a eficiência do Método II utilizado para determinação do coeficiente de transferência de calor, na Figura 4.17 são comparados os perfis de temperatura teóricos do gás, obtidos via Equação 4.4, e os perfis obtidos experimentalmente, para as três condições operacionais analisadas na Figura 4.16 (a), para esferas de vidro.



(a)



(b)



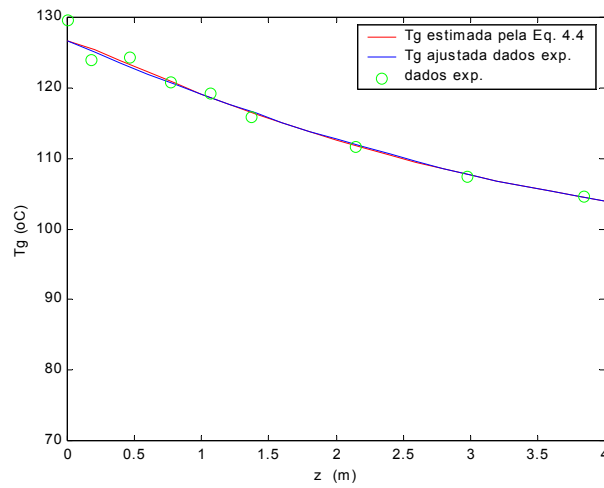
(c)

Figura 4.17 – Comparação entre os valores de temperatura experimentais do gás e os perfis obtidos através do Método II (Equação 4.4), para esferas de vidro: (a) $W_s = 42,19\text{g/s}$ e $U = 28,23\text{m/s}$; (b) $42,19\text{g/s}$ e $U = 21,53\text{m/s}$; (c) $42,19\text{g/s}$ e $U = 18,58\text{m/s}$.

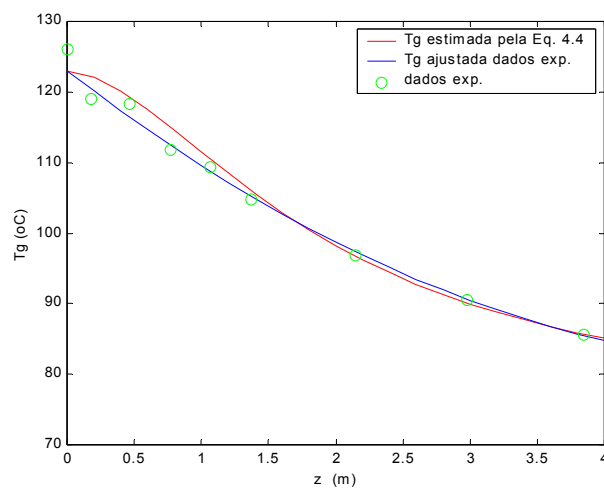
Analisando essa figura, para dados de esferas de vidro, tendo como exemplo a condição onde $W_s = 42,19\text{g/s}$, observa-se que nos casos (a) e (b) houve uma boa concordância entre os perfis de temperatura do gás obtidos através da metodologia II e os perfis experimentais. Entretanto, para o caso (c), condição experimental de menor velocidade do gás, a Equação 4.4 não forneceu resultados possíveis de comparação com os perfis experimentais de temperatura do gás. A estimação do perfil de temperatura só foi possível ao desprezar-se o último e/ou o penúltimo ponto experimental, resultando nos perfis apresentados na Figura 4.17 (c). Este comportamento levou a conclusão de que, para os dados referentes a esferas de vidro, o Método II torna-se impreciso quando aplicado a situações onde a inclinação do perfil de temperatura experimental torna-se maior, isto é, em condições de baixas velocidade e maiores concentrações de sólidos. Este “efeito de borda” é eliminado ao desprezar durante a simulação os últimos pontos

experimentais, uma vez que estes são utilizados na estimativa dos parâmetros A e B da Equação 4.4.

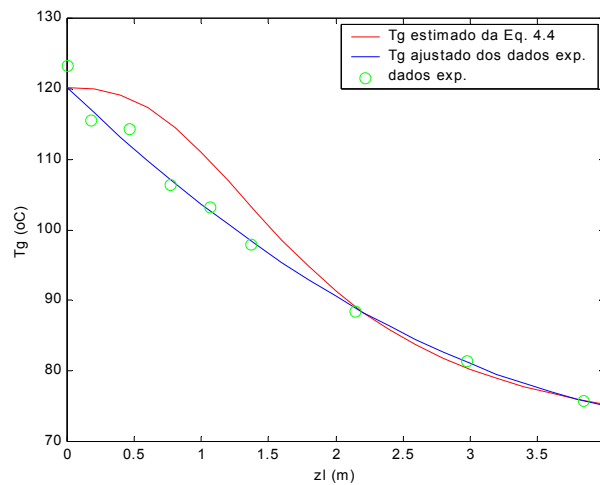
Na Figura 4.18 são comparados os perfis de temperatura teóricos do gás, obtidos via Equação 4.4, e os perfis obtidos experimentalmente, para as três condições operacionais analisadas na Figura 4.16 (b), para partículas de alumina.



(a)



(b)



(c)

Figura 4.18 – Comparação entre os valores de temperatura experimentais do gás e os perfis obtidos através do Método II (Equação 4.4), para partículas de alumina: (a) $W_s = 42,71\text{g/s}$ e $U = 27,68\text{m/s}$; (b) $42,71\text{g/s}$ e $U = 19,28\text{m/s}$; (c) $42,71\text{g/s}$ e $U = 16,32\text{m/s}$.

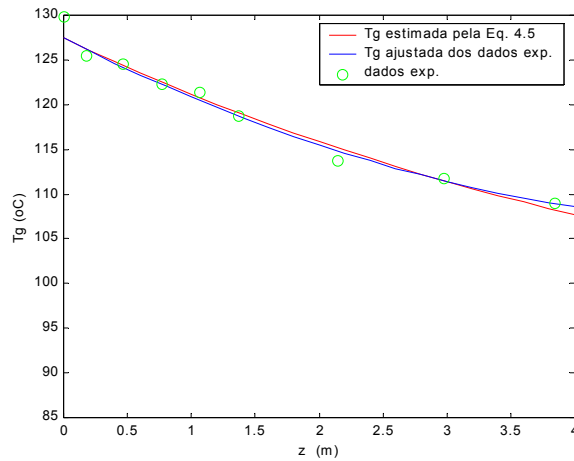
Para os resultados obtidos para partículas de alumina, verifica-se que para uma mesma vazão de sólidos, nas condições de máxima velocidade do gás (Figura 4.18 a) e velocidade intermediária (Figura 4.18 b) a comparação entre os perfis de temperatura do gás experimentais e os perfis obtidos pela Equação 4.4 apresentaram resultados satisfatórios. Porém, para as condições experimentais de $U = 15,29\text{m/s}$ e $W_s = 34,56\text{g/s}$ e $U = 14,97\text{g/s}$ e $W_s = 42,71\text{g/s}$, não foi possível estimar os parâmetros A e B da Equação 4.4. Com relação à Figura 4.18 (c), observa-se que as temperaturas do gás estimadas pela Equação 4.4 foram maiores que as temperaturas do gás experimentais para os 2,0m iniciais do leito. Desta forma, para os resultados desse trabalho, verifica-se que o Método II pode apresentar resultados satisfatórios desde que não seja aplicado na condição operacional de baixa velocidade do gás, a qual é caracterizada fisicamente por um escoamento com maior concentração de sólidos e um tempo de residência maior das partículas no leito.

O Método III vem de um balanço térmico e também requer medidas experimentais de vazão do gás e dos sólidos e porosidade. A diferença está na necessidade de se utilizar perfis experimentais para temperatura do gás ou dos sólidos. A dificuldade em se obter perfis experimentais de temperatura dos sólidos ao longo do leito pneumático pode ser contornada, uma vez que h pode ser obtido apenas com a equação de balanço de energia para a fase fluida. Conhecido h , torna-se possível a determinação da distribuição de temperatura do gás ao longo do leito através da Equação 3.15 rearranjada:

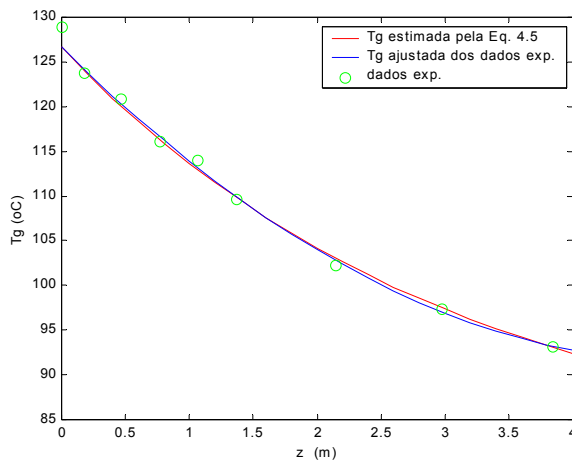
$$T_g(z) = \frac{(A' + B' T_{go}) e^{\lambda z} - A'}{B'} \quad (4.5)$$

A fim de avaliar a eficiência do Método III, na Figura 4.19 são comparados os perfis de temperatura do gás obtidos experimentalmente e os perfis teóricos obtidos através da Equação 4.5, para as três condições operacionais analisadas na Figura 4.16 (a), para esferas de vidro.

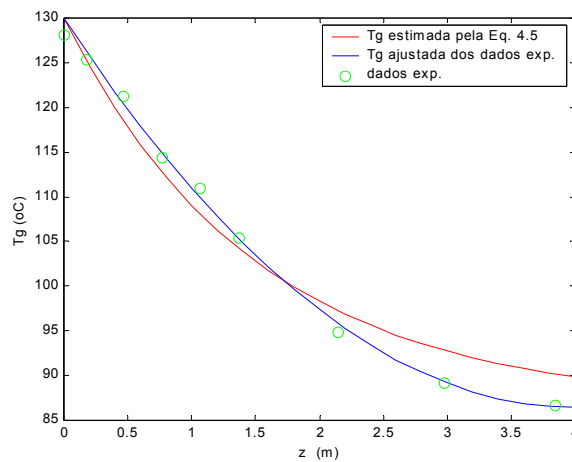
Comparando os resultados obtidos para esferas de vidro, na Figura 4.19, observa-se que a condição operacional (c) apresentou um desvio um pouco mais acentuado entre os perfis experimentais e o perfil obtido da Equação 4.5, principalmente ao final do tubo de transporte.



(a)



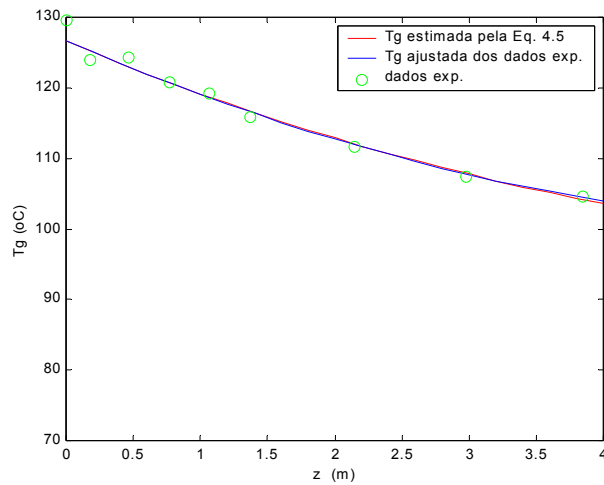
(b)



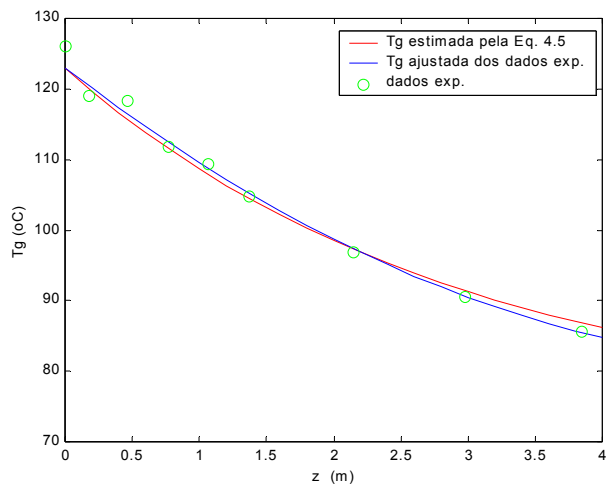
(c)

Figura 4.19 – Comparação entre os valores de temperatura experimentais do gás e os perfis obtidos através do Método III (Equação 4.5), para esferas de vidro: (a) $W_s = 42,19\text{g/s}$ e $U = 28,23\text{m/s}$; (b) $42,19\text{g/s}$ e $U = 21,53\text{m/s}$; (c) $42,19\text{g/s}$ e $U = 18,58\text{m/s}$.

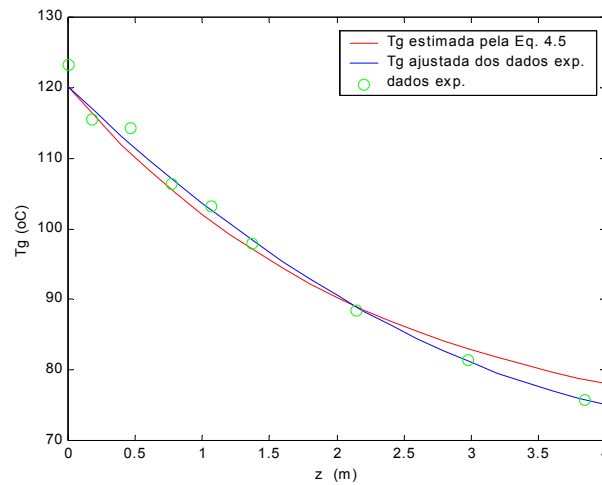
Na Figura 4.20 são comparados os perfis de temperatura do gás obtidos experimentalmente e os perfis teóricos obtidos através da Equação 4.5, para as três condições operacionais analisadas na Figura 4.16 (b), para partículas de alumina.



(a)



(b)



(c)

Figura 4.20 – Comparação entre os valores de temperatura experimentais do gás e os perfis obtidos através do Método III (Equação 4.5), para partículas de alumina: (a) $W_s = 42,71\text{g/s}$ e $U = 27,68\text{m/s}$; (b) $42,71\text{g/s}$ e $U = 19,28\text{m/s}$; (c) $42,71\text{g/s}$ e $U = 16,32\text{m/s}$.

Através da Figura 4.20 pode verificar que os perfis teóricos de temperatura do gás, estimados pela Equação 4.5, representaram de maneira satisfatória os perfis experimentais de temperatura do gás obtidos para partículas de alumina. Ao contrário do Método II, que apresentou algumas restrições com relação à estimativa dos perfis de temperatura do gás para condições de baixas velocidades, a Metodologia III respondeu adequadamente à simulação dos perfis de temperatura do gás para todas as condições operacionais investigadas nesse trabalho.

Com base no que foi analisado sobre as metodologias propostas, verifica-se que o Método III é o mais indicado para determinação do coeficiente de transferência de calor, pois além de permitir a avaliação da distribuição de temperatura ao longo de todo o leito e não apenas entre dois pontos do sistema, foi o que melhor reproduziu o perfil de temperatura experimental do gás, para todas as faixas de velocidades do ar investigadas.

4.2.3 – DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-SÓLIDO PARA AS CONDIÇÕES EXPERIMENTAIS DESSE TRABALHO

Depois da discussão realizada no item anterior, a partir de agora a determinação do coeficiente de transferência de calor será realizada através do Método III. Também será analisado o comportamento do coeficiente de transferência de calor gás-sólido frente algumas variáveis como densidade da partícula, velocidade do ar e vazão de sólidos.

Fazendo uma revisão na literatura, não foram encontrados, até o momento, trabalhos que abordassem os efeitos de diferentes variáveis (como diâmetro e densidade da partícula, vazão de sólidos, velocidade e temperatura do ar) sobre o coeficiente de transferência de calor gás-sólido para leitos pneumáticos verticais. Os trabalhos de Kaczmarzyk e Bandrowski (1980), Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) e Jesus (1987) embora apresentem uma grande quantidade de pontos experimentais, tinham como objetivo estabelecer uma correlação empírica ou então discutir os métodos utilizados para obtenção de h , sem se preocupar tanto em explicar fisicamente os fenômenos físicos envolvidos no processo. Esse tipo de abordagem geralmente é encontrado em estudos sobre a transferência de calor em outros sistemas de contato gás-sólido, como em leitos fluidizados, vibro-fluidizados e leitos de jorro, mas envolvendo geralmente a transferência de calor entre a parede do tubo e a suspensão ou entre um corpo submerso no leito e a suspensão (Farag e Tsai, 1993; Gunn e Hilal, 1994; Macchi *et al.* 1999; Bi *et al.* 2000; Sundaresan e Kolar, 2002), portanto não fluido-partícula como nesse trabalho.

Esferas de Vidro

Na Figura 4.21 estão mostrados os dados de coeficiente de transferência de calor gás-sólido em função da velocidade superficial do gás para esferas de vidro, parametrizados na vazão de sólidos, onde os valores do coeficiente de transferência de calor variaram entre 122,4 a 242,28 kcal/m²h°C e para a velocidade superficial do gás entre 18,2 a 28,2 m/s, para as quatro vazões de sólidos analisadas.

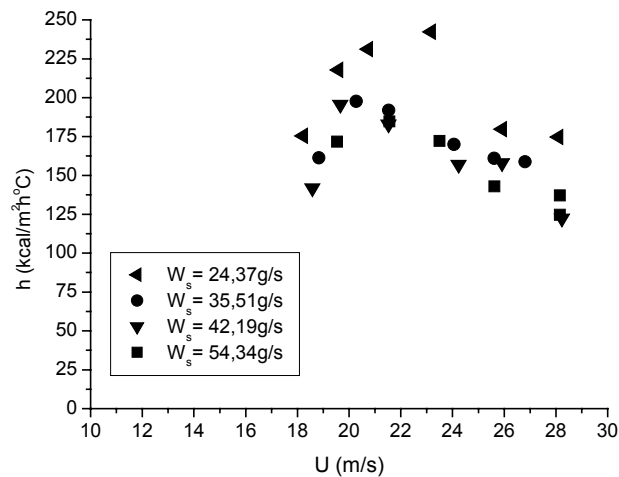


Figura 4.21 – Coeficiente de transferência de calor gás-sólido em função da velocidade superficial do gás para esferas de vidro, parametrizadas na vazão de sólidos.

Através da figura é possível verificar a influência da velocidade superficial do gás no coeficiente de transferência de calor gás-sólido. Analisando o comportamento das curvas observa-se que ao diminuir a velocidade superficial do gás ocorre um aumento de h , até um ponto máximo onde esses valores tendem novamente a diminuir. O aumento nos valores de coeficiente de transferência de calor tende a ocorrer para velocidades intermediárias do gás. Com relação ao

efeito da vazão de sólidos, o comportamento do coeficiente de transferência de calor foi pouco afetado, com uma variação média de h em torno de 20% para todas as vazões de sólidos avaliadas.

Apesar de nítida a influência da variação da velocidade do gás no coeficiente de transferência de calor, não encontrou-se na literatura resultados semelhantes nem explicações físicas para este tipo de comportamento. Segundo Ma e Zhu (2000) e Wirth (1995) os mecanismos de transferência de calor são bastante influenciados pelas condições fluidodinâmicas do escoamento gás-sólido. Assim sendo, na Figura 4.22 são apresentados os dados de coeficiente de transferência de calor gás-sólido e as curvas de gradiente de pressão no leito em função da velocidade superficial do gás, parametrizadas na vazão de sólidos.

Analisando essa figura constata-se que existe influência do comportamento fluidodinâmico do escoamento sobre o coeficiente de transferência de calor. Comparando as curvas, nota-se que o aumento dos valores de coeficiente de transferência de calor gás-sólido ocorre justamente na região de transição entre o escoamento denso e diluído, ou seja, numa região influenciada tanto pela velocidade do gás, responsável pela convecção do ar ao longo do leito, quanto pelo aumento na concentração dos sólidos, responsável pelo aumento na área de troca térmica das partículas. Desta forma, a grande turbulência que caracteriza esta região pode ser a principal responsável pelo aumento do coeficiente de transferência de calor.

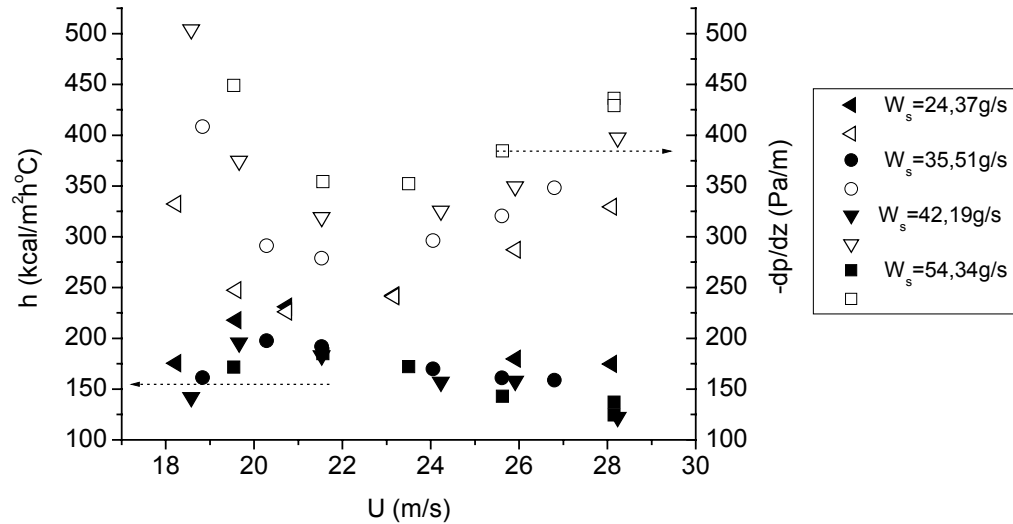


Figura 4.22 – Coeficiente de transferência de calor gás-sólido e gradiente de pressão em função da velocidade superficial do gás para esferas de vidro, parametrizados na vazão de sólidos.

Na Figura 4.23 estão representados os dados de coeficiente de transferência de calor gás-sólido em função da vazão mássica de sólidos, para esferas de vidro, parametrizados na velocidade superficial do gás, onde pode-se avaliar o efeito da vazão de sólidos no comportamento do coeficiente de transferência de calor. Observa-se que para a maioria dos resultados obtidos para esferas de vidro, considerando uma mesma velocidade superficial do ar, quanto menor a vazão de sólidos, maior o coeficiente de transferência de calor. A variação do coeficiente de transferência de calor não mostrou-se tão significativa principalmente para maiores vazões de sólidos.

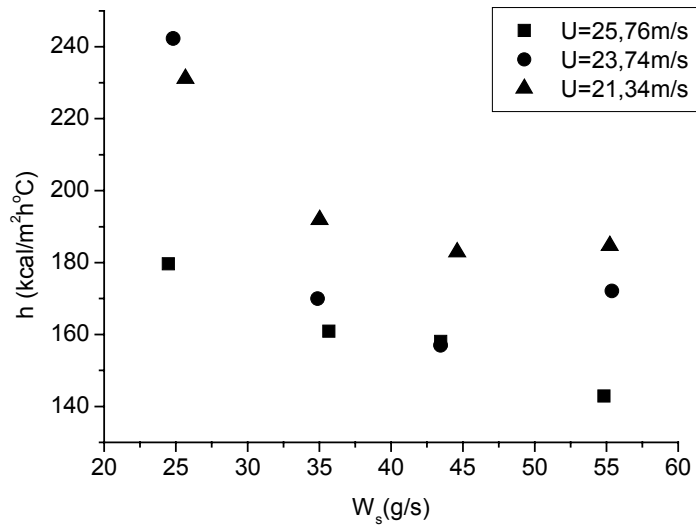


Figura 4.23 – Coeficiente de transferência de calor gás-sólido em função da vazão de sólidos para esferas de vidro, parametrizados na velocidade superficial do gás.

Partículas de Alumina

Na Figura 4.24 estão mostrados os dados de coeficiente de transferência de calor gás-sólido em função da velocidade superficial do gás para partículas de alumina, parametrizados na vazão de sólidos, sendo que os valores de coeficiente de transferência de calor gás-sólido variaram entre 86,04 a 233,64 kcal/m²h°C e entre 15,0 a 28,6 m/s para velocidade superficial do gás.

Analisando a figura verifica-se que ao variar a velocidade do gás, desde a máxima fornecida pelo soprador até a mínima velocidade para transporte das partículas, ocorre um aumento nos valores do coeficiente de transferência de calor até um ponto de máximo onde os valores tendem a diminuir. Apesar de bem menos acentuado, este comportamento foi similar ao apresentado pelas esferas de vidro, na Figura 4.21.

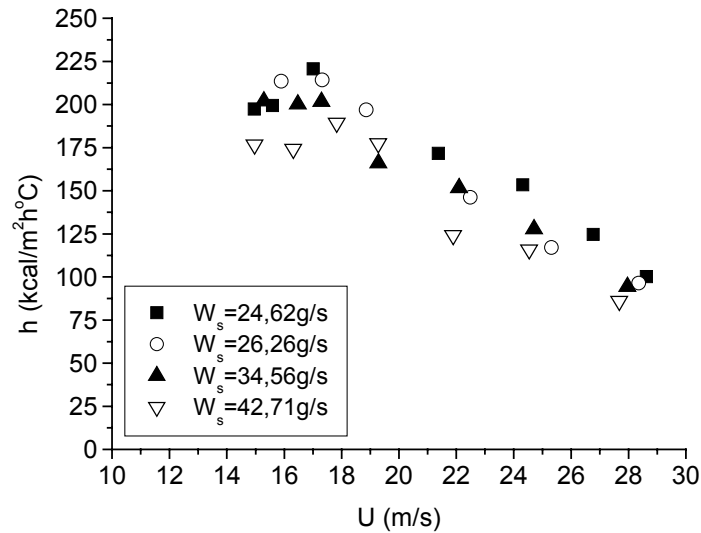


Figura 4.24 – Coeficiente de transferência de calor gás-sólido em função da velocidade superficial do gás para partículas de alumina, parametrizadas na vazão de sólidos.

Com relação ao efeito da vazão de sólidos sobre o coeficiente de transferência de calor gás-sólido, verifica-se que sua influência foi menos significativa do que a influência da velocidade do gás, uma vez que a variação de h frente às vazões de sólidos investigadas foi inferior a 20%.

Na Figura 4.25 tem-se os resultados de coeficiente de transferência de calor gás-sólido e gradiente de pressão no leito em função da velocidade superficial do gás, parametrizados na vazão de sólidos, onde observa-se que da mesma forma que os resultados obtidos para esferas de vidro, a transferência de calor para as partículas de alumina é maior na região de transição entre o escoamento em fase densa e diluída, reforçando a idéia de que a turbulência dessa região é a principal responsável pelo aumento da transferência de calor.

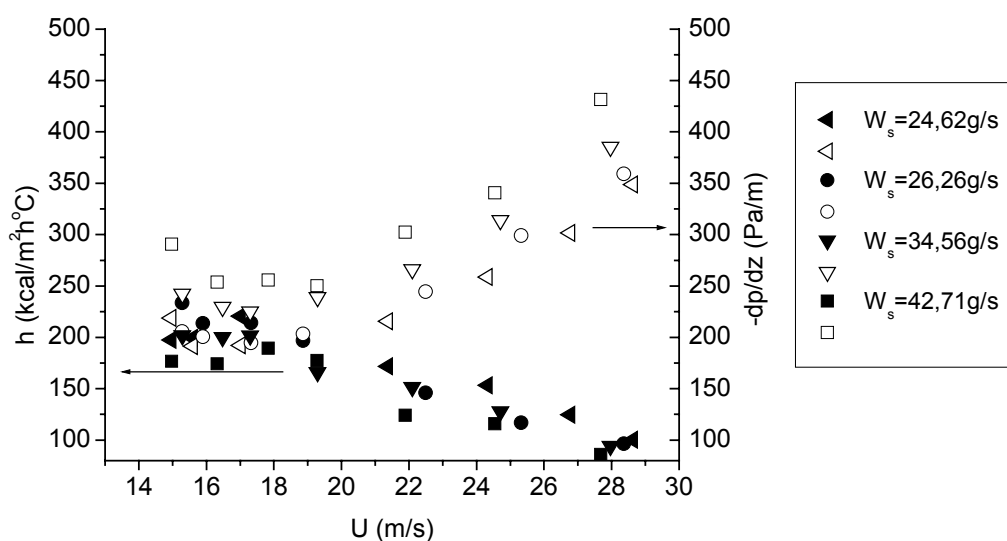


Figura 4.25 – Coeficiente de transferência de calor gás-sólido e gradiente de pressão em função da velocidade superficial do gás para partículas de alumina, parametrizados na vazão de sólidos.

Na Figura 4.26 tem-se alguns exemplos dos resultados obtidos para o coeficiente de transferência de calor gás-sólido em função da vazão mássica de sólidos, para partículas de alumina, parametrizados na velocidade superficial do gás, onde pode-se verificar que quanto menor a vazão de sólidos, melhor será o contato das partículas com o ar de secagem e maior o coeficiente de transferência de calor. Apesar da existência desta tendência, para a maioria dos resultados obtidos para partículas de alumina, o efeito da vazão de sólidos sobre o coeficiente de transferência não mostra-se tão significativo.

Com relação aos dois materiais utilizados pode-se constatar que do ponto de vista qualitativo, tanto as esferas de vidro quanto as partículas de alumina apresentaram o mesmo comportamento com relação ao coeficiente de transferência de calor.

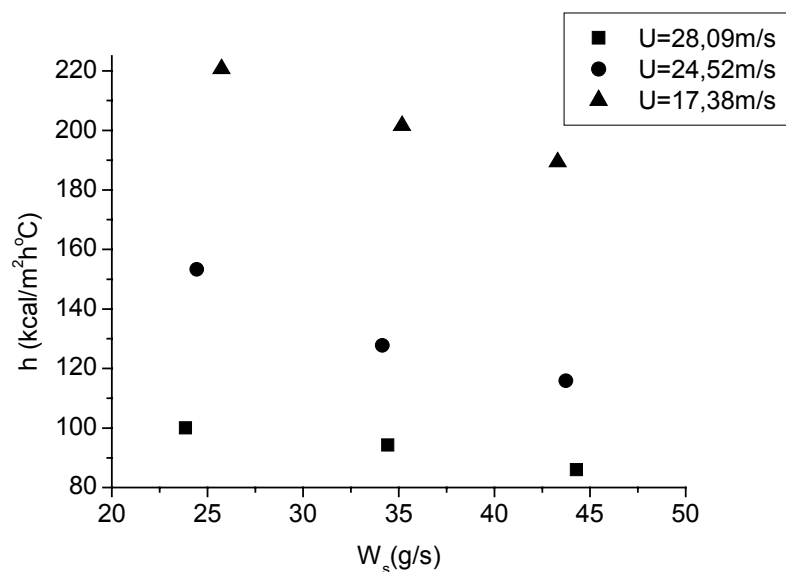


Figura 4.26 – Coeficiente de transferência de calor gás-sólido em função da vazão de sólidos para partículas de alumina, parametrizados na velocidade superficial do gás.

Na Tabela 4.1 é feita uma comparação entre os resultados obtidos para o coeficiente de transferência de calor, levando-se em conta o efeito da morfologia e estrutura da partícula, parametrizadas na vazão de sólidos e velocidade superficial do ar. Analisando os dados da tabela, considerando valores similares para vazão de sólidos e velocidade do gás, nota-se que para a maioria dos resultados obtidos neste trabalho, as esferas de vidro apresentaram valores maiores para o coeficiente de transferência de calor gás-sólido.

Tabela 4.1 – Coeficiente de transferência de calor gás-sólido, para esferas de vidro e partículas de alumina, parametrizadas na vazão de sólidos e velocidade superficial do ar.

condições operacionais		esferas de vidro	partículas de alumina
W_s (g/s)	U (m/s)		
24,49	28,36	174,60	100,08
	21,05	231,12	171,72
35,03	24,38	169,92	127,80
	21,81	191,88	151,56
42,45	21,71	182,88	124,20
	19,47	195,48	177,48

Nesse trabalho, o coeficiente de transferência de calor gás-sólido foi estimado a partir do equacionamento matemático, discutido no item 3.6.2. Uma vez que poucos trabalhos na literatura analisam os efeitos deste coeficiente frente a algumas variáveis como vazão de gás e dos sólidos e porosidade, realizou-se uma análise da sensibilidade paramétrica de h em relação a essas variáveis. Através dessa análise é possível conhecer a sensibilidade de cada uma das variáveis do modelo em relação aos parâmetros dos quais são dependentes.

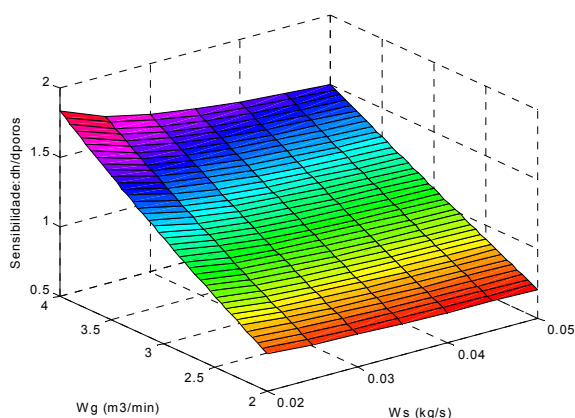
Como as equações foram resolvidas numericamente, a sensibilidade do coeficiente de transferência de calor em relação à porosidade, vazão de ar e de sólidos foi calculada por fórmulas de aproximação de diferença central (Giudici, 1990; Freitas e Freire, 2002), dada por:

$$S_j^i = \left(\frac{\partial Y_i}{\partial b_j} \right) = \frac{Y_i(b_1, \dots, b_j + h_j, \dots, b_n) - Y_i(b_1, \dots, b_j - h_j, \dots, b_n)}{2h_j} \quad (4.6)$$

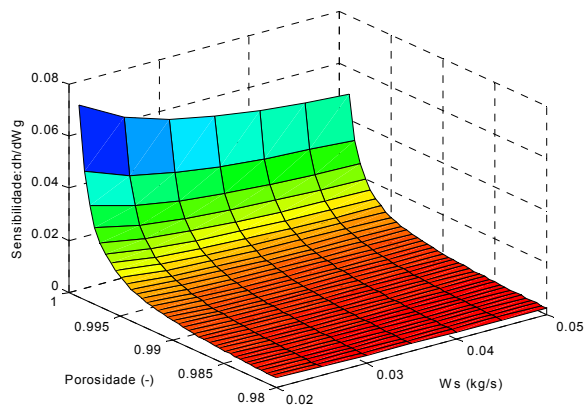
com $h_j = 10^{-2} b_j$.

Na Figura 4.27 são mostrados os resultados da análise de sensibilidade para o coeficiente h em relação à porosidade (ε), vazão de ar (W_g) e de sólidos (W_s). Os resultados estão apresentados na forma de superfícies de resposta, para permitir uma melhor visualização da mudança do valor de sensibilidade com os parâmetros analisados. Comparando-se as superfícies, observa-se que, em módulo, a sensibilidade paramétrica de h em relação a W_s mostrou-se mais acentuada, com uma variação em escala na ordem de 10, entretanto na região dos experimentos desse trabalho ($\varepsilon < 0,996$; $2,0 < W_g < 4,0$) h foi quase insensível a W_s ,

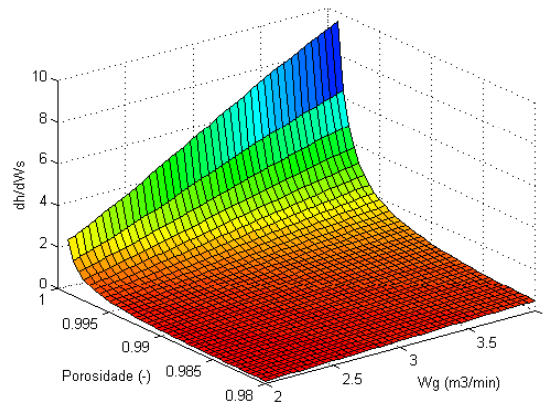
como mostrado na Figura 4.26. Observa-se na Figura 4.27 (a) que o coeficiente de transferência de calor é mais sensível a porosidade para maiores vazões de ar, e que para vazão de sólidos, esta sensibilidade é pouco acentuada. Através das Figuras 4.27 (b) e (c) é possível verificar que a vazão de ar exerce maior influência sobre h para porosidades elevadas e que nesta condição, a vazão de sólidos é pouco sensível. Esses comportamentos são fisicamente esperados, uma vez que a vazão de ar exerce maior influência para condições de escoamento diluído e a vazão de sólidos para escoamento em fase densa. Entretanto, como observado na Figura 4.27, para as condições desse trabalho o efeito da vazão de sólidos sobre o coeficiente de transferência de calor gás-sólido não é significativo.



(a)



(b)



(c)

Figura 4.27 - Superfícies de sensibilidade: (a) sensibilidade de h com relação a porosidade em função da W_g e W_s ; (b) sensibilidade de h com relação a W_g em função da porosidade e W_s ; (c) sensibilidade de h com relação a W_s em função da porosidade e W_g .

4.2.4 – COMPARAÇÃO ENTRE OS RESULTADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS E AS PREVISÕES DAS CORRELAÇÕES DA LITERATURA

Fazendo uma revisão da literatura, observa-se que apesar da grande quantidade de pontos experimentais envolvendo a transferência de calor em leitos pneumáticos, os trabalhos não se preocuparam em especificar o regime de escoamento em que operava o transportador pneumático. Com os dados fornecidos, na maioria das vezes é impossível saber as condições fluidodinâmicas de operação do leito pneumático, se era diluído ou denso, ou ainda se estava ou não próximo da região de transição diluído/denso. Essa falta de informação dificulta uma discussão mais consistente com outros resultados experimentais. A maioria dos pesquisadores (Kaczmarzyk e Bandrowski, 1980; Valentin, 1986, entre outros) apresentaram correlações empíricas do número de Nusselt em função do número de Reynolds ou concentração de sólidos, porém o regime no qual as partículas eram transportadas não foi informado.

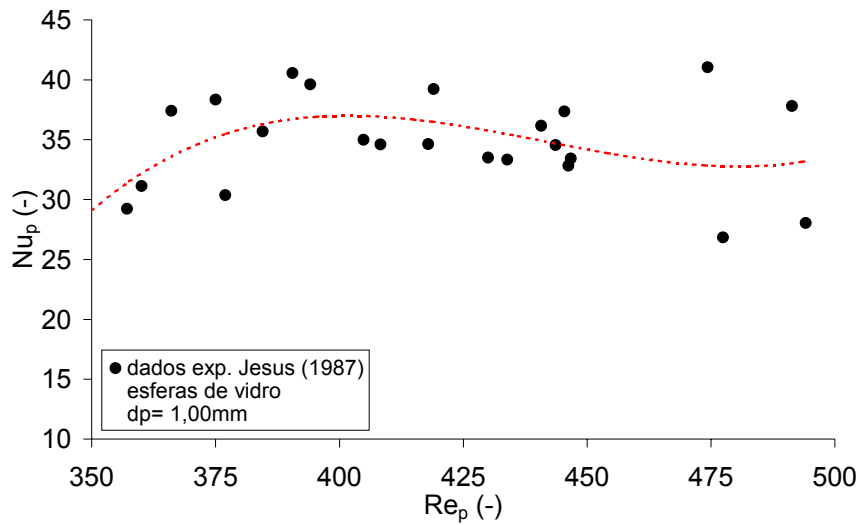
A seguir serão apresentados alguns resultados da literatura a fim de se ter uma idéia do “estado d’arte” desse assunto.

Na Figura 4.28 (a) é apresentado um conjunto de dados obtidos por Jesus (1987) para esferas de vidro com $d_p = 1,00\text{mm}$ e na Figura 4.28 (b) um conjunto equivalente obtido nesse trabalho, porém para esferas de vidro com $d_p = 3,68\text{mm}$. A linha pontilhada em vermelho representa um ajuste polinomial dos resultados analisados.

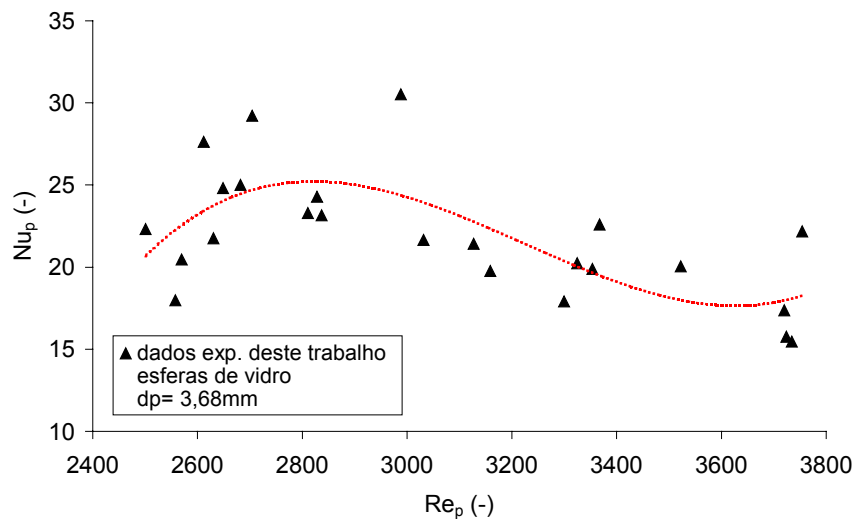
Através da Figura 4.28 observa-se a influência de Re_p sobre Nu_p . É possível visualizar uma região de número de Reynolds onde o número de Nusselt passa por um máximo. Esta mesma tendência já foi apresentada no item 4.2.3, através da Figura 4.21.

Como o Re_p está diretamente relacionado à velocidade de arraste gás-sólido, assim como o Nu_p com o coeficiente de transferência de calor, o que observa-se é que a faixa de maiores valores de h corresponde aos menores valores de velocidade de arraste.

No trabalho experimental de Jesus (1987) o coeficiente de transferência de calor também foi determinado através do Método III (item 3.6.2), entretanto, apesar de qualitativamente a Figura 4.28 (a) e (b) tenderem ao mesmo comportamento, as diferenças operacionais, no trabalho de Jesus (1987) a vazão de sólidos não era mantida constante, e experimentais, como as diferenças nas faixas de Re_p , no diâmetro de partículas utilizado e a falta de informações sobre os regimes de escoamentos percorridos, dificultam uma análise comparativa entre os dados.



(a)



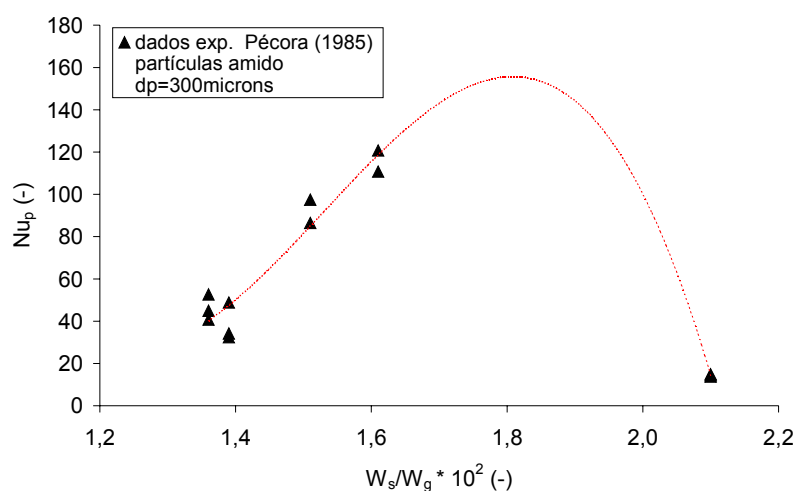
(b)

Figura 4.28 – Número de Nusselt em função do número de Reynolds da partícula: (a) dados experimentais obtidos por Jesus (1987) para esferas de vidro com $d_p=1,00\text{mm}$; (b) dados experimentais desse trabalho para esferas de vidro com $d_p=3,68\text{mm}$.

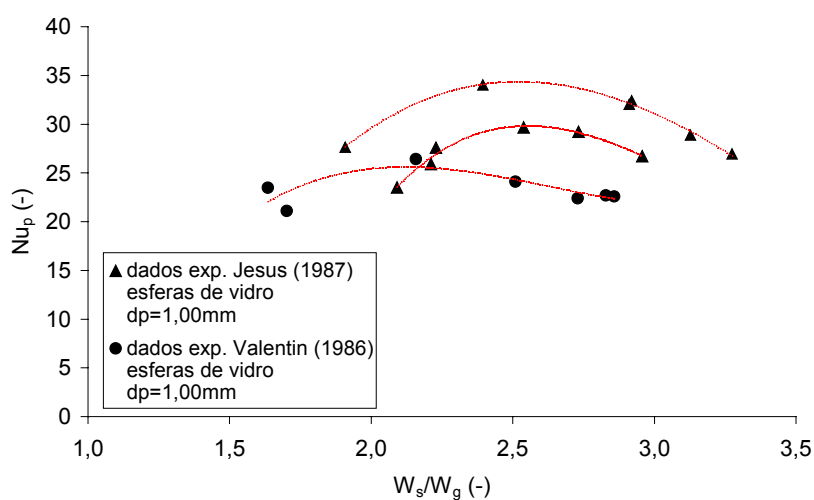
Na Figura 4.29 estão mostradas as curvas de Nu_p em função de W_s/W_g , para alguns resultados experimentais encontrados na literatura e também para esse trabalho. A linha tracejada em vermelho representa, para cada situação, um ajuste polinomial dos dados analisados.

Na Figura 4.29 (a) são apresentados os resultados obtidos por Pécora (1985) no estudo da secagem de grumos de amido com $d_p=300\mu\text{m}$. Na Figura 4.29 (b) alguns resultados obtidos por Jesus (1987) e Valentin (1986) no estudo da transferência de calor em leitos pneumáticos e na Figura 4.29 (c) alguns dados desse trabalho, obtidos para partículas de alumina e esferas de vidro. Avaliando a figura verifica-se que o comportamento das curvas quase sempre apresentam a mesma tendência, ou seja, variando-se W_s/W_g os valores de Nu_p tendem a aumentar até um certo valor e em seguida diminuir. Para os resultados mostrados na Figura 4.29 (a) observou-se que os valores máximos de Nu_p ocorreram quando W_s/W_g estava em torno de $1,6 \cdot 10^{-2}$, o que corresponde aos escoamentos com máxima vazão de ar, mostrando que foi a turbulência do escoamento que influenciou nos valores de Nu_p e não a concentração de sólidos. Para a maioria das condições desse trabalho (Figura 4.29 – c), os maiores valores de Nu_p correspondem às faixas de velocidades intermediárias do gás, na região de transição de diluído para denso, uma vez que a vazão de sólidos foi mantida constante.

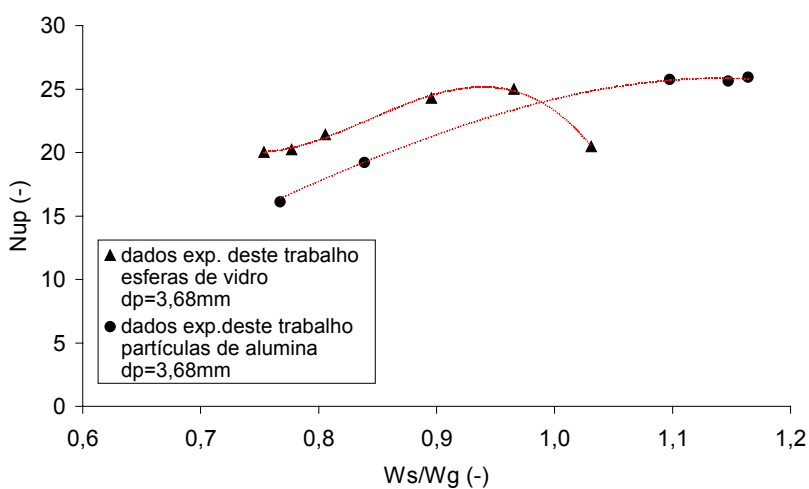
Apesar da existência de resultados experimentais na literatura, do ponto de vista quantitativo é bastante difícil de se realizar uma análise comparativa. Mesmo para dados obtidos para o mesmo material e diâmetro de partícula, como na Figura 4.29 (b), os valores de Nu_p divergem entre si. Diferenças nas condições experimentais, na metodologia utilizada para determinação do coeficiente de transferência de calor e nas faixas de vazão de sólidos e velocidade do gás estabelecidas, contribuem para dificultar as análises.



(a)



(b)



(c)

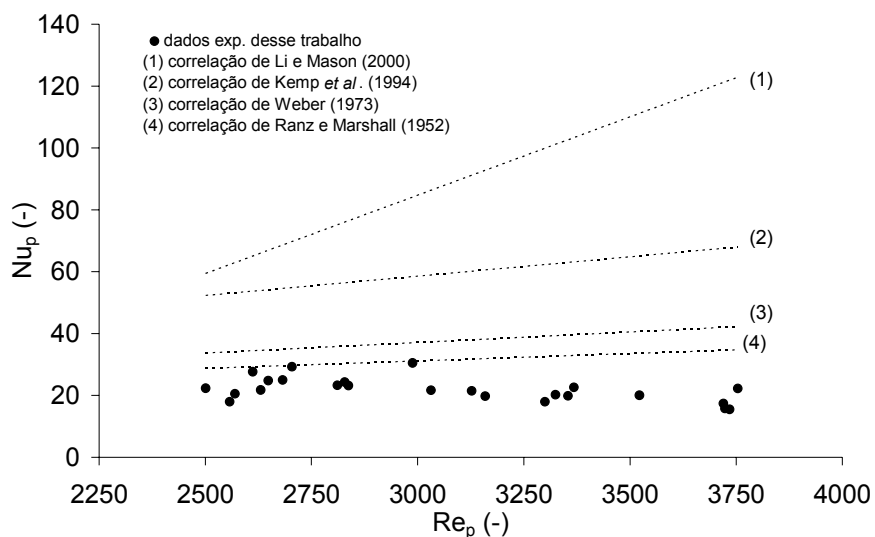
Figura 4.29 – Número de Nusselt em função de W_s/W_g : (a) dados experimentais de Pécora (1985); (b) dados experimentais de Jesus (1987) e Valentin (1986); (c) dados experimentais desse trabalho.

Dentre os trabalhos citados e que abordaram a transferência de calor em leitos pneumáticos, nenhum trouxe informações conjuntas sobre a fluidodinâmica do escoamento gás-sólido. Desta forma, mesmo apresentando comportamentos qualitativamente semelhantes, não é possível saber em qual região de escoamento (densa ou diluída) o trabalho se concentrou. Nesse trabalho, para cada vazão de sólidos estipulada, analisou-se toda a faixa de vazão de ar possível, desde a máxima fornecida pelo soprador até a mínima necessária para o transporte das partículas ao longo do leito. Fez-se um mapeamento do comportamento dos parâmetros avaliados para todos os regimes de escoamento encontrados em leitos pneumáticos, partindo da fase diluída até a fase densa, conforme analisado anteriormente no item 4.1.4, sobre identificação dos regimes de escoamento.

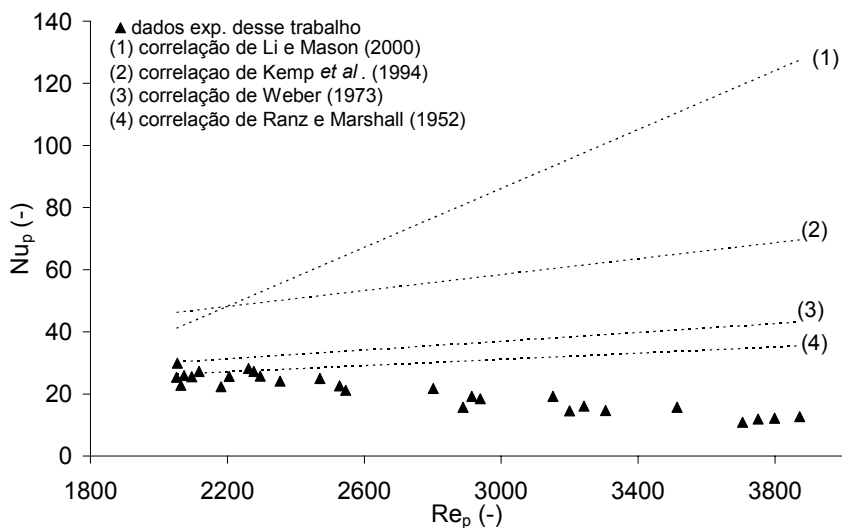
Com relação à utilização de correlações empíricas para determinação do coeficiente de transferência de calor, foram analisadas as correlações propostas no Quadro 2.5, de forma a determinar qual delas melhor se adaptava aos dados obtidos nesse trabalho.

Na Figura 4.30 tem-se uma comparação entre os resultados experimentais desse trabalho e os valores obtidos através de correlações para Nu_p em função de Re_p , para esferas de vidro e também partículas de alumina. Para essa análise, foram utilizadas as correlações de Li e Mason (2000), Kemp *et al.* (1994), Weber (1973) e Ranz e Marshall (1952), as quais correlacionam o Nu_p como função de Re_p e em alguns casos, também o Pr , que para os dados desse trabalho permaneceu quase constante. Verifica-se que as correlações apresentaram faixas de valores de Nu_p diferentes entre si, sendo que a correlação de Ranz e Marshall (1952) foi a que melhor se ajustou aos dados desse trabalho, apresentando um

desvio absoluto médio de aproximadamente 30% tanto para esferas de vidro como para partículas de alumina.



(a)

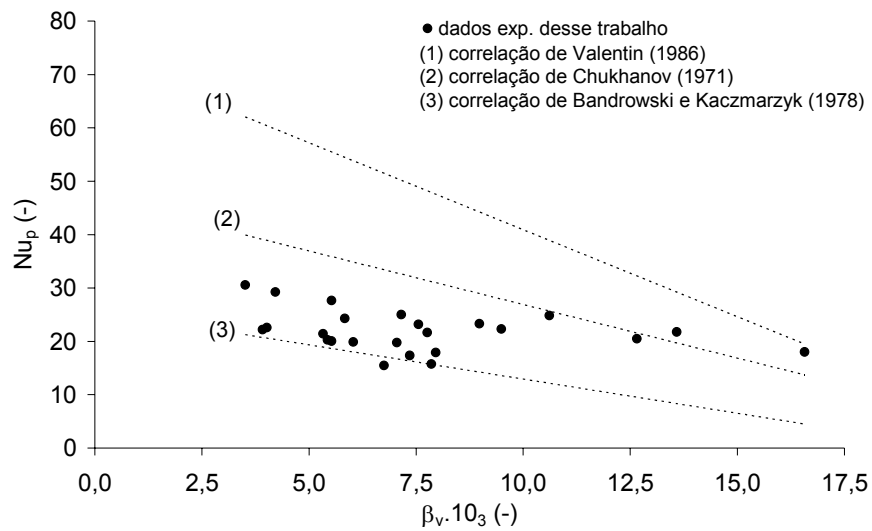


(b)

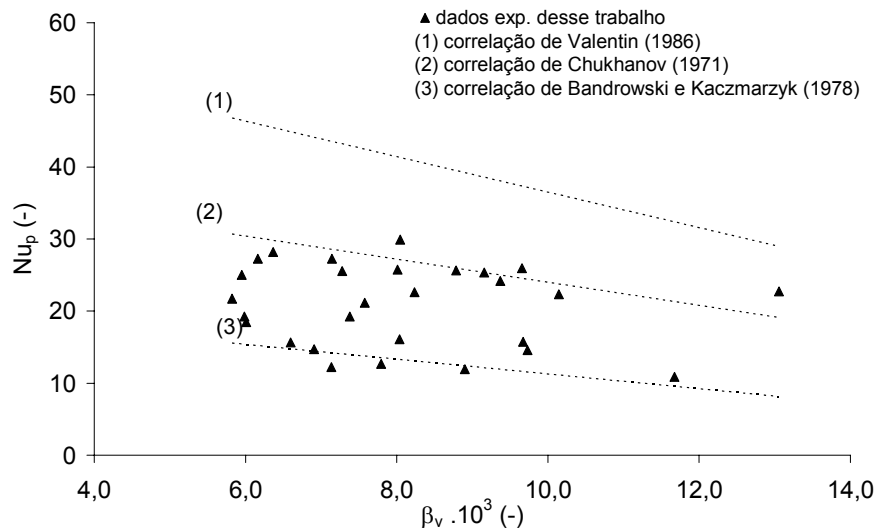
Figura 4.30 – Comparação dos resultados experimentais com valores obtidos através de correlações de $Nu=f(Re_p)$: (a) esferas de vidro; (b) partículas de alumina.

A Figura 4.31 compara os resultados experimentais desse trabalho, para esferas de vidro e partículas de alumina, com algumas correlações para Nu_p em função da concentração de sólidos (β_v). As correlações de Valentin (1986),

Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) correlacionam o número de Nusselt considerando a influência da concentração de sólidos sobre a transferência de calor. A comparação permitiu verificar que dentre as correlações analisadas, a correlação de Chukhanov (1971) é a que apresenta um menor desvio absoluto médio em relação aos dados experimentais, com aproximadamente 30%.



(a)



(b)

Figura 4.31 – Comparação dos resultados experimentais com valores obtidos através de correlações de $Nu=f(Re_p, \beta_v)$: (a) esferas de vidro; (b) partículas de alumina.

A escolha de correlações da literatura para determinação do coeficiente de transferência de calor é uma tarefa complicada, uma vez que geralmente cada correlação só é válida para seu próprio domínio experimental. Utilizando um conjunto de 24 observações experimentais obtidas para esferas de vidro e 28 observações experimentais para partículas de alumina (total de 52 experimentos) e com o auxílio do software STATISTICA[®] 5.5, através de estimação não linear por mínimos quadrados, pelo método Quasi-Newton obteve-se algumas correlações para estimativa de Nu_p . Essas correlações foram baseadas nas correlações de Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978), uma vez que foram as que apresentaram os melhores coeficientes de correlação. No Quadro 4.2 são apresentadas as correlações estimadas para os resultados obtidos para esferas de vidro, partículas de alumina e para os dois materiais juntos, respectivamente, juntamente com o coeficiente de correlação.

Quadro 4.2 – Correlações para determinação de Nu_p obtidas via estimação não linear.

CORRELAÇÕES	R^2	MATERIAL
$Nu_p = 82950,67 Re_p^{-1,23} \beta_v^{-0,320}$ (4.7)	0,791	esferas de vidro
$Nu_p = 78857,53 Re_p^{-1,30} \beta_v^{-0,40}$ (4.8)	0,958	partículas de alumina
$Nu_p = 15723,97 Re_p^{-1,06} \beta_v^{-0,37}$ (4.9)	0,796	esferas de vidro e partículas de alumina

Das estimativas realizadas, a correlação para partículas de alumina (Equação 4.8), foi a que apresentou o melhor coeficiente de correlação (superior a 0,90). Para verificar o comportamento dessa correlação, na Figura 4.32 é mostrada uma comparação entre os valores preditos pela Equação 4.8, e os valores

experimentais obtidos para partículas de alumina, onde verifica-se que a correlação estimada para partículas de alumina apresentou boa concordância com os dados experimentais. A Equação 4.8, baseada nas correlações de Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978), apresentou um desvio (caracterizado pelas linhas tracejadas) de aproximadamente 10% em relação aos valores de Nu_p obtidos experimentalmente. Nas Figuras 4.33 e 4.34 são mostradas a distribuição de frequência de resíduos e a distribuição de resíduos em função dos valores de Nu_p preditos pela Equação 4.8.

Para evitar uma repetição no tipo de análise, os gráficos para comparação entre os valores preditos e observados e as distribuições de frequência de resíduos para as demais correlações estimadas (Equações 4.7 e 4.9) encontram-se inseridas no Anexo D.

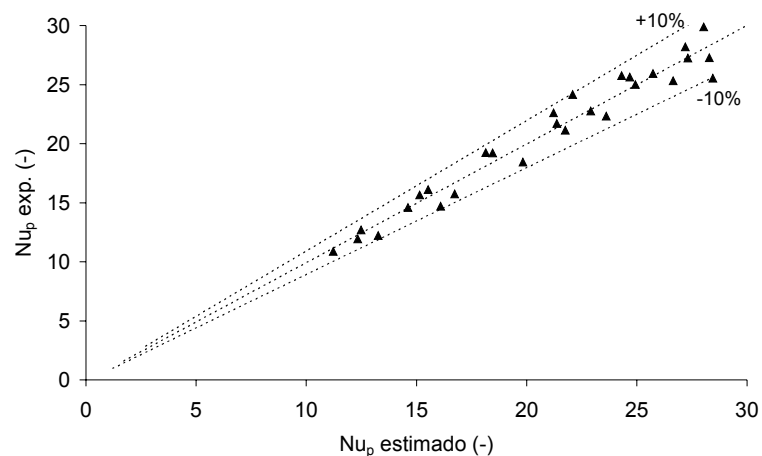


Figura 4.32 – Comparação entre os valores de Nu_p experimentais e valores estimados pela Equação 4.8, para partículas de alumina.

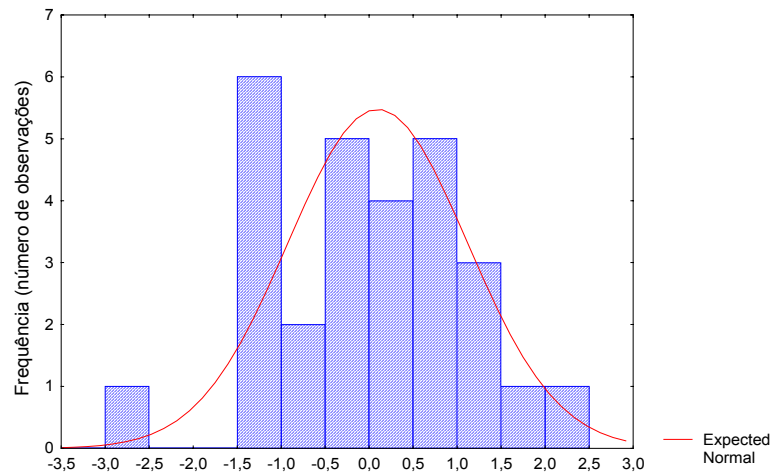


Figura 4.33 – Distribuição de frequência de resíduos para a Equação 4.8.

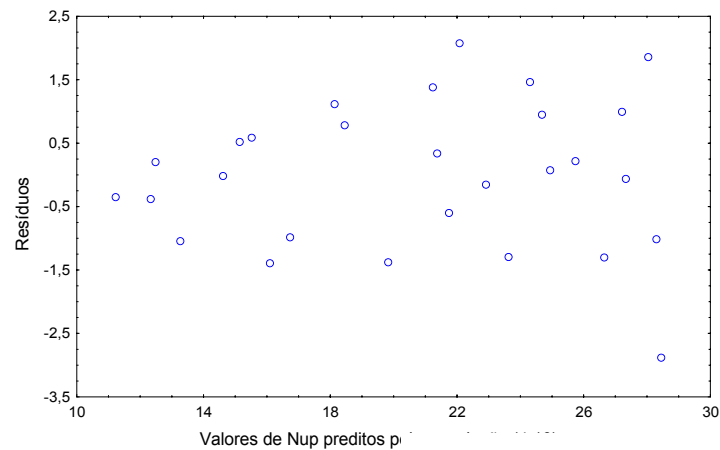


Figura 4.34 – Distribuição de resíduos em função dos valores de Nu_p preditos pela Equação 4.8.

4.3 – APLICAÇÕES EM SECAGEM

A secagem em leitos pneumáticos é uma operação bastante complexa, por isso, torna-se necessária a compreensão dos mecanismos de transferência de quantidade de movimento, calor e massa envolvidos no processo. Depois de analisar individualmente as etapas de fluidodinâmica e transferência de calor, a seguir será realizado um estudo do processo de secagem através da análise das

técnicas de medidas utilizadas para obtenção dos resultados experimentais e da comparação desses resultados com os principais modelos matemáticos unidimensionais encontrados na literatura e apresentados na Revisão Bibliográfica.

4.3.1 – EXPERIMENTAÇÃO

Os experimentos de secagem em leito pneumático visaram a obtenção de perfis experimentais de pressão, temperatura e umidade do gás e dos sólidos ao longo do comprimento do tubo de secagem. Não foram obtidos perfis experimentais de velocidades do gás e dos sólidos, uma vez que medidas locais dessas variáveis dificultariam ainda mais a realização dos experimentos. As medidas de velocidades foram determinadas indiretamente, através dos valores médios experimentais de vazão do gás e dos sólidos. A porosidade média do leito também foi determinada indiretamente através da Equação 3.7.

Todos os experimentos foram realizados mantendo-se a temperatura na saída do trocador de calor em torno de 140°C. A umidificação dos materiais utilizados foi realizada de acordo com a metodologia apresentada no item 3.1.2.

A utilização das partículas de alumina como um dos materiais a serem secos não trouxe problemas do ponto de vista experimental. Um dos cuidados tomados foi quanto à umidificação inicial do material, que variou entre 28 a 39% em base seca, aproximadamente. Sólidos umidificados acima deste percentual ocasionam problemas com relação ao escoamento através do alimentador de sólidos. O atrito sofrido pelas partículas ao longo do leito, apesar de existir, não

alterou significativamente a dimensão do material e nem prejudicou a realização dos ensaios.

Com relação às esferas de vidro, observou-se após testes iniciais que a umidade inicial dos sólidos ficou em média, em torno de 0,25% em base seca, uma vez que até este valor de umidade os sólidos escoavam normalmente através do alimentador. A umidificação das esferas de vidro foi realizada de modo que a película de água formada ao redor das partículas não causasse a aglomeração dos sólidos, possibilitando assim o escoamento contínuo do material.

Na Tabela 4.2 são mostrados os valores de pressão, temperaturas, umidades e vazões mássicas do gás e dos sólidos obtidos experimentalmente tanto para partículas de alumina como para esferas de vidro e também os valores de porosidade do leito. Foram realizados apenas alguns experimentos de secagem para os materiais analisados, uma vez que estes tinham por objetivo principal a verificação da qualidade da experimentação utilizada e também servir de testes para a simulação matemática adotada.

A determinação dos perfis axiais de temperatura dos sólidos pela técnica de calorimetria (caracterizado pelos pontos em negrito na Tabela 4.2), conforme discutido no item 4.2.1 da transferência de calor, não forneceu resultados satisfatórios devido, principalmente, ao tempo de coleta do material (esferas de vidro e partículas de alumina), o qual influencia em muito a determinação da temperatura dos sólidos por causa do grande tempo de exposição ao ar quente (como mostrado na Figura 4.35). Entretanto, para a determinação das temperaturas de entrada e saída dos sólidos, os coletores foram instalados em pontos próximos ao início da alimentação dos sólidos no leito e da saída para o

recipiente superior de sólidos, respectivamente, regiões essas com grande concentração de sólidos (porosidade próxima a 40%) e que por isso asseguravam rapidez no tempo de coleta (inferior a 10 segundos), garantindo assim medidas mais confiáveis. No caso das temperaturas de sólidos determinadas ao longo do leito, o tempo de coleta variou entre 02 e 05 minutos. A máxima temperatura de saída para as partículas de alumina foi de $32,9^{\circ}\text{C}$ na condição de menor vazão de sólidos e menor velocidade do ar (experimento n^o 5), e de $48,2^{\circ}\text{C}$ para esferas de vidro, constatando-se a possibilidade da secagem em leitos pneumáticos de materiais termicamente sensíveis ao calor.

Na Figura 4.35 é mostrada uma representação esquemática da operação de coleta de sólidos no leito pneumático.

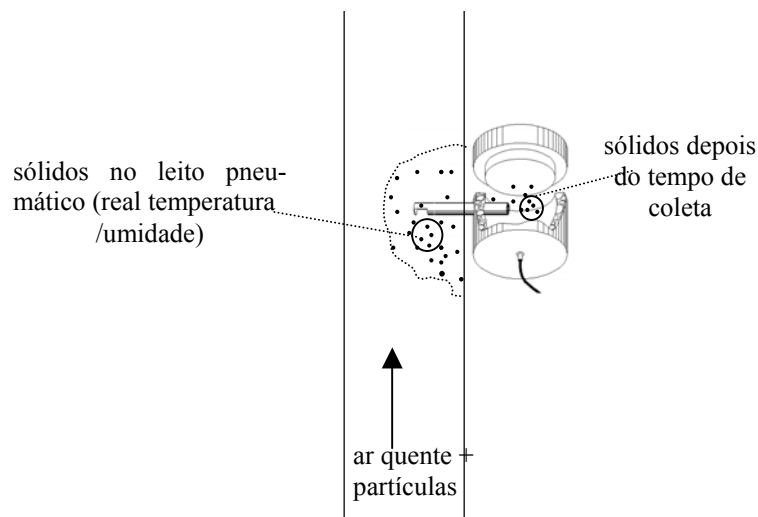


Figura 4.35 – Representação esquemática da coleta de sólidos em leito pneumático.

Tabela 4.2 – Resultados experimentais obtidos da secagem pneumática.

partículas de alumina – $d_p = 3,68\text{mm}$									
n^0 exp.	W_s (kg/s)	W_g (kg/s)	P (N/m ²)	T_g (°C)	T_s (°C)	X (kg/kg)	Y (kg/kg)	ε (--)	
1	0,036	0,045	1294,5	123,7					0,992
			1412,1	123,8	21,4	0,390			
			1294,5	119,9	39,7	0,361	0,037		
			1127,8	118,5	32,7	0,368	0,024		
			1010,1	115,8	32,7	0,368	0,034		
			755,1	108,2	32,0	0,360	0,019		
			568,8	103,9	30,8	0,361			
			294,2	98,8					
2	0,026	0,048	1323,9	125,7					0,994
			1461,2	126,0	22,2	0,365			
			1333,7	122,3	36,9	0,353	0,118		
			1157,2	122,2	34,8	0,339	0,018		
			1039,5	120,0	32,2	0,340	0,017		
			794,3	114,0	32,9	0,336	0,142		
			598,2	110,3	31,9	0,340			
			313,8	106,8					
3	0,023	0,044	1049,3	125,8					0,995
			1157,2	125,9	19,8	0,389			
			1059,1	123,7	43,9	0,346	0,014		
			912,0	122,1	36,9	0,346	0,015		
			813,9	120,6	35,2	0,347	0,019		
			598,2	114,7	34,1	0,351	0,063		
			451,1	111,1	30,8	0,363			
			245,2	107,6					
4	0,030	0,034	951,2	120,7					0,993
			990,5	119,3	22,2	0,354			
			921,8	115,1	36,4	0,342	0,010		
			804,1	111,0	32,2	0,336	0,010		
			735,5	106,9	31,0	0,328	0,015		
			559,0	96,9	31,7	0,327	0,028		
			402,1	88,3	31,2	0,331			
			225,5	81,5					
5	0,017	0,033	764,9	122,2					0,996
			774,7	120,9	21,8	0,317			
			725,7	117,9	38,5	0,290	0,008		
			627,6	115,5	35,9	0,291	0,014		
			568,8	113,0	32,0	0,290	0,019		
			460,9	105,4	39,0	0,287	0,028		
			333,4	99,9	32,9	0,286			
			196,1	94,5					

continuação da Tabela 4.2.

esferas de vidro – $d_p = 3,68\text{mm}$								
n^0 exp.	W_s (kg/s)	W_g (kg/s)	P (N/m ²)	T_g (°C)	T_s (°C)	X (kg /kg)	Y (kg /kg)	ε (--)
6	0,022	0,051	1372,9	126,5				
			1382,7	126,5	24,8			
			1323,9	124,1	62,1	0,006		
			1117,9	122,9	64,4	0,010	0,997	
			990,5	122,0	49,9	0,018		
			696,3	118,7	53,2	0,040		
			559,0	116,6	46,9			
			294,2	114,7				
7	0,047	0,050	1657,3	127,6				
			1637,7	127,2	27,5			
			1529,8	123,7	52,5	0,009		
			1294,5	121,6	46,4	0,012	0,994	
			1186,6	119,4	47,4	0,017		
			823,8	115,0	45,3	0,026		
			637,4	111,8	48,2			
			313,8	109,4				
8	0,037	0,046	1363,1	129,1				
			1382,7	128,8	24,3			
			1304,3	125,1	38,7	0,002		
			1108,1	123,2	47,6	0,009	0,995	
			970,8	120,9	45,7	0,017		
			725,7	115,9	39,0	0,056		
			529,6	112,3	45,5			
			284,4	109,6				

Os sólidos utilizados na determinação dos perfis de umidade ao longo do comprimento do leito (pontos em negrito na Tabela 4.2) foram retirados do escoamento pelos mesmos coletores utilizados para a determinação da temperatura dos sólidos e coletados num recipiente adiabático, sendo em seguida transferidos para placas de petri, pesados e colocados em estufa por 24 horas (conforme descrito no item 3.3.3). Da mesma forma que para a temperatura dos sólidos, o tempo de coleta de uma quantidade representativa de sólidos para determinação de sua umidade local variou entre 02 a 05 minutos, fazendo com que a transferência de massa (e calor) continuasse durante o período de coleta das

partículas e influenciasse significativamente nas medidas, uma vez que o processo de medida levou a um sólido mais seco do que aquele existente no início do sistema de medida, isto é, ainda no transporte pneumático (conforme pode ser observado no esquema apresentado na Figura 4.35). As amostras de sólidos para determinação da umidade inicial e final foram coletadas num período inferior a 10 segundos, o que embora ainda possa alterar a medida de umidade do sólido, certamente está muito mais próxima da real se comparado ao tempo de coleta de 02 a 05 minutos. Avaliando a secagem dos materiais testados verifica-se que para partículas de alumina houve uma diminuição de até aproximadamente 10% (experimento n^o 5) da umidade inicial das partículas ao percorrerem o leito de secagem. Por se tratar de um material poroso, o controle das variáveis de secagem, como velocidade e temperatura do ar e vazão de sólidos tende a ser importante para maior eficiência na retirada da umidade interna do material. Do ponto de vista operacional, o aumento do tempo de residência das partículas no leito, através da adaptação de um sistema de recirculação de sólidos ao leito (Korn e Nowak, 2000; Alvarez e Blasco, 1999) também poderia ser uma solução para aumento da eficiência do processo. Na secagem das esferas de vidro, caracterizada apenas pela retirada da umidade superficial dos sólidos, o teor de umidade inicial e final variaram, respectivamente, entre 0,25 a 0,03% na média. A mesma ordem de variação ocorreu para os resultados obtidos por Faria (1986) e para alguns obtidos por Rocha (1988).

O perfil de umidade do ar ao longo do comprimento do tubo de secagem foi determinado através do psicrômetro de dupla mecha (Figura 3.9) que foi desenvolvido por Faria (1986) para ser utilizado em testes de secagem onde a

temperatura do ar fosse superior a 100^oC. Alguns resultados obtidos para partículas de alumina (experimentos n^o 1 e 2) não apresentaram o resultado fisicamente esperado, ou seja, que o perfil de umidade do ar aumentasse ao longo do leito. Apesar da existência de um reservatório de suprimento de água com a finalidade de manter a mecha do termopar de bulbo úmido umedecida mesmo em altas temperaturas, a dinâmica do escoamento em leitos pneumáticos, principalmente para altas velocidades do gás, pode não ter garantido que a medida da temperatura de bulbo úmido fosse realizada no momento em que a transferência de calor do ar para a superfície da mecha úmida estivesse em equilíbrio com a taxa de calor latente perdido pela água evaporada da mecha, faltando assim uma das condições básicas para o uso desta técnica.

Face ao que foi discutido com relação à experimentação, constata-se que para estudos da secagem em leitos pneumáticos existe uma grande dificuldade em se determinar precisamente os valores de umidade do gás e dos sólidos e de temperatura dos sólidos, principalmente para condições de escoamento em regime diluído, o que pode explicar, em parte, a escassez de dados experimentais na literatura e a dificuldade em validar os modelos matemáticos desenvolvidos para secagem pneumática, utilizando dados experimentais e previsões de modelos.

4.3.2 – SIMULAÇÃO DOS MODELOS MATEMÁTICOS

Nesse item serão utilizados os modelos matemáticos de Rocha (1988) e Pelegrina e Crapiste (2001) apresentados no item 3.7, por serem considerados representativos do escoamento unidimensional, de terem sido aplicados na literatura (Levy e Borde, 2000), além de serem de resolução matemática mais

simples. Os modelos foram implementados através de uma programação desenvolvida em Matlab, para simular o processo de secagem em leito pneumático vertical a partir da verificação dos perfis axiais de pressão, velocidades, umidades e temperaturas do gás e dos sólidos, sob diferentes condições experimentais. A resolução das equações diferenciais que compõem os modelos foi realizada pelo método de Runge-Kutta, através da integração das variáveis em relação ao comprimento do tubo de secagem, a partir de condições iniciais definidas experimentalmente em $z = 0,0\text{m}$ (entrada do leito de secagem). Como não foram realizadas medidas locais de velocidades, os valores iniciais para as velocidades intersticiais do gás e dos sólidos foram determinados através dos dados de porosidade (Equação 3.7) e velocidades médias, estimadas a partir das vazões experimentais do gás e dos sólidos.

O Quadro 3.3 apresenta algumas equações auxiliares necessárias para a resolução dos modelos matemáticos. Basicamente são equações que definem as propriedades do gás, água e vapor d' água. Além dessas equações, ainda foram utilizadas correlações empíricas ou dados experimentais obtidos para esse trabalho, para a estimativa de parâmetros como o coeficiente de arraste, fator de atrito e coeficientes de transferência de calor e massa.

4.3.2.1 – MODELO DE ROCHA (1988)

O modelo de Rocha (1988) é composto por 8 equações diferenciais (vide Quadro 3.1), as quais permitem a análise do comportamento do leito de secagem pneumática através da obtenção de perfis axiais de pressão, porosidade, temperatura, umidade e velocidade do gás e dos sólidos.

A partir das análises realizadas entre o modelo de Rocha (1988) e os resultados experimentais da Tabela 4.2, observa-se que o modelo matemático não apresentou nenhuma restrição ou problema de convergência quanto às faixas de condições aplicadas na simulação. Porém como o modelo necessita de condições de entrada para iniciar a simulação, torna-se importante verificar a influência de algumas dessas variáveis sobre os perfis teóricos obtidos. Dentre as variáveis, foram analisadas a umidade do gás, uma vez que com a metodologia utilizada para sua determinação tornou-se difícil verificar a precisão experimental das medidas e os valores de velocidade intersticial do gás e dos sólidos e a porosidade do leito, as quais foram determinadas indiretamente.

Para partículas de alumina a análise foi realizada tomando-se como exemplo os resultados do experimento nº 5 e utilizando na determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido um valor médio para cada condição operacional, determinado através da correlação proposta nesse trabalho e baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) (Equação 4.8). Na Tabela 4.3 são apresentados os valores iniciais utilizados na verificação da influência das condições iniciais da umidade do gás, velocidade intersticial do gás e dos sólidos e porosidade sobre o comportamento da simulação. As condições iniciais que compõem o teste A foram as variáveis de entrada utilizadas na simulação do experimento nº 5. Para cada variável analisada, uma condição foi alterada, mantendo-se as demais constantes. Nos testes B e C foram testados diferentes valores iniciais de porosidade. Nos testes D e E variou-se os valores iniciais da velocidade do gás. Os testes F e G e os testes H e I referem-se,

respectivamente, às análises realizadas ao variar-se a velocidade inicial dos sólidos e a umidade inicial do gás.

Tabela 4.3 – Condições iniciais utilizadas para verificação da influência de Y , v , u e ε sobre o comportamento da simulação – partículas de alumina – experimento n^o5.

teste	ε (-)	v (m/s)	u (m/s)	P (N/m ²)	X (kg/kg)	Y (kg/kg)	T_s (°C)	T_g (°C)
A	0,996	1,13	17,93	764,92	0,3166	0,008	21,82	122,19
B	0,990*	1,13	17,93	764,92	0,3166	0,008	21,82	122,19
C	0,999*	1,13	17,93	764,92	0,3166	0,008	21,82	122,19
D	0,996	1,13	28,00*	764,92	0,3166	0,008	21,82	122,19
E	0,996	1,13	14,00*	764,92	0,3166	0,008	21,82	122,19
F	0,996	3,00*	17,93	764,92	0,3166	0,008	21,82	122,19
G	0,996	0,50*	17,93	764,92	0,3166	0,008	21,82	122,19
H	0,996	1,13	17,93	764,92	0,3166	0,100*	21,82	122,19
I	0,996	1,13	17,93	764,92	0,3166	0,080*	21,82	122,19

* valores que foram alterados

Na Figura 4.36 está mostrada a influência da porosidade inicial sobre os perfis axiais de pressão, umidade dos sólidos, temperatura do gás e dos sólidos. Para esta análise utilizou-se três valores de porosidade inicial: $\varepsilon_0=0,996$ (resultado obtido via Equação 3.7 para os dados do experimento n^o 5), $\varepsilon_0=0,990$ e $\varepsilon_0=0,999$. Estes dois últimos valores foram escolhidos uma vez que estudos anteriores (Narimatsu, 2000) determinaram que, para condições similares, a porosidade do leito pneumático encontrava-se na faixa de 0,990 a 0,999.

Analisando a referida figura observa-se que a influência do valor inicial da porosidade foi mais significativa sobre os perfis axiais de pressão. Quanto menor a porosidade do leito, mais inclinado torna-se o perfil axial de pressão, em função do aumento da contribuição da força peso e da concentração de partículas no escoamento. O melhor ajuste dos perfis teóricos com os dados experimentais de pressão foi obtido quando $\varepsilon=0,996$, garantindo que a determinação indireta da

porosidade do leito, através de equações de balanço de quantidade de movimento (Equação 3.7), fornece resultados satisfatórios. Apesar de existir uma certa influência da variação da porosidade inicial sobre a umidade dos sólidos e temperatura do gás e dos sólidos, do ponto de vista qualitativo, o comportamento dos perfis axiais não foi afetado. Quantitativamente, os perfis teóricos continuaram subestimando os valores experimentais.

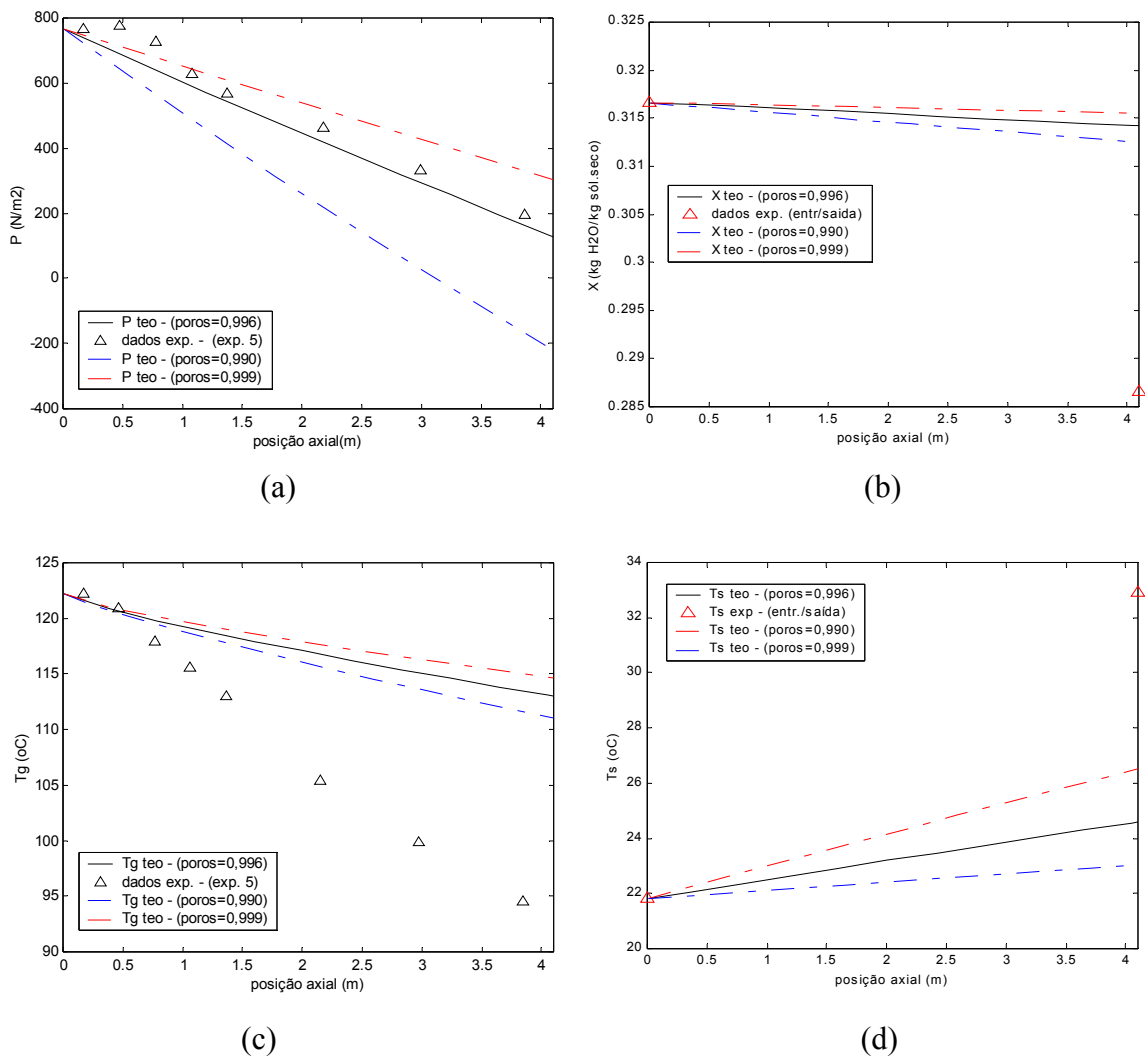


Figura 4.36 – Influência do valor inicial da porosidade sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento nº 5 – Equação 4.8 – partículas de alumina: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos.

Na Figura 4.37 é mostrada a influência do valor inicial da velocidade do gás sobre o comportamento das variáveis de pressão, umidade dos sólidos e temperatura do gás e dos sólidos ao longo do tubo de secagem. Os valores de $u_0=28,00\text{m/s}$ e $u_0=14,00\text{m/s}$ foram tomados considerando a vazão máxima de ar fornecida pelo soprador e a mínima vazão para que ainda ocorresse o transporte das partículas de alumina, respectivamente.

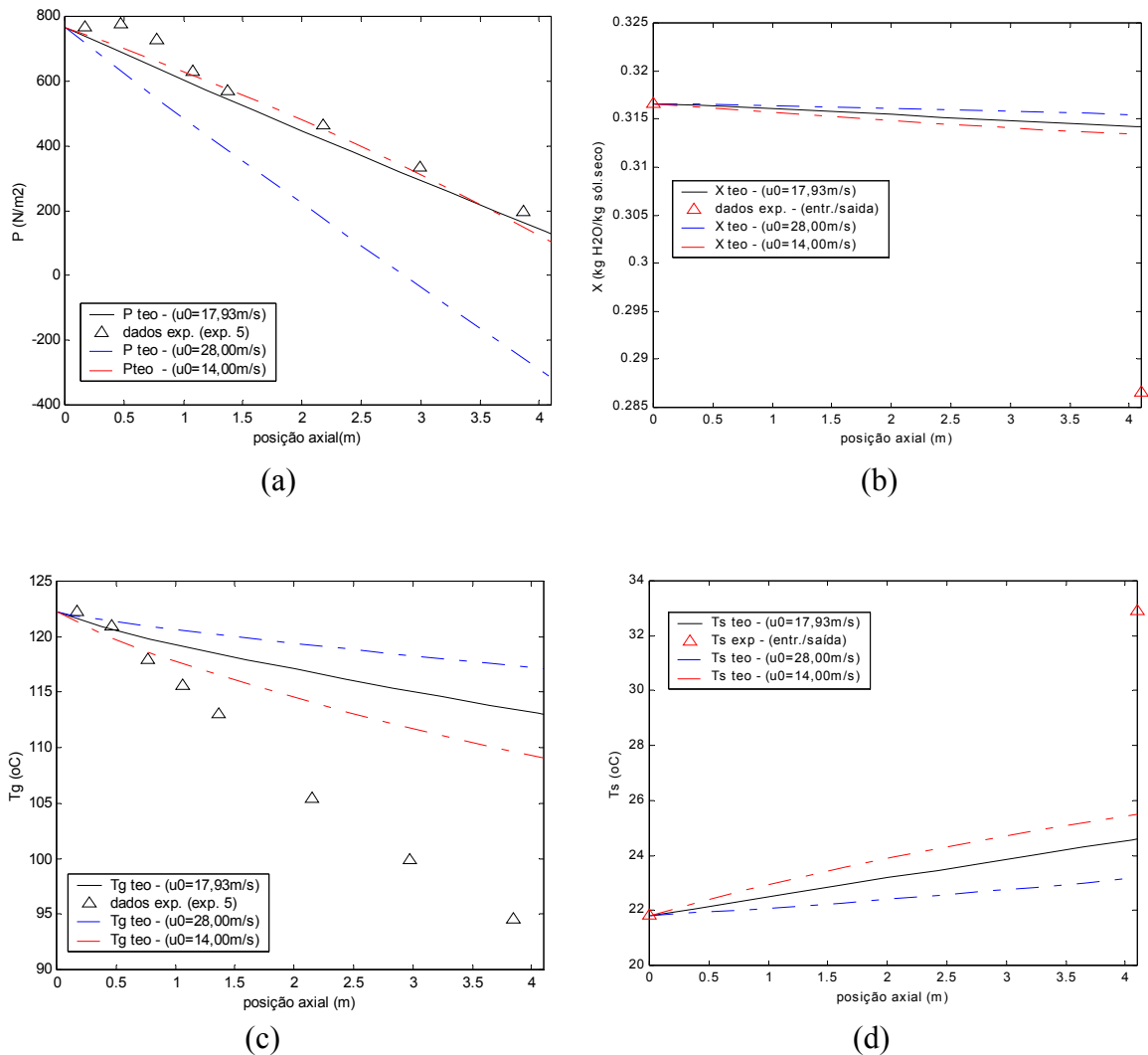


Figura 4.37 – Influência do valor da velocidade de entrada do gás sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento n^o 5 – Equação 4.8 – partículas de alumina: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos.

Analisando essa figura observa-se que os perfis axiais de pressão são bastante influenciados pelo aumento da velocidade do gás e conseqüentemente pelo aumento do atrito fluido-parede do leito. Uma vez que o modelo não prevê o comportamento da região de entrada, observa-se novamente que ocorre uma boa concordância entre os dados de pressão experimentais e os obtidos via simulação do modelo matemático. Com relação a Figura 4.37 (c) verifica-se que aumentando a velocidade inicial do gás, ocorre um aumento nos valores de temperatura do gás ao longo do leito, uma vez que quanto maior a velocidade do gás menor o tempo de residência das partículas no secador, diminuindo a transferência de calor do gás para os sólidos e conseqüentemente a perda de umidade dos sólidos no processo (Figura 4.37 – b). Ao contrário, diminuindo a velocidade do gás, o tempo de residência é maior e conseqüentemente maior a temperatura dos sólidos na saída do leito, conforme pode-se observar na Figura 4.37 (d).

Na Figura 4.38 é avaliada a influência do valor da velocidade inicial dos sólidos sobre o comportamento dos perfis de pressão, perfis de umidade dos sólidos e perfis de temperatura do gás e dos sólidos. O valor de $v_0=3,00\text{m/s}$ foi considerado a partir da máxima vazão de sólidos estipulada nos ensaios de transferência de calor para partículas de alumina. O valor de $v_0=0,50\text{m/s}$ foi tomado aleatoriamente.

Analisando essa figura observa-se que a velocidade inicial dos sólidos, como uma das condições iniciais para simulação do modelo matemático quase não exerce influência sobre o comportamento dos perfis axiais de pressão, perfis de umidade e temperatura dos sólidos. Independentemente do valor inicial de velocidade dos sólidos utilizado, a previsão do modelo é satisfatória apenas para

os perfis axiais de pressão. Para velocidades dos sólidos mais elevadas, verifica-se uma variação mais significativa para o perfil de temperatura do gás, uma vez que quanto maior a velocidade dos sólidos, maior a vazão de sólidos e conseqüentemente maior a área de troca térmica entre o gás e os sólidos.

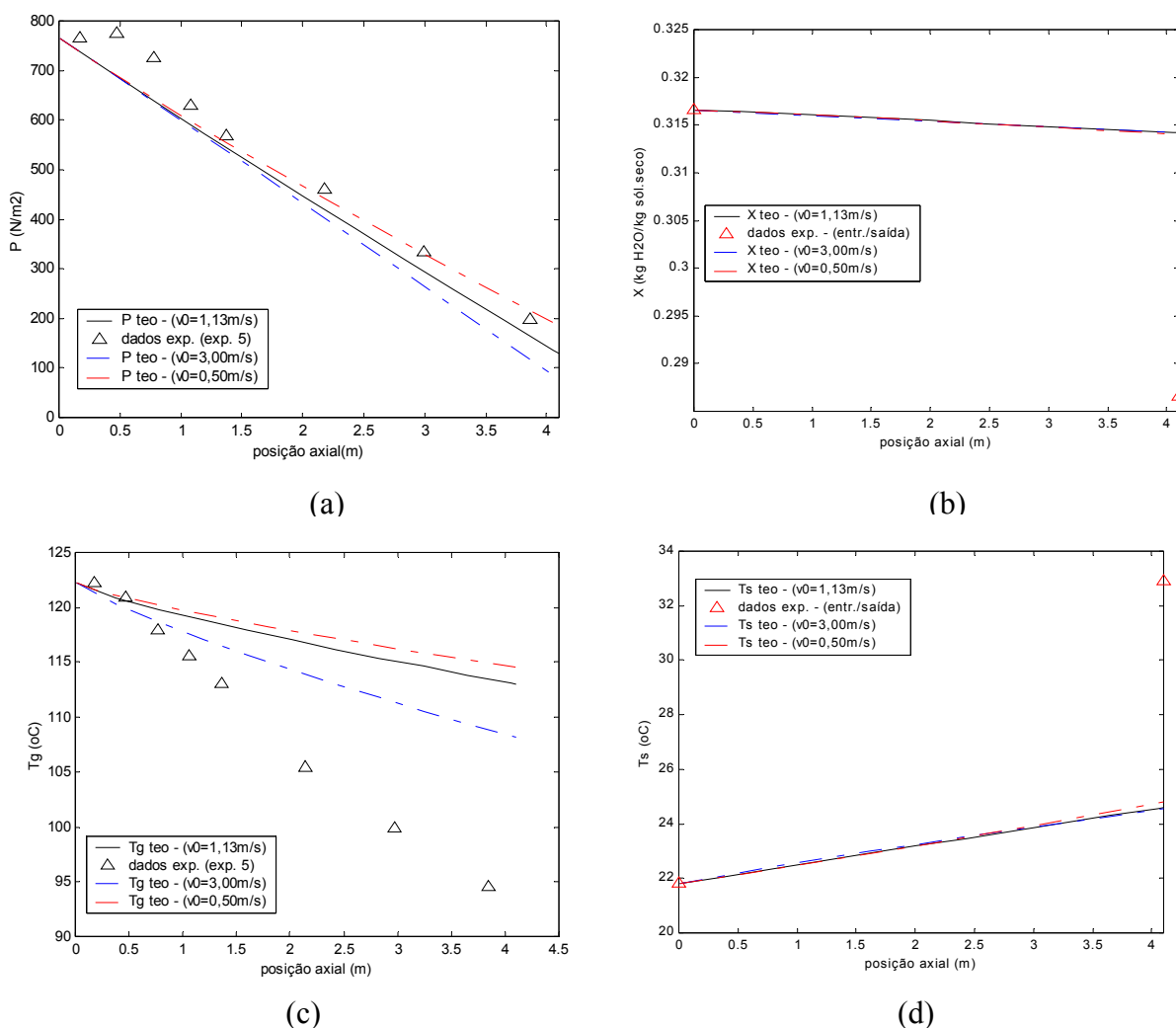


Figura 4.38 – Influência do valor da velocidade de entrada dos sólidos sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento n° 5 – Equação 4.8 – partículas de alumina: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos.

Na Figura 4.39 é apresentada a influência da umidade inicial do ar sobre o comportamento dos perfis de pressão, umidade dos sólidos, temperatura do gás e dos sólidos. Os valores iniciais de umidade do gás foram tomados de maneira aleatória, de modo que superestimassem ou subestimassem os valores obtidos experimentalmente.

Das variáveis utilizadas como condição inicial do modelo, a umidade do gás foi a que gerou maiores dúvidas, já que para as condições desse trabalho sua precisão foi questionada. No entanto, avaliando o comportamento das variáveis de pressão e temperatura do gás e dos sólidos, na Figura 4.39, observa-se que independentemente da condição inicial utilizada, não há alterações do comportamento dos perfis ao longo do leito. O perfil de umidade dos sólidos (Figura 4.39 – c) é o mais sensível à variação da umidade inicial do gás, porém fisicamente não apresentou o comportamento esperado, principalmente para as duas condições iniciais impostas ($Y_0=0,100$ e $0,080$ kg de H_2O /kg ar seco), já que a umidade dos sólidos aumenta ao longo do leito. A condição inicial obtida através do experimento n^o 5 ($Y_0=0,008$ kg de H_2O /kg ar seco), mesmo não concordando com os dados experimentais, é a que apresenta o melhor comportamento com relação ao perfil de umidade dos sólidos. Da mesma forma que a Figura 4.38, independentemente do valor inicial utilizado, a previsão do modelo foi satisfatória apenas para os perfis axiais de pressão.

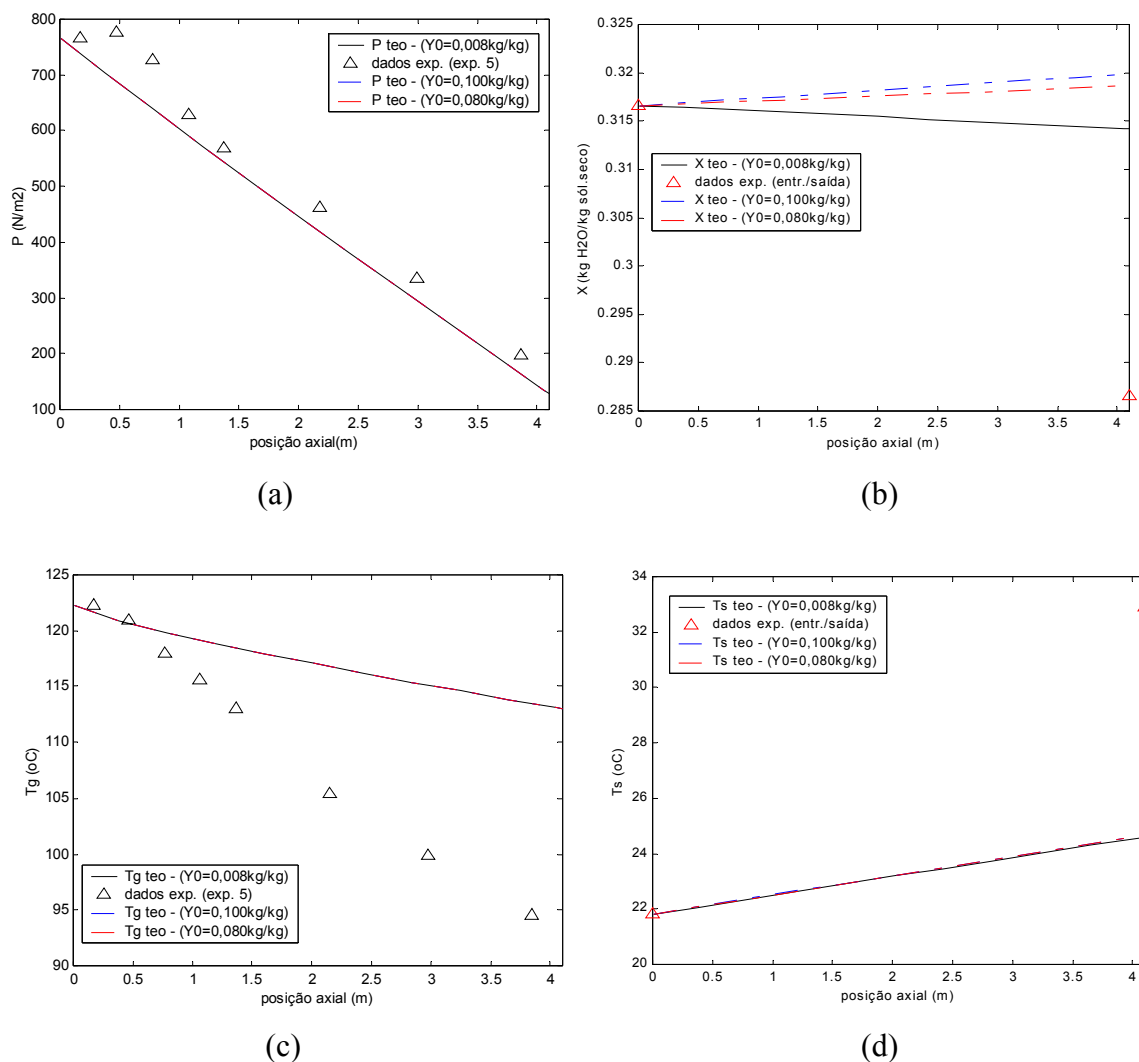


Figura 4.39 – Influência do valor de umidade de entrada do gás sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento n° 5 – Equação 4.8 – partículas de alumina: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos.

A mesma análise foi realizada para esferas de vidro, utilizando os dados do experimento n° 6 e a correlação obtida nesse trabalho e baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) (Equação 4.7) para a determinação do coeficiente de transferência de calor. As figuras com os resultados para esferas de vidro encontram-se no Anexo E.

Das análises realizadas anteriormente, verifica-se que a variação das condições iniciais (Y_0 , v_0 , u_0 e ε_0) não alteraram de maneira significativa os resultados da simulação e desta forma não lhes pode ser atribuída a responsabilidade pelas discrepâncias verificadas entre os dados experimentais e teóricos de temperatura do gás e dos sólidos e de umidade dos sólidos. Durante os testes com o modelo de Rocha (1988) observou-se, entretanto, que a correlação utilizada para estimativa do coeficiente de transferência de calor gás-sólido exercia grande influência sobre os valores das variáveis analisadas na simulação matemática. Nas Figuras 4.40 a 4.44 são feitas comparações entre os resultados experimentais obtidos para partículas de alumina (experimento n° 5) e os obtidos via simulação do modelo, utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. Para os valores experimentais de temperatura e umidade foram utilizados somente os valores de entrada e saída, uma vez que os perfis já foram analisados e constatou-se que a qualidade dos dados intermediários entre a entrada e a saída, foram comprometidos pelo tempo necessário para cada medição.

As correlações de Debrand (1974) (Equação 2.106) e Frantz (1962) (Equação 2.103) forneceram resultados superestimados para o coeficiente de transferência de calor, da ordem de 10^4 , e por isso foram excluídas das análises realizadas. As correlações de Ranz e Marshall (1952) (Equação 2.102), Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) (Equação 2.107), Chukhanov (1971) (Equação 2.104) e Weber (1973) (Equação 2.105) apresentaram perfis axiais semelhantes e da mesma ordem de grandeza ao da Equação 4.8 e apenas para facilitar a

visualização das curvas também foram excluídas das análises nas Figuras 4.40 a 4.44.

Comparando os resultados experimentais obtidos para partículas de alumina (experimento n°5) e os preditos pelo modelo observa-se que os melhores resultados para a estimativa dos perfis de temperatura do gás e valores de saída de umidade do gás e dos sólidos foram obtidos quando utilizada a correlação de Baeyens *et al.* (1995) (Equação 2.114) para a determinação do coeficiente de transferência de calor, conforme observado nas Figuras 4.40, 4.42 e 4.43. O desvio médio relativo dos resultados teóricos em relação ao valor experimental de saída é de 31% para a umidade do gás e de 2,5% para a umidade dos sólidos. Com relação ao perfil de pressão, obteve-se uma boa concordância entre os resultados experimentais e preditos (Figura 4.44) independentemente da correlação de coeficiente de transferência de calor utilizada, uma vez que estas não exercem influência sobre as equações diferenciais que compõem os balanços de quantidade de movimento utilizado no modelo de Rocha (1988).

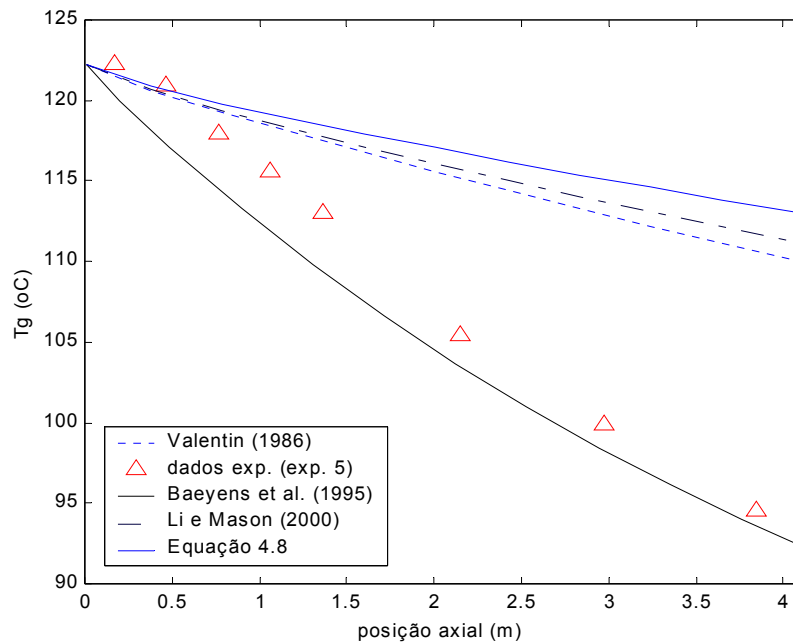


Figura 4.40 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura do gás obtidos para partículas de alumina (experimento nº 5) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

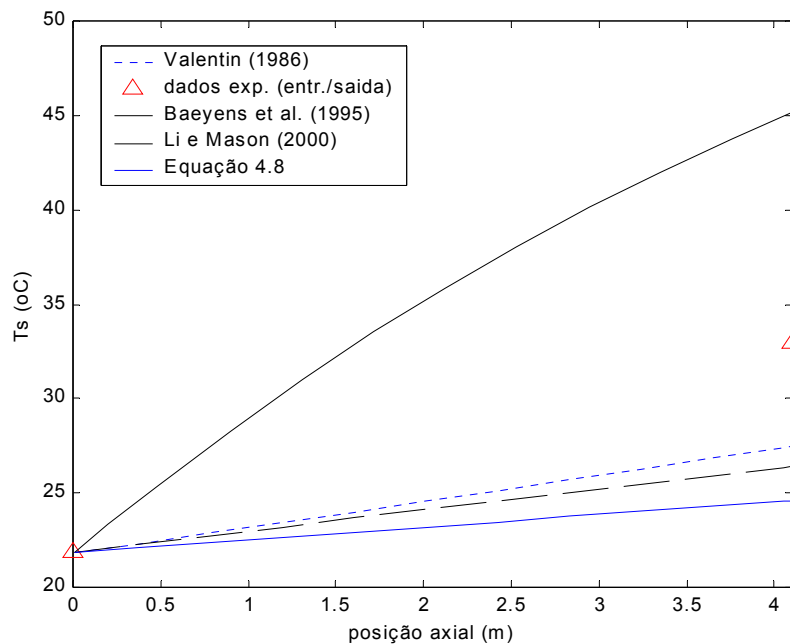


Figura 4.41 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura dos sólidos obtidos para partículas de alumina (experimento nº 5) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

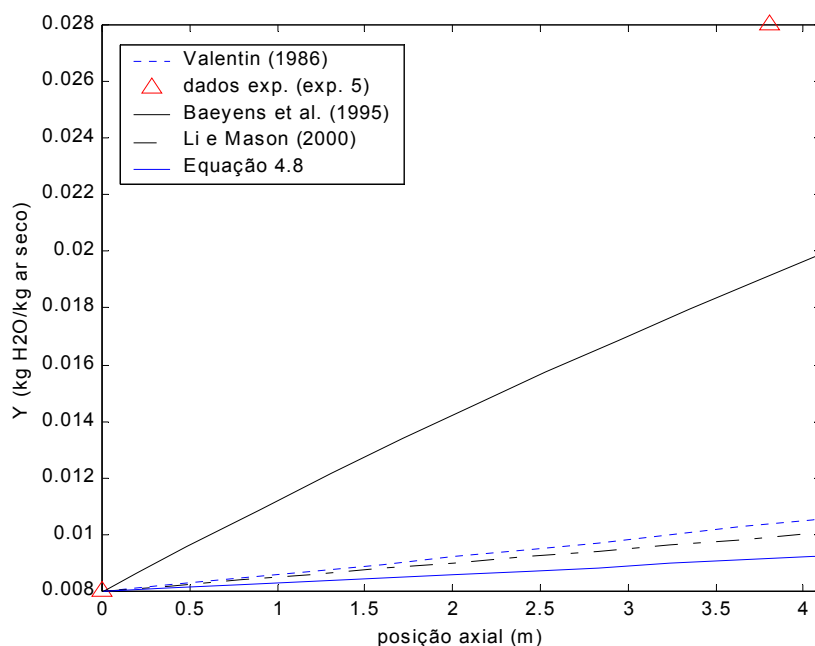


Figura 4.42 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade do gás obtidos para partículas de alumina (experimento n° 5) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

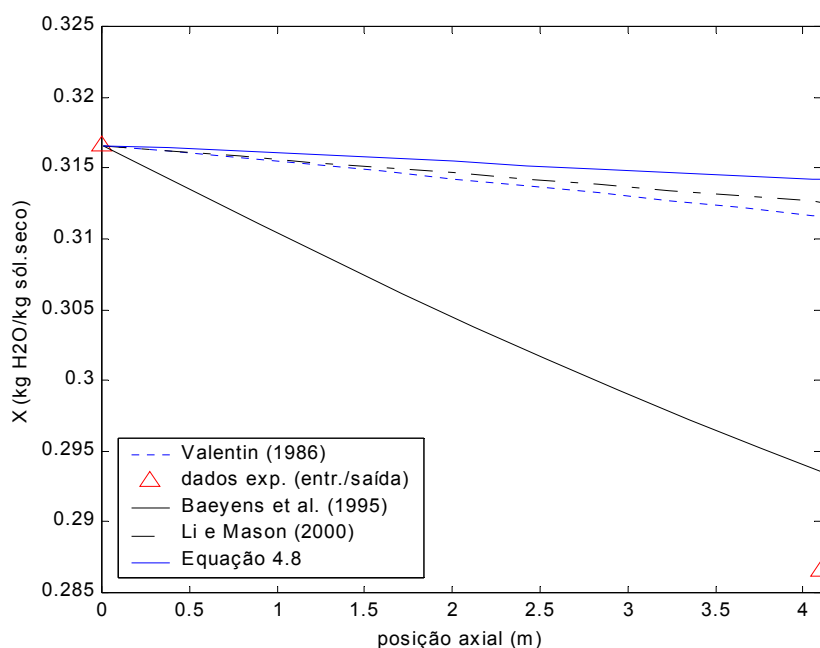


Figura 4.43 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade dos sólidos obtidos para partículas de alumina (experimento n° 5) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

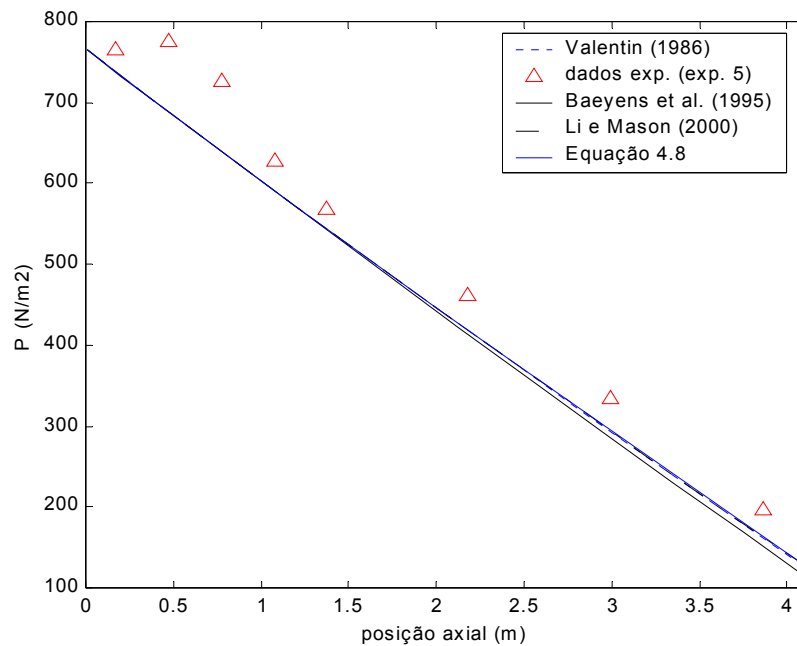


Figura 4.44 – Comparações entre os resultados experimentais de pressão obtidos para partículas de alumina (experimento n° 5) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

Nas Figuras 4.45 a 4.49 são feitas comparações entre os resultados experimentais obtidos para esferas de vidro (experimento n° 6) e os obtidos via simulação do modelo, utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor. As correlações de Ranz e Marshall (1952) (Equação 2.102), Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) (Equação 2.107), Chukhanov (1971) (Equação 2.104) e Weber (1973) (Equação 2.105) apresentaram comportamentos semelhantes ao da Equação 4.7 na representação dos perfis axiais teóricos, e para facilitar a visualização e a comparação com as demais correlações, foram excluídas das Figuras 4.45 a 4.49.

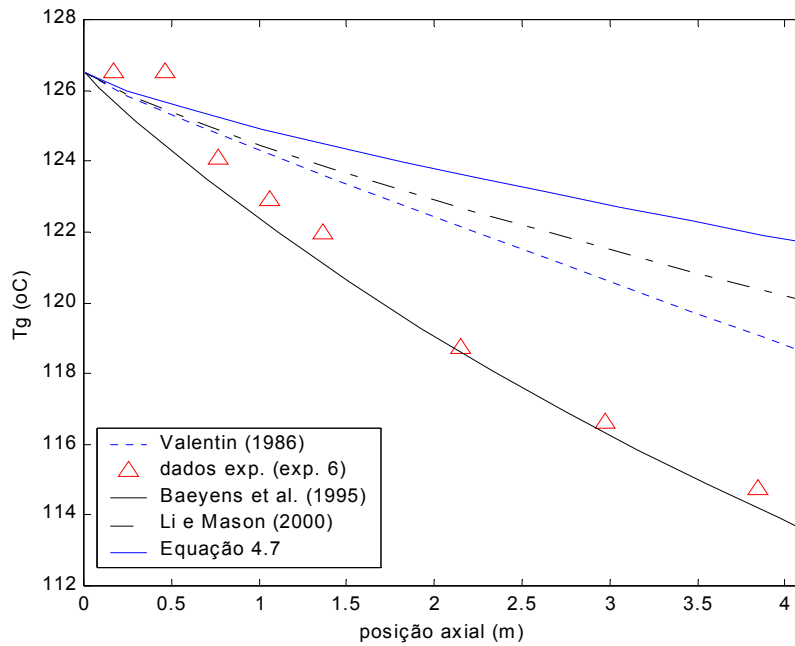


Figura 4.45 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura do gás obtidos para esferas de vidro (experimento n° 6) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

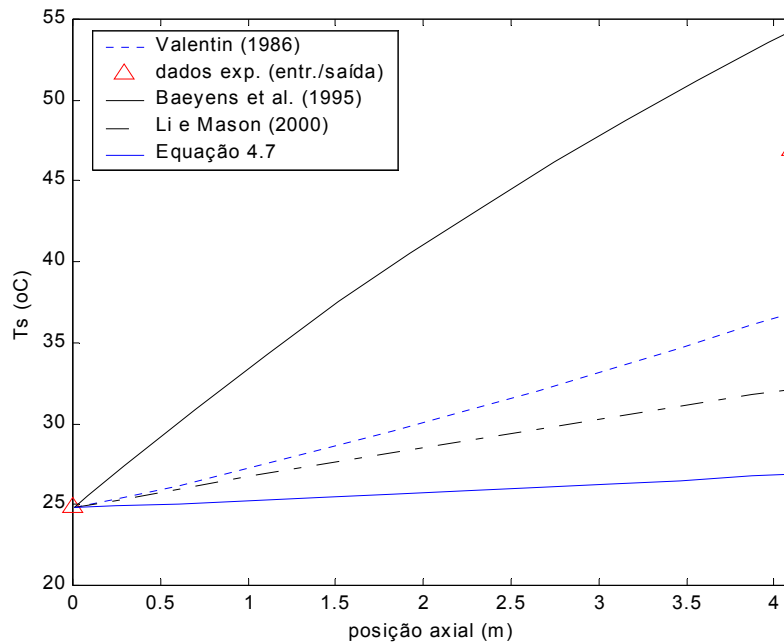


Figura 4.46 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura dos sólidos obtidos para esferas de vidro (experimento n° 6) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

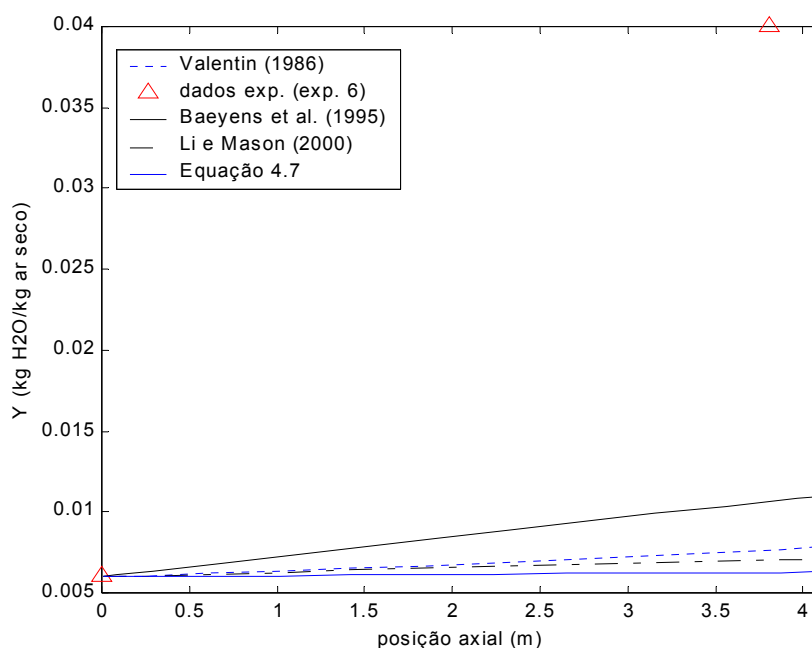


Figura 4.47 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade do gás obtidos para esferas de vidro (experimento n^o 6) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

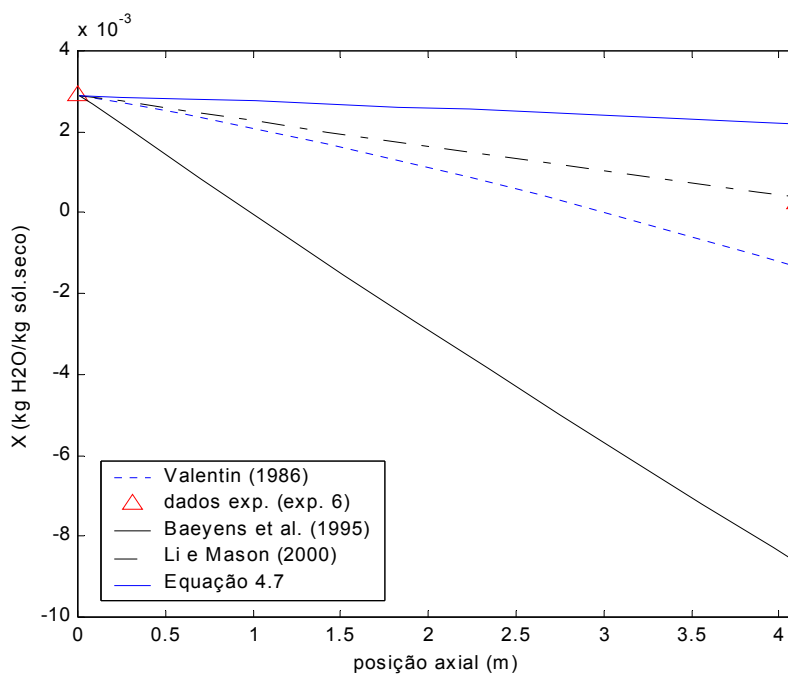


Figura 4.48 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade dos sólidos obtidos para esferas de vidro (experimento n^o 6) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

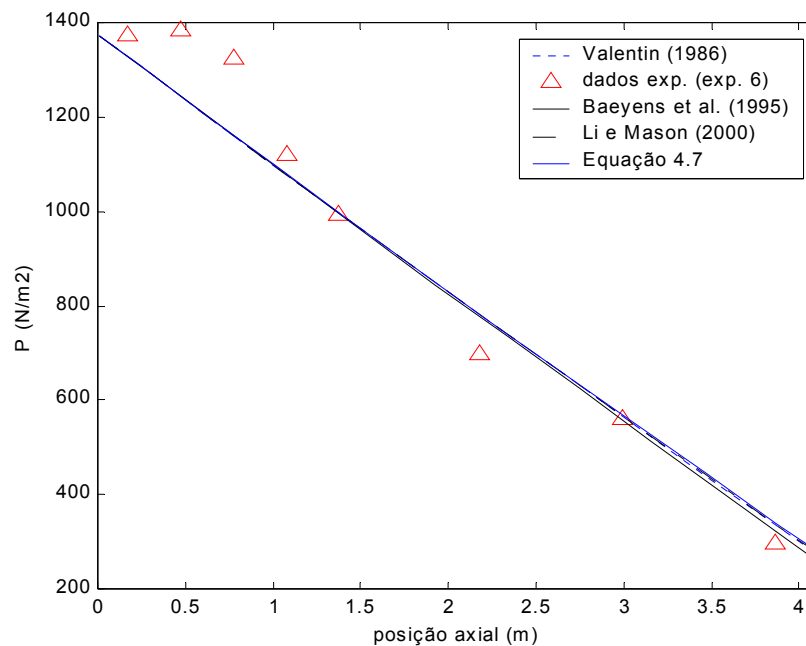


Figura 4.49 – Comparações entre os resultados experimentais de pressão obtidos para esferas de vidro (experimento n^o 6) e os obtidos via simulação do modelo de Rocha (1988), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

Analisando as Figuras 4.45 e 4.49 observa-se que a correlação de Baeyens *et al.* (1995) (Equação 2.114) é a que melhor prevê o perfil teórico de temperatura do gás e a temperatura de saída dos sólidos ao longo do tubo de secagem, apresentando em relação à temperatura experimental de saída dos sólidos um desvio relativo médio de 15,7%. Segundo Levy e Borde (2000) esta correlação é capaz de prever melhor os perfis de temperatura devido ao fato de ter sido desenvolvida para transferência de calor e não para transferência de massa. A correlação de Li e Mason (2000) (Equação 2.115) é a que melhor estima a umidade de saída dos sólidos. Também para esferas de vidro, houve uma concordância entre os resultados experimentais e teóricos de pressão para todas correlações analisadas, conforme Figura 4.49.

Das análises realizadas verifica-se que simulações oriundas das equações de balanço de energia e massa, do modelo de Rocha (1988), são bastante dependentes da correlação utilizada para estimar o coeficiente de transferência de calor. Nenhuma das correlações propostas nos Quadros 2.5 e 4.2 conseguiu representar o comportamento de todas as variáveis estudadas ao longo do leito de secagem. A correlação de Baeyens *et al.* (1995) (Equação 2.114), descrita apenas como função de Re_p é a que, de um modo geral, fornece as melhores estimativas para predição das variáveis de secagem e, depois das correlações de Frantz (1962) (Equação 2.103) e Debrand (1974) (Equação 2.106), é a que apresenta os maiores valores de Nu_p (aproximadamente quatro vezes maior que a Equação 2.115). Fisicamente, como o modelo de Rocha (1988) está fundamentado nas hipóteses de que os materiais são não higroscópicos (água pode estar relativamente livre) e que devido ao baixo tempo de residência das partículas no leito, ocorre a remoção superficial da umidade da partícula, era de se esperar que para a secagem de partículas de alumina (material higroscópico, onde a água está ligada à sua estrutura), altos coeficientes de transferência de calor (e conseqüentemente de massa), fossem necessários para facilitar a convecção na superfície saturada do material. Na secagem de esferas de vidro, onde apenas uma fina película de água envolvia a partícula úmida, uma quantidade menor de energia para transferência de calor e massa se fez necessária, e por isso a correlação de Baeyens *et al.* (1995) superestimou o processo de retirada de umidade dos sólidos, chegando inclusive a valores inconsistentes fisicamente (negativos). A correlação de Li e Mason (2000) (Equação 2.115) foi a que melhor reproduziu os perfis de umidade de esferas de vidro ao longo do leito.

Comparando os resultados experimentais (Tabela 4.2) e os obtidos via simulação do modelo matemático de Rocha (1988), observa-se que independentemente do tipo de material testado e das correlações utilizadas para a estimativa do coeficiente de transferência de calor, o modelo representou adequadamente, em todas as situações, apenas os perfis axiais de pressão.

4.3.2.2- MODELO DE PELEGRINA E CRAPISTE (2001)

O modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) é composto por 6 equações diferenciais (vide Quadro 3.2) as quais permitem a análise do processo de secagem através da obtenção de perfis de velocidade, umidade e temperatura para o gás e os sólidos ao longo do leito.

Para as condições experimentais apresentadas na Tabela 4.2 observa-se que o comportamento dos perfis de velocidade do gás e dos sólidos é fortemente dependente do valor do gradiente de pressão utilizado. Como o modelo não prevê o comportamento dos dados de pressão ao longo do leito, para cada experimento, o gradiente de pressão foi obtido tomando-se a tangente dos perfis axiais de pressão estática, para a região não acelerada.

Para analisar o comportamento do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) frente aos ensaios de secagem realizados, nas Figuras 4.50 a 4.53 estão mostradas comparações entre os resultados experimentais e os obtidos via simulação do modelo para as variáveis de temperatura e umidade do gás e dos sólidos, para os experimentos realizados com partículas de alumina e esferas de vidro. Nestas análises foram utilizadas as correlações baseadas nos trabalhos de Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) (Equações 4.7 e 4.8) para a

determinação do coeficiente de transferência de calor para esferas de vidro e partículas de alumina, respectivamente.

Analisando as Figuras 4.50 e 4.52 observa-se que há uma razoável concordância entre os perfis experimentais e teóricos de temperatura do gás, tanto na secagem de partículas de alumina como de esferas de vidro. Da mesma forma, os valores de entrada e saída de temperatura dos sólidos também concordam satisfatoriamente com os resultados preditos pelo modelo. Para os valores de umidade dos sólidos (Figuras 4.51 e 4.53) observa-se que no caso de partículas de alumina, a comparação entre os dados experimentais e teóricos de umidade dos sólidos para a entrada e saída do leito apresentam resultados satisfatórios, com um desvio relativo médio em relação à umidade de saída experimental inferior à 2,0%. Entretanto, para esferas de vidro os resultados preditos pelo modelo superestimam a perda de umidade ao longo da secagem, produzindo inclusive resultados negativos para umidade dos sólidos. Uma razão para tal comportamento pode ser o fato de que o modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) ter sido desenvolvido com base na hipótese da secagem de materiais higroscópicos. Com relação à umidade do gás, para partículas de alumina, os perfis simulados pelo modelo respondem qualitativamente ao comportamento esperado, apesar de apresentarem um desvio relativo médio em relação à umidade experimental do gás na saída do leito de aproximadamente 16%. Para esferas de vidro, o perfil axial teórico de umidade do gás subestima o valor experimental obtido próximo à saída do leito, quase não respondendo ao comportamento experimental esperado, uma vez que a umidade retirada dos sólidos deveria ter sido transferida para o gás.

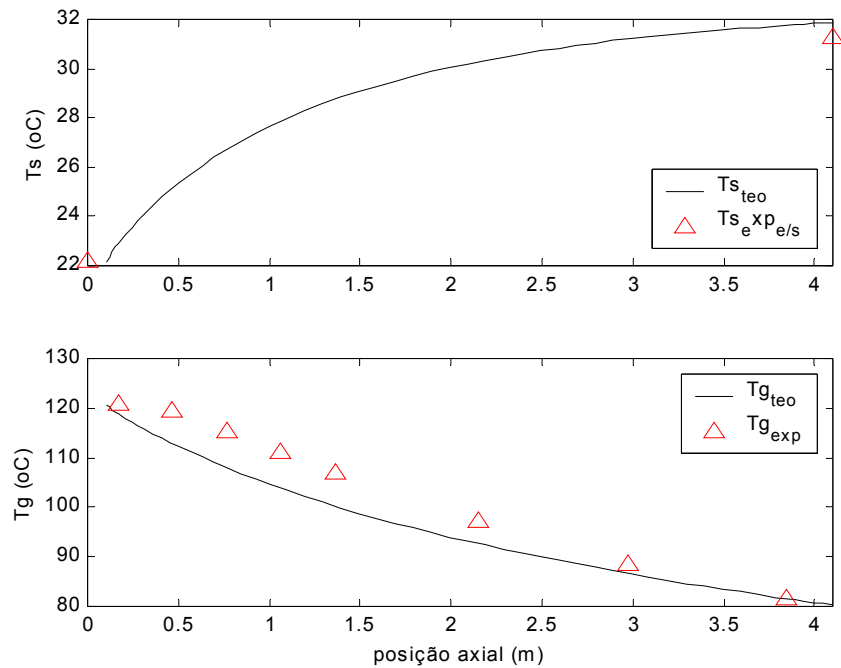


Figura 4.50 – Comparações entre os valores experimentais de temperatura dos sólidos e do gás e os preditos pela simulação matemática do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) – partículas de alumina – experimento n° 4 – Equação 4.8.

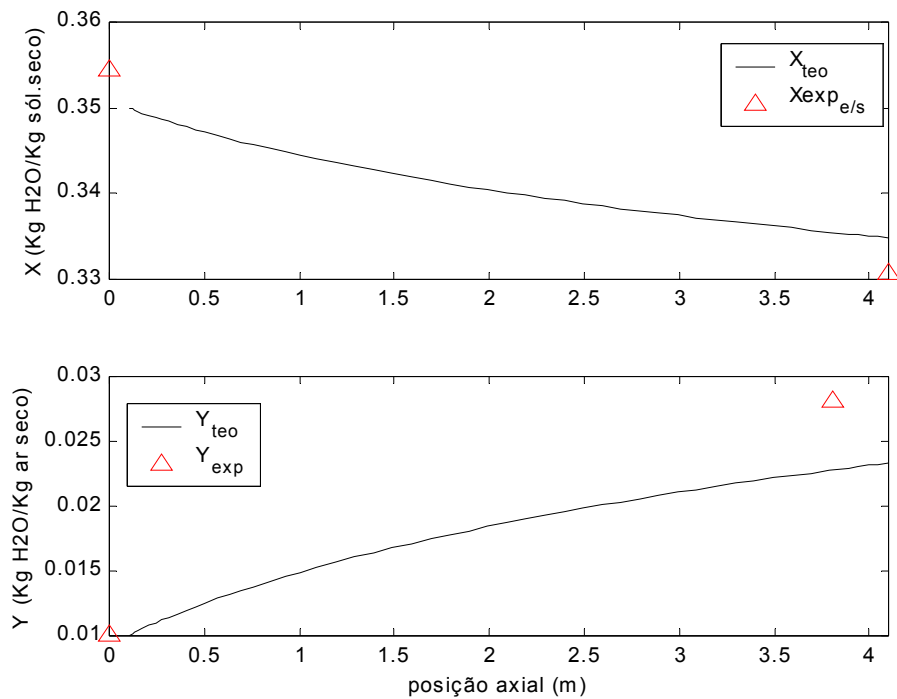


Figura 4.51 – Comparações entre os valores experimentais de umidade dos sólidos e do gás e os preditos pela simulação matemática do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) – partículas de alumina – experimento n° 4 – Equação 4.8.

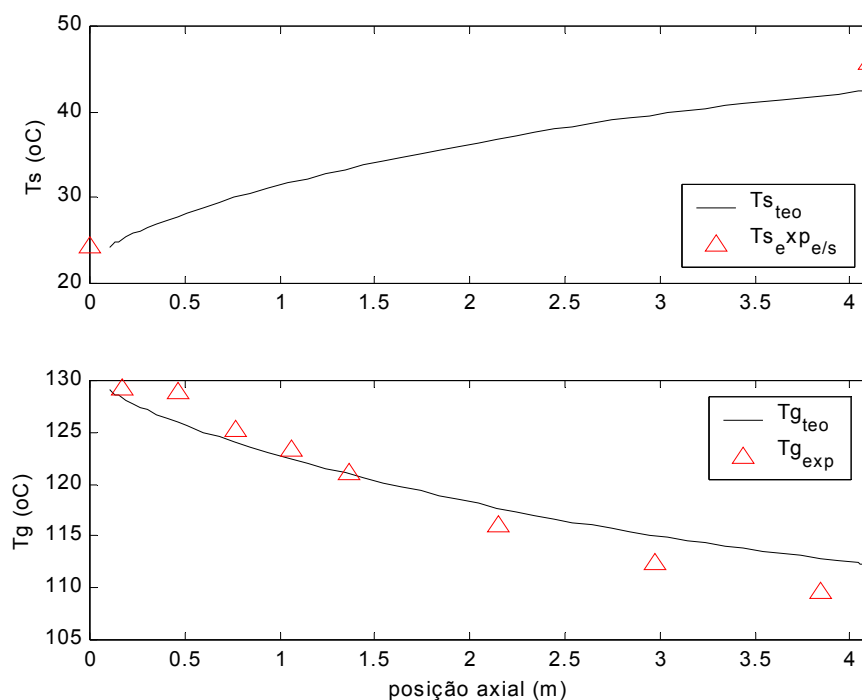


Figura 4.52 – Comparações entre os valores experimentais de temperatura dos sólidos e do gás e os preditos pela simulação matemática do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) – esferas de vidro – experimento n° 8 – Equação 4.7.

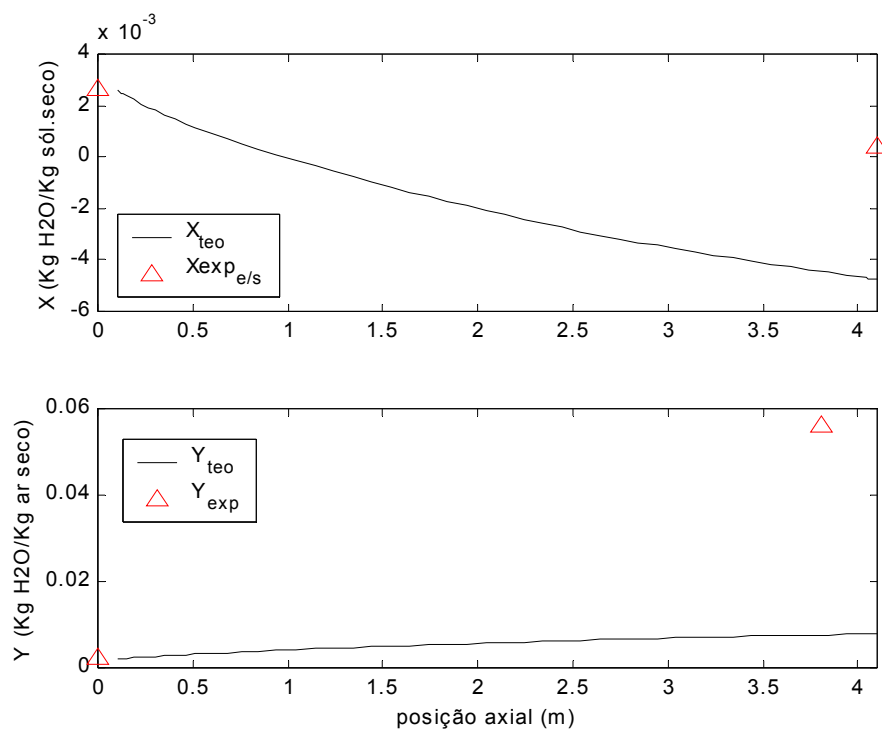


Figura 4.53 – Comparações entre os valores experimentais de umidade dos sólidos e do gás e os preditos pela simulação matemática do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) – esferas de vidro – experimento n° 8 – Equação 4.7.

Para analisar a influência do comportamento do coeficiente de transferência de calor sobre os resultados da simulação matemática do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) foram comparados os valores experimentais de temperatura e umidade do gás e dos sólidos e os valores obtidos via simulação do modelo, utilizando diferentes correlações para a determinação do coeficiente de transferência de calor. Análises iniciais mostraram que as correlações de Debrand (1974) (Equação 2.106) e Frantz (1962) (Equação 2.103) forneciam resultados superestimados para o coeficiente de transferência de calor, da ordem de 10^4 , e por isso foram excluídas das comparações realizadas. A correlação de Baeyens *et al.* (1995) (Equação 2.114) também apresentou perfis teóricos bem discrepantes quando comparados com as demais correlações, e por isso também foi excluída da análise.

Analisando as Figuras 4.54 a 4.61 observa-se que nenhuma das correlações utilizadas conseguiu prever o comportamento de todas as variáveis envolvidas no processo de secagem. Da mesma maneira que o modelo de Rocha (1988), observa-se que os perfis teóricos preditos pelo modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) são bastante dependentes das correlações para determinação do coeficiente de transferência de calor. Para os experimentos com partículas de alumina, há uma boa concordância entre o perfil teórico de umidade do gás em relação ao valor experimental de saída quando utilizadas as correlações de Li e Mason (2000) (Equação 2.115) e Valentin (1986) (Equação 2.110). Para esferas de vidro (Figura 4.58) os perfis teóricos de umidade do gás são bastante discrepantes do valor experimental de umidade do gás obtido próximo à saída do leito de secagem. As correlações de Weber (1973) e Chukhanov (1971), quando utilizadas para

determinação do coeficiente de transferência de calor, forneceram resultados satisfatórios para o perfil de umidade das partículas de alumina, uma vez que o desvio relativo médio foi inferior a 1% em relação à umidade dos sólidos experimental determinada ao final do processo de secagem. Nenhuma das correlações conseguiu prever adequadamente os perfis teóricos de umidade para esferas de vidro, uma vez que em todas as análises esse resultados foram superestimados em relação à umidade final do vidro obtida experimentalmente. Com relação à temperatura do gás e dos sólidos, a correlação de Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) (Equação 2.107) foi a que melhor representou o comportamento experimental das temperaturas das partículas de alumina ao longo do leito. Para esferas de vidro a correlação de Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) e a Equação 4.7 forneceram boas estimativas para os dados de temperatura do gás até a distância de 1,5m do secador. A partir desta região, foi a correlação de Weber (1973) (Equação 2.105) que permitiu o melhor ajuste entre as temperaturas experimentais do gás e as preditas pelo modelo. A correlação de Weber (1973) junto com a correlação de Ranz e Marshall (1952) foram as que proporcionaram os menores desvios relativos médios de temperatura teórica para esferas de vidro em relação à temperatura experimental, medida na saída do leito de secagem.

Analisando os resultados obtidos na simulação matemática do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) constata-se que o mesmo foi capaz de prever satisfatoriamente o comportamento da secagem de partículas de alumina num leito pneumático. Para esferas de vidro, o modelo foi deficiente na determinação de alguns perfis (principalmente de umidade dos sólidos), isto em parte pode ser explicado pelas hipóteses utilizadas no desenvolvimento dessa

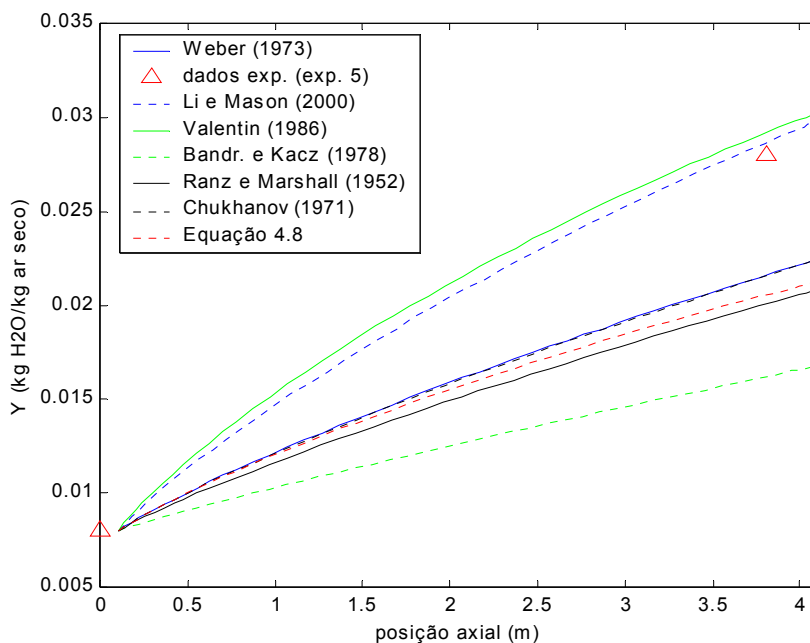


Figura 4.54 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade do gás obtidos para partículas de alumina (experimento n^o 5) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

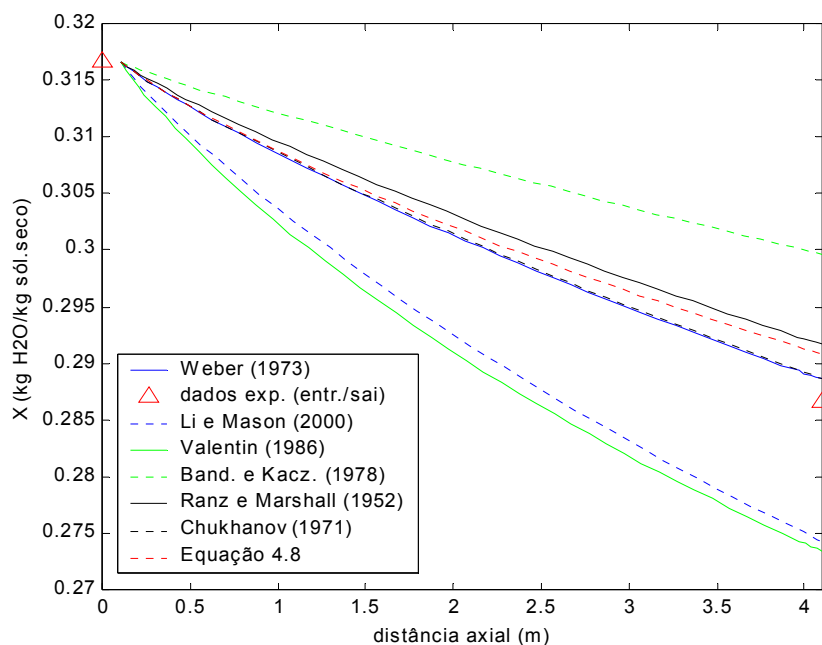


Figura 4.55 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade dos sólidos obtidos para partículas de alumina (experimento n^o 5) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

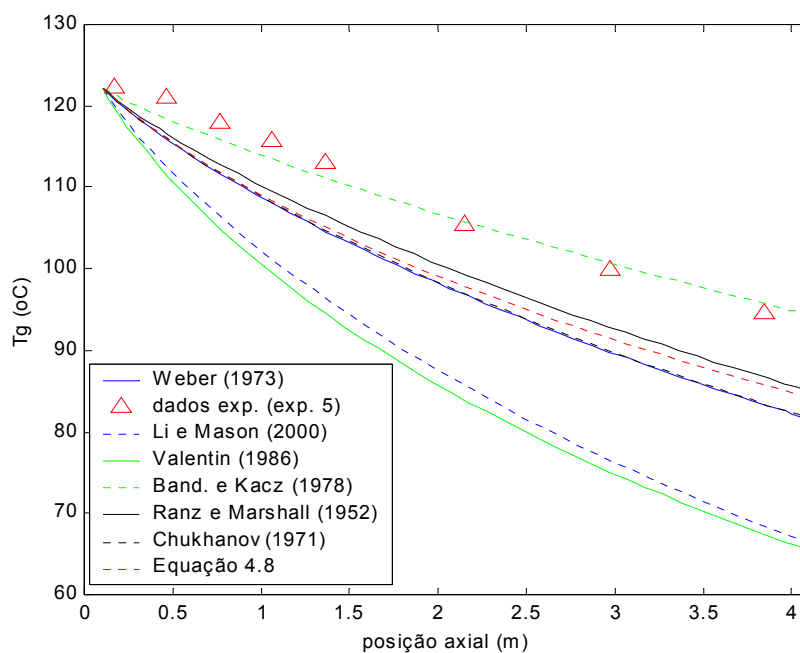


Figura 4.56 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura do gás obtidos para partículas de alumina (experimento nº 5) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

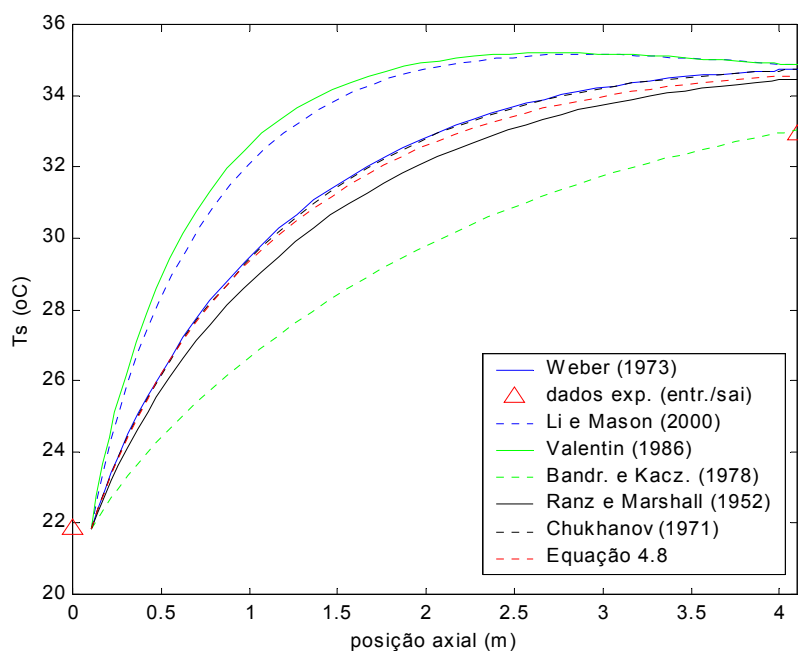


Figura 4.57 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura dos sólidos obtidos para partículas de alumina (experimento nº 5) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

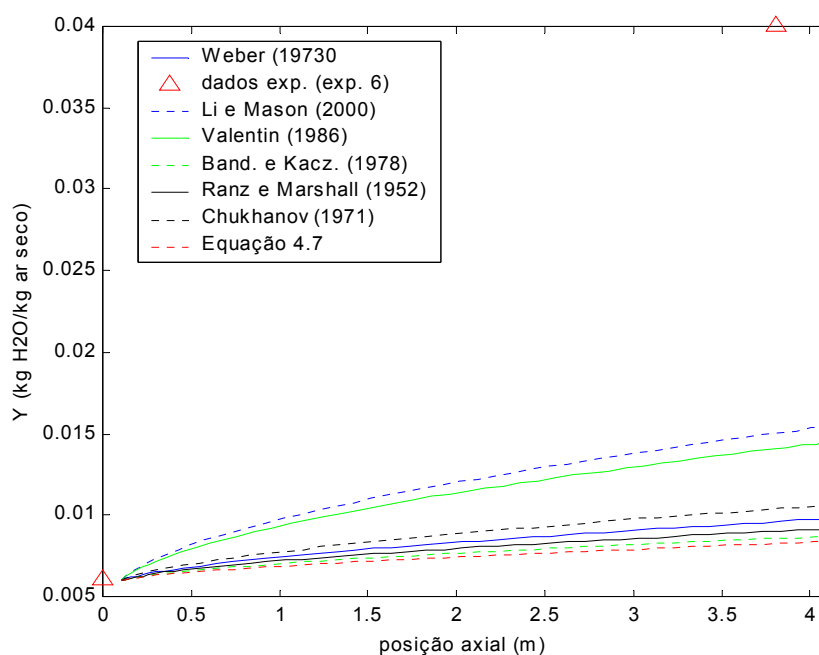


Figura 4.58 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade do gás obtidos para esferas de vidro (experimento nº 6) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

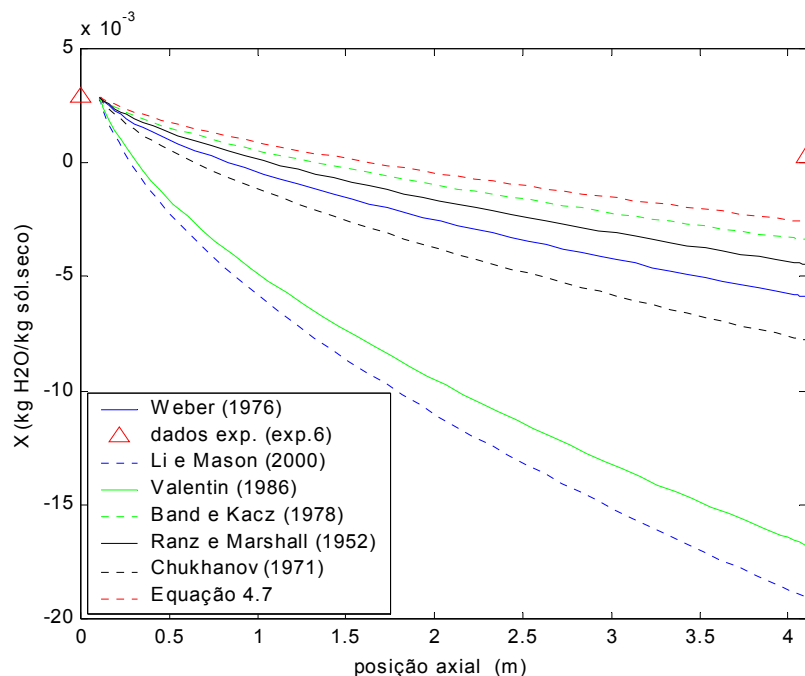


Figura 4.59 – Comparações entre os resultados experimentais de umidade dos sólidos obtidos para esferas de vidro (experimento nº 6) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

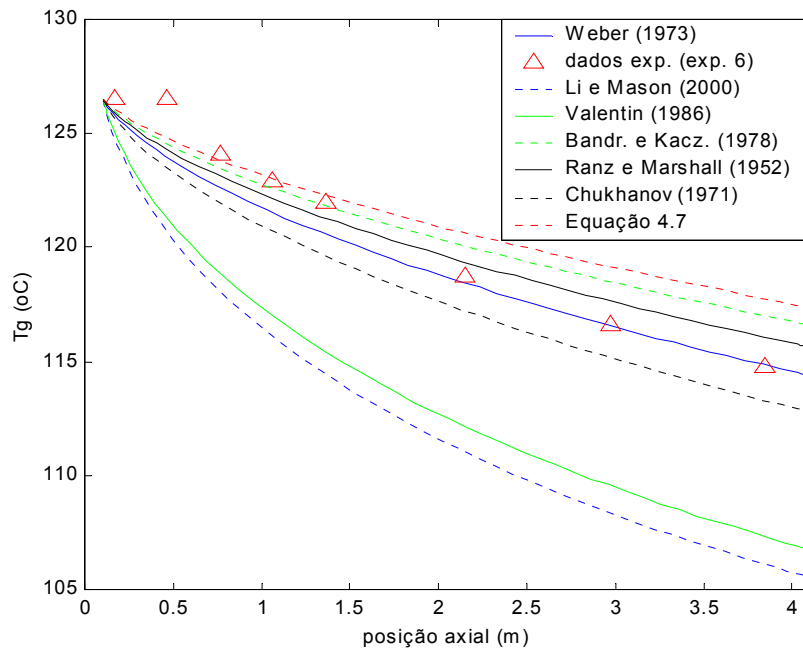


Figura 4.60 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura do gás obtidos para esferas de vidro (experimento nº 6) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

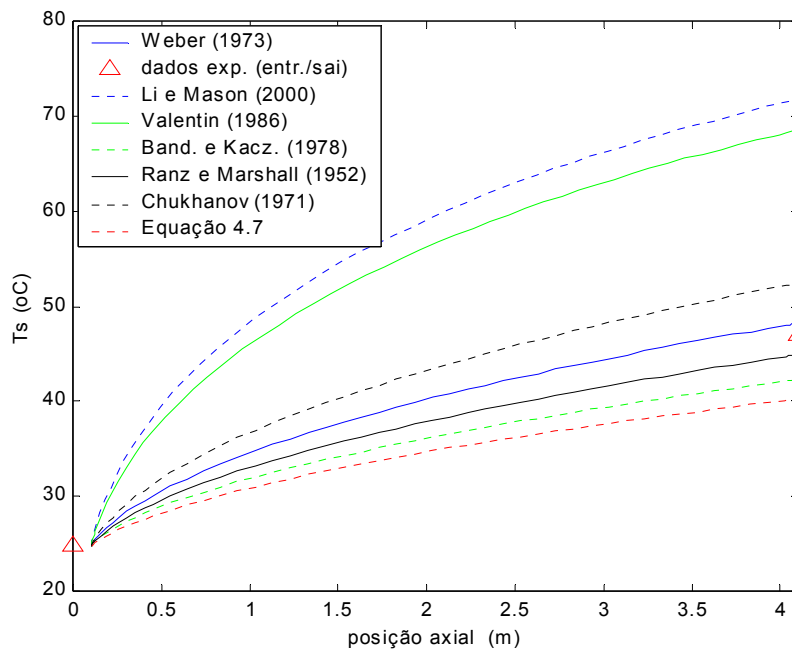


Figura 4.61 – Comparações entre os resultados experimentais de temperatura dos sólidos obtidos para esferas de vidro (experimento nº 6) e os obtidos via simulação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001), utilizando diferentes correlações para o cálculo do coeficiente de transferência de calor.

modelagem, como a de que os sólidos são higroscópicos, podendo inclusive encolher durante a secagem. Desta forma, observa-se que a taxa de secagem depende também das propriedades do material considerada na formulação do modelo. As comparações realizadas nas Figuras 4.54 a 4.61 mostram também que a escolha da correlação para determinação do coeficiente de transferência de calor é essencial para validação dos resultados. Quantitativamente, os valores de h estimados pela maioria das correlações são próximos às faixas analisadas na transferência de calor. Outros parâmetros importantes na implementação do modelo de Pelegrina e Crapiste (2001) são as propriedades dos sólidos, como o calor específico e o calor de sorção. O calor de sorção é obtido, em geral, a partir dos dados de equilíbrio e da equação de Clausius-Clapeyron, representando a quantidade de energia necessária para evaporar a água adsorvida na fase sólida do produto (Silva *et al.*, 2002). Para partículas de alumina observou-se que este parâmetro exerce forte influência sobre o perfil de temperatura dos sólidos e que, portanto, deve ser considerado durante a simulação.

A idéia de se utilizar modelos da literatura e simulá-los para confrontar com o que ocorre na experimentação desenvolvida é para tentar obter uma metodologia que permita um aprimoramento não só da experimentação como da própria modelagem. Nota-se que tanto a experimentação, caso da temperatura local dos sólidos, como a modelagem precisa e continuará precisando de mais estudos. Existem ainda muitos modelos a serem analisados e mesmo mudanças e correções poderão ser executadas e testadas até chegar-se a situação onde modelos

e dados experimentais convirjam para resultados coerentes e dentro da necessidade de projetos de engenharia.

CAPÍTULO 5 – CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Com base nos objetivos propostos e nos resultados discutidos, para cada etapa desse trabalho e no intervalo de valores utilizados na experimentação, foi possível tirar diversas conclusões sobre a fluidodinâmica, a transferência de calor e a secagem num leito pneumático vertical.

Fluidodinâmica:

- o alimentador do tipo gravitacional operou com eficiência, garantindo a constância da vazão de sólidos durante toda a experimentação;
- com um valor de rugosidade da ordem de 10^{-3} foi possível um bom ajuste entre os resultados experimentais de coeficiente de atrito fluido-parede e os previstos pelas correlações de Swamee e Jain (1939) e Churchill (1977);
- a utilização das curvas de $-dp/dz$ em função de U para identificação dos regimes de escoamento demonstraram a existência de uma fase densa e outra diluída, separadas por um ponto de mínimo, sendo essa identificação mais pronunciada para esferas de vidro e
- para as mesmas vazões de sólidos observou-se, na fase diluída, uma semelhança entre os gradientes de pressão obtidos para esferas de vidro e de alumina, indicando que, para altas velocidades do ar, o efeito da densidade da partícula foi pouco significativo.

Transferência de Calor:

- através dos perfis experimentais de temperatura do gás pôde-se concluir que, para o escoamento gás-sólido em leitos pneumáticos, a transferência de calor foi influenciada significativamente tanto pela concentração de sólidos quanto pela velocidade do ar;
- para as mesmas condições operacionais, o fato de se utilizar partículas lisas e não porosas e partículas rugosas e com porosidade interna não influenciou significativamente o comportamento dos perfis experimentais de temperatura do ar;
- houve uma boa concordância entre os perfis experimentais e teóricos para as temperaturas do gás, entretanto os resultados experimentais do perfil de temperaturas dos sólidos não reproduziram as temperaturas reais dos sólidos ao longo do tubo de transporte, motivado principalmente pela dificuldade de se medir localmente tais temperaturas;
- das metodologias propostas, verificou-se que o Método III (obtido via balanços de energia para fase sólida e fluida) foi o mais indicado para determinação do coeficiente de transferência de calor;
- uma análise em conjunto sobre os valores de h e as curvas características para identificação dos regimes de escoamento indicaram que o coeficiente de transferência de calor entre as fases foi maior na faixa de transição entre o escoamento denso e diluído;
- o efeito da variação da vazão de sólidos sobre h não mostrou-se significativo;

-
- a análise de sensibilidade paramétrica permitiu o conhecimento da distribuição de sensibilidade de h frente à ε , W_s e W_g , auxiliando na análise dos resultados experimentais e
 - verificou-se que as correlações de Ranz e Marshall (1952) (Equação 2.102) e Chukhanov (1971) (2.104) foram as que melhor se adaptaram aos resultados experimentais, sendo que as correlações de Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) serviram de base para a estimativa de três novas correlações de Nu_p neste trabalho.

Secagem:

- as discrepâncias entre os perfis de temperatura e umidade dos sólidos deveram-se principalmente à técnica de coleta de material, uma vez que o longo tempo de coleta fez com que o ar que foi coletado junto aos sólidos mascarasse a real temperatura e umidade dos sólidos;
- para estudos da secagem em leitos pneumáticos existe uma grande dificuldade em se determinar precisamente os valores locais (pontuais) de umidade do gás e dos sólidos e de temperatura dos sólidos, principalmente para condições de escoamento em regime diluído;
- verificou-se que a variação das condições iniciais (Y_0 , v_0 , u_0 e ε_0) não alterara de maneira significativa os resultados da simulação do Modelo de Rocha (1988);
- a correlação de Baeyens *et al.* (1995) (Equação 2.114), descrita apenas como função do número de Reynolds de partículas, foi a que de um modo geral forneceu as melhores estimativas para predição das variáveis de secagem para o modelo de Rocha (1988);

-
- observou-se que, independentemente do tipo de material testado e das correlações utilizadas para a estimativa do coeficiente de transferência de calor, o modelo de Rocha (1988) representou adequadamente, em todas as situações, os perfis axiais de pressão;
 - as correlações de Li e Mason (2000), Valentin (1986), Weber (1973), Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978) foram as que apresentaram os melhores resultados para estimativa das variáveis de secagem para o modelo de Pelegrina e Crapiste (2001);
 - apesar de representarem fisicamente o comportamento das variáveis envolvidas na secagem e, quantitativamente, estarem na faixa de valores de h obtidos com outras correlações, as equações propostas no estudo sobre transferência de calor para estimação do coeficiente de transferência não forneceram os melhores resultados quando aplicadas à simulação da secagem nos modelos matemáticos utilizados;
 - os perfis teóricos de temperatura e umidade, do gás e dos sólidos, preditos pelos modelos de Rocha (1988) e Pelegrina e Crapiste (2001) foram bastante dependentes das correlações para determinação do coeficiente de transferência de calor;
 - os desvios obtidos entre os valores experimentais e preditos pelos modelos foram aceitáveis se forem levados em conta a grande complexidade que envolve a resolução de equações acopladas para transferência de quantidade de movimento, calor e massa e a qualidade dos valores dos parâmetros de coeficiente de transferência de calor e

- a simulação dos modelos matemáticos pôde, se não quantitativamente, pelo menos auxiliar no projeto de secadores através da análise do comportamento qualitativo das variáveis envolvidas na secagem frente à diferentes condições operacionais.

Apesar do muito que se tem pesquisado sobre o transporte pneumático, tem-se ainda necessidade de muito mais empenho para poder predizer por via de modelos o comportamento de transferência de quantidade de movimento, calor e massa. Tanto a modelagem, quanto a experimentação e o confronto entre os dois necessita de mais empenho e criatividade para poder atingir um grau satisfatório de previsão.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Para continuar o estudo da secagem pneumática sugere-se:

- efetuar uma modelagem físico-matemática do calorímetro utilizado na determinação da temperatura e umidade dos sólidos;
- utilizar materiais (porosos e não porosos) com diâmetros menores aos utilizados nesse trabalho, uma vez que partículas menores devem facilitar o processo de secagem ao longo do leito e permitir operar em condições de escoamento em fase densa, aumentando a concentração de sólidos e melhorando o rendimento na coleta de sólidos e, desta forma, colaborando com a qualidade das medidas experimentais;

- analisar novos modelos matemáticos unidimensionais ou pseudobidimensionais, desenvolvendo metodologias para inclusive buscar a validação com resultados experimentais;
- melhorar a análise fluidodinâmica na região de entrada do leito;
- aplicar a técnica de secagem pneumática para avaliar o comportamento do leito e sua eficiência para a secagem de pastas ou suspensões e
- continuar a busca por uma melhor experimentação.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ADEWUMI, M. A. Illinois Institute of Technology, Chicago, 1985 (Ph.D Thesis).
In: ADEWUMI, M.A.; ARASTOPOUR, H.; Two-dimensional steady state hydrodynamic analysis of gas-solids flow in vertical pneumatic conveying systems. Powder Technology. vol. 48; p. 67 – 74; 1986.
- ADEWUMI, M. A.; ARASTOPOUR, H. Two-dimensional steady state hydrodynamic analysis of gas-solids flow in vertical pneumatic conveying systems. Powder Technology. vol. 48; p. 67 – 74; 1986.
- ALLEN, H. S. *Phil. Mag.*, 5, 50, 323, 1900. In: MARCUS, R. D.; LEUNG, L. S.; KLINZING, G. E.; RISK, F. Pneumatic Conveying of Solids: A Theoretical and Practical Approach. 1 ed. Great Britain, St Edmundsbury Press, 575 p., 1990 (Powder Technology Series).
- ÁLVARES, M. M. Análise da medida de escoamento de sólidos em um transportador pneumático vertical com sondas de sucção. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Dissertação de Mestrado, 91 p., 1997.
- ALVAREZ, P. I; BLASCO, R. Pneumatic drying of meals: application of the variable diffusivity model. Drying Technology. vol. 17, n^o 4&5, p. 791 – 808, 1999.
- ARASTOPOUR, H. “Pneumatic Transport of Solids”, In: *Encyclopedia of Fluid Mechanics*, vol. 4, Solids and Gas-Solids Flows, (edited by Nicholas P. Cheremisinoff), p. 349 – 382, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1986.
- ARASTOPOUR, H.; GISDASPOW, D. Vertical pneumatic conveying using four hydrodynamic models. Ind. Eng. Chem. Fundam.. vol.18, n^o 2, p.123 - 130, 1979.
- ARASTOPOUR, H.; CUTCHIN III, J. H. Measurement and analysis of particle-particle interaction in a cocurrent flow of particles in a dilute gas-solid system. Chemical Engineering Science. vol.40, n^o 7, p.1135 - 1143, 1985.
- ARASTOPOUR, H.; WANG, C. H.; WEIL, S. A. Particle-particle interaction force in a dilute gas-solid system. Chemical Engineering Science. vol.37, n^o 9, p. 1379 - 1386, 1982.

-
- ARNOSTI JR., S. Desenvolvimento de um secador transportador do tipo esteira com escoamento cruzado e caracterização de sementes de gramíneas. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Tese de Doutorado, 232 p., 1997.
- AZZI, M.; TURLIER, P.; BERNARD, J. R.; GARNERO, L. Mapping solid concentration in a circulating fluidized bed using gammametry. Powder Technology. vol.67, p. 27 – 36, 1991.
- BAEYENS, J.; GAUWBERGEN, D. V.; VINCKIER, I. Pneumatic drying: the use of large-scale experimental data in a design procedure. Powder Technology. vol. 83, p. 139 – 148, 1995.
- BAI, D.; SHIBUYA, E.; MASUDA, Y.; NISHIO, K.; NAKAGAWA, N.; KATO, K. Distinction between upward and downward flows in circulating fluidized beds. Powder Technology. vol. 84, p. 75 – 81, 1995.
- BANDROWSKI, J.; KACZMARZYK, G. Gas-to-particle heat transfer in vertical pneumatic conveying of granular materials. Chemical Engineering Science. vol. 33, n^o 10-A, p. 1303 – 1310, 1978.
- BARROZO, M. A. S. Transferência de calor e massa entre o ar e sementes de soja em leito deslizante e escoamentos cruzados. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Tese de Doutorado, 163 p., 1995.
- BARROZO, M. A. S.; SARTORI, D. J. M.; FREIRE, J. T. Transferência de calor e massa em leito deslizante e escoamentos cruzados. Secagem de sementes de soja. In: Tópicos Especiais em Sistemas Particulados, Gráfica da UFSCar, São Carlos, SP, p. 119 - 159, cap. 4, 1998.
- BASU, P.; SUBBARAO, D. An experimental investigation of burning rate and mass transfer in a turbulent fluidized bed. Combustion and Flame. vol. 66, p. 261 – 269, 1986. In: BI, H. T.; ELLIS, N.; ABBA, I. A.; GRACE, J. R. A state of the art review of gas-solid turbulent fluidization. Chemical Engineering Science. vol.55, p. 4789 – 4825, 2000.
- BASU, P.; NAG, P. K. Heat transfer to walls of a circulating fluidized bed furnace. Chemical Engineering Science. vol.51, n^o 1, p. 1 – 26, 1996.
- BERKELMANN, K. G.; RENZ, U. Gas and solid flow in the freeboard of a fluidized bed combustor. Powder Technology. vol. 68, p. 271 – 280, 1991.

-
- BERKER, A.; TULIG, T. J. Hydrodynamics of gas-solid flow in a catalytic cracker riser: implications for reactor selectivity performance. Chemical Engineering Science. vol.41, n^o 4, p. 821 – 827, 1986.
- BI, H. T.; ELLIS, N.; ABBA, I. A.; GRACE, J. R. A state of the art review of gas-solid turbulent fluidization. Chemical Engineering Science., vol.55, p. 4789 – 4825, 2000.
- BLASCO, R.; DIAZ, G.; REYES, A. Pneumatic suspension drying: modeling and computational simulation. Drying Technology. vol. 16, n^o 1 & 2, p. 199 – 215, 1998.
- BLASCO, R.; VEGA, R.; ALVAREZ, P. I. Pneumatic drying with superheated steam: bi-dimensional model for high solid concentration. CD-ROM. International Drying Symposium, Holanda, 2000.
- BLASIUS, H. Forschungsarbeiten auf dem Gebiete des Ingenieurwesens, 131, 1913. In: GOMIDE, R. Operações Unitárias – Fluidos na Indústria. Edição do Autor, vol.2, 448 p., 1993.
- BORZONE, L. A.; RIQUELME, G. D.; The measurement of particle temperature in a fluidized bed dryer. Drying Technology. vol. 15, n^o 5, p.1593 – 1601, 1997.
- BREWSTER, B. S.; SEADER, J. D. Non radioactive tagging method of measuring particle velocity in pneumatic transport. AIChE Journal. vol. 26, n^o 2, p. 325 – 327, 1980.
- BROOKER, D. B.; BAKKER-ARKEMA, F. W.; HALL, C. W. Drying Cereal Grains. The Avi Publishing Company, Inc., Westport, 1974. In: BARROZO, M. A. S.;SARTORI, D. J. M.; FREIRE, J. T. Transferência de calor e massa em leito deslizante e escoamentos cruzados. Secagem de sementes de soja. In: Tópicos Especiais em Sistemas Particulados, Gráfica da UFSCar, São Carlos, SP, p. 119 - 159, cap. 4, 1998.
- BRUNAUER, S.; EMMETT, P.; TELLER, E. J. Am. Chem. Soc. 60:309, 1938. In: JAAFAR, F.; MICHALOWSHI, S. Modified BET equation for sorption/desorption isotherms. Drying Technology, vol.8, n^o 4, p. 811 – 827, 1990.

-
- CALÇADA, L. A.; MASSARANI, G.; BISCAIA JR, E. C. Secagem de partículas porosas de alumina em leito fixo. Anais do XXIII ENEMP – Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados, Maringá, PR, vol.I, p. 189 – 197, 1995.
- CAMARGO, C. F. S. Desenvolvimento de um leito vibro-fluidizado e estudos dos coeficientes de transferência de calor de corpos submersos. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Tese de Doutorado, 230 p., 2003.
- CAPEL, C. E.; NAKAMURA, K. Vertical pneumatic conveying: An experimental study with particles in the intermediate and turbulent flow regimes. The Canadian Journal of Chemical Engineering. vol.51, p. 31 – 38, 1973.
- CHEN, C. S.; CLAYTON, J. T. The effect of temperature on sorption isotherms of biological materials. Transactions of the ASAE. vol.14(5), p. 927 – 929, 1971. In: BARROZO, M. A. S. Transferência de calor e massa entre o ar e sementes de soja em leito deslizante e escoamentos cruzados. Tese de Doutorado, PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, 163 p., 1995.
- CHUKHANOV, Z. F. Heat and mass transfer between gas and granular material – Part II. Int. J. Heat Mass Transfer. vol. 13, p. 1805 – 1817, 1970.
- CHUKHANOV, Z. F. Heat and mass transfer between gas and granular material – Part III. Int. J. Heat Mass Transfer. vol. 14, p. 337 – 351, 1971.
- CHUNG, D. S.; PFOST, H. B. Adsorption and desorption of water vapour by cereal grains and their products – part II. Transactions of the ASAE. vol.10(4), p. 549 – 551, 1967. In: BARROZO, M. A. S. Transferência de calor e massa entre o ar e sementes de soja em leito deslizante e escoamentos cruzados. Tese de Doutorado, PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, 163 p., 1995.
- CHURCHILL, S. W. Chem.Eng. p.91, 1977. In: GOMIDE, R. Operações Unitárias – Fluidos na Indústria. Edição do Autor, vol.2, 448 p., 1993.
- CIESIELCZYK, W. Analogy of heat and mass transfer during Constant rate period in fluidized bed drying. Drying Technology., vol. 14, n^o 2, p. 217 – 230, 1996.
- COLEBROOK, G. F. Turbulent flow in pipes with particular reference of the transition region between the smooth and rough pipe laws. J. Inst. Civil Eng. London, 11, p. 133 – 156, 1938 – 1939. In: GOMIDE, R. Operações Unitárias – Fluidos na Indústria. Edição do Autor, vol. 2, 448 p., 1993.

-
- COSTA, R. S. Influência do diâmetro de partícula sobre o coeficiente de transferência de calor entre o sólido e o fluido em leito deslizante e escoamentos cruzados. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Dissertação de Mestrado, 127 p., 1997.
- COSTA, I. A. Contribuições ao estudo do escoamento sólido-fluido nos regimes denso e diluído em um leito de transporte pneumático vertical. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Tese de Doutorado, 167 p., 2001.
- DEBRAND, S. Heat transfer during a flash drying process. Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop. vol.13, nº 4, p. 396 - 404, 1974. In: PÉCORA, A. A. B. Estudo experimental do escoamento gás-sólido em fase diluída com transferência de calor e de massa. FEA/Unicamp, Campinas, SP, Dissertação de Mestrado, 151 p., 1985.
- DEBRAND, S. Heat transfer during a flash drying process. Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop. vol.13, nº 4, p. 396 - 404, 1974. In: BAEYENS, J.; GAUWBERGEN, D. V.; VINCKIER, I. Pneumatic drying: the use of large-scale experimental data in a design procedure. Powder Technology. vol. 83, p. 139 – 148, 1995.
- DOIG, I. D. University New South Wales, Austrália, 1965 (Ph.D. Thesis). In: ADEWUMI, M.A.; ARASTOOPOUR, H.; Two-dimensional steady state hydrodynamic analysis of gas-solids flow in vertical pneumatic conveying systems. Powder Technology. vol. 48; p. 67 – 74; 1986.
- DREW, T. B.; GENERAUX, R. P. Trans. AIChE, 32, 17, 1936. In: GOMIDE, R. Operações Unitárias – Fluidos na Indústria. Edição do Autor, vol.2, 448 p., 1993.
- DZIDO, G.; MICHAL, P.; RACZEK, J. Investigations of the acceleration region in the vertical pneumatic conveying. Powder Technology. vol. 127, p. 99 – 106, 2002.
- FARAG, I. H., TSAI, KUN-YUNG. Surface-to-suspension heat transfer model in lean gas-solid freeboard flow. The Canadian Journal of Chemical Engineering. vol. 71, p. 514 – 524, 1993.
- FARIA, L. J. G. Estudo experimental do secador pneumático vertical. FEQ/UNICAMP, Campinas, SP, Dissertação de Mestrado, 1986.

-
- FERREIRA, M. C. Desenvolvimento de um leito pneumático com alimentador tipo jorro. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Tese de Doutorado, 194 p., 1996.
- FRANTZ, J. F. Chemical Engineering. vol. 69, p. 89, 1962. In: RADFORD, R.D.; A model of particulate drying in pneumatic conveying systems. Powder Technology. vol. 93, p. 109 – 126, 1997.
- FREITAS, L. A. P.; FREIRE, J. T. Transferência de calor em leito de jorro modificado e com alimentação contínua. In: FREIRE, J. T.; SILVEIRA, A. M.; Tópicos Especiais em Sistemas Particulados, Gráfica da UFSCar, São Carlos, SP, p. 41 – 77, cap. 2, 1998.
- FREITAS, L. A. P.; FREIRE, J. T. Sensitivity analysis on the fluid dynamics of a draft tube spouted bed with bottom particles feed. Drying Technology. vol. 20, nº 6, p. 1161 – 1175, 2002.
- GARIC, R.; CRBAVCIC, Z.; VUKOVIC, D. V.; HADZISMAJLOVIC, Dz.; LITTMAN, H. Vertical pneumatic conveying of coarse particles: prediction of solids flowrate and pressure gradient in the transport tube. Apresentado no 10th Int. Congr. CHISA, Prague-Czech. Republic, 34 p., 1990. In: FERREIRA, M.C. Desenvolvimento de um leito pneumático com alimentador tipo jorro. Tese de Doutorado, PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, 194 p., 1996.
- GIUDICI, R. Modelagem de reator de oxidação de etileno: estudo de parâmetros térmicos e estratégia de diluição de catalisador. PPG-EQ/Politécnica USP, São Paulo, SP, Tese de Doutorado, 183 p., 1990.
- GOMIDE, R. Operações Unitárias – Fluidos na Indústria. Edição do Autor, vol.2, 448 p., 1993.
- GRACE, J. R. Heat transfer in circulating fluidized beds. In P.Basu, Circulating Fluidized Bed Technology, Toronto: Pergamon Press, p. 63 – 80, 1986.
- GUNN, D. J.; HILAL, N. Heat transfer from vertical surfaces to dense gas-fluidized bed. Int. J. Heat Mass Transfer. vol. 37, nº 16, p.2465 – 2473, 1994.
- HAIDER, A.; LEVENSPIEL, O. Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles. Powder Technology. vol.58, p. 63 – 70, 1989.

-
- HALSEY, G. J. Chem. Phys., 16: 931, 1948. In: PAPADAKIS, S. E.; BAHU, R. E.; MCKENZIE, K. A.; KEMP, I. C. Correlations for the equilibrium moisture content of solids. Drying Technology. vol.11, n^o3, p. 543 – 553, 1993.
- HARTGE, E. U. Technische Universitat Hamburg-Harburg, Hamburg-Harburg, Germany, 1989 (Ph.D. dissertation). In: NIEUWLAND, J. J.; MEIJER, R.; KUIPERS, J. A. M.; VAN SWAAIJ, W. P. M. Measurements of solids concentration and axial solids velocity in gas-solid two phase flows. Powder Technology. vol. 87, p. 127 – 139, 1996.
- HENDERSON, S. M. A basic concept of equilibrium moisture content. Agricultural Engineering, vol. 33, n^o 2, p. 29 – 31, 1952. In: PAPADAKIS, S. E.; BAHU, R. E.; MCKENZIE, K. A.; KEMP, I. C. Correlations for the equilibrium moisture content of solids. Drying Technology. vol.11, n^o3, p. 543 – 553, 1993.
- HENDERSON, J. M.; HENDERSON, S. M. A computacional procedure for deep-bed drying analysis. Journal of Agricultural Engineering Research.vol.13, p.87-95, 1968. In: BARROZO, M. A. S.;SARTORI, D. J. M.; FREIRE, J. T. Transferência de calor e massa em leito deslizante e escoamentos cruzados. Secagem de sementes de soja. In: Tópicos Especiais em Sistemas Particulados, Gráfica da UFSCar, São Carlos, SP, p. 119 - 159, cap. 4, 1998.
- HYRE, M. R.; GLICKSMAN, L. R. Axial and lateral solids distribution modeling in the upper region of circulating fluidized beds. Powder Technology. vol.110, p. 98 – 109; 2000.
- ISSANGYA, A. S., BAI, D., BI, H. T., LIM, K. S., ZHU, J., GRACE, J. R. Suspension densities in a high-density circulating fluidized bed riser. Chemical Engineering Science. vol. 54, pp. 5451 – 5460, 1999.
- JAAFAR, F.; MICHALOWSKI, S. Modified BET equation for sorption/desorption isotherms. Drying Technology, vol.8, n^o 4, p. 811 – 827, 1990.
- JESUS, J. M. Transferência de calor gás-sólido no transporte pneumático. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Dissertação de Mestrado, 85 p., 1987.
- KACZMARZYK, G.; BANDROWSKI, J. Gas-solid heat transfer coefficient in vertical pneumatic transport. International Chemical Engineering. vol. 20, n^o 1, p. 98 – 110, 1980.

-
- KEEY, R. B. Drying of loose and particulate materials. Hemisphere, New York, 1991. In: PAPADAKIS, S. E.; BAHU, R. E.; MCKENZIE, K. A.; KEMP, I. C. Correlations for the equilibrium moisture content of solids. Drying Technology. vol.11, nº3, p. 543 – 553, 1993.
- KEMP, I. C. Scale-up of pneumatic conveying dryers. Drying Technology. vol. 12, nº 1 & 2, p. 279 – 297, 1994.
- KHAN, A. R.; RICHARDSON, J. F. Chem Eng. Comm. 62, 135, 1987. In: HAIDER, A.; LEVENSPIEL, O. Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles. Powder Technology. vol.58, p. 63 – 70, 1989.
- KONAKOV, V. K. Dok.Akad. Nauk. SSSr, 25,5, p.14, 1950. In: GOMIDE, R. Operações Unitárias – Fluidos na Indústria. Edição do Autor, vol.2, 448 p., 1993.
- KONNO, H.; SAITO, S. J. Chem. Eng. Japan, 2, 211, 1969. In: MARCUS, R.D.; LEUNG, L.S.; KLINZING, G.E.; RISK, F. Pneumatic Conveying of Solids: A Theoretical and Practical Approach. 1 ed. Great Britain, St Edmundsbury Press, 575 p., 1990 (Powder Technology Series).
- KORN, O.; NOWAK, H. Cyclone dryer: industrial applications. CD-ROM . International Drying Symposium, Holanda, 2000.
- KOZANOGLU, B. U.; VILCHEZ, J. A.; CASAL, J.; ARNALDOS, J. Mass transfer coefficient in vacuum fluidized bed drying. Chemical Engineering Science. vol. 56, p. 3899 – 3901, 2001.
- LANGMUIR, J. J. Am. Chem. Soc. 38:2221, 1916. In: JAAFAR, F.; MICHALOWSKI, S. Modified BET equation for sorption/desorption isotherms. Drying Technology, vol.8, nº 4, p. 811 – 827, 1990.
- LEE, S. L.; DURST, F. On the motion of particles in turbulent duct flow.Int. Journal Multiphase Flow.vol.8, nº2, p.125 – 146, 1982.
- LEHNER, P.; WIRTH, K. E. Characterization of the flow pattern in a downer reactor. Chemical Engineering Science. vol.54, p. 5471 – 5483, 1999.
- LEVY, A.; BORDE, I. Two-fluid model for pneumatic drying of particulate materials. CD-ROM . International Drying Symposium, Holanda, 2000.

-
- LEVY, A.; MASON, D. J.; HEVRONI, D. L.; BORDE, I. Drying of wet solid particles in a steady-state one-dimensional flow. Powder Technology. vol. 95, p. 15 – 23, 1998.
- LEWIS, W. K. The rate of drying of solid materials. Ind.Eng.Chem. vol.13, p. 427, 1921. In: BARROZO, M. A. S.;SARTORI, D. J. M.; FREIRE, J. T. Transferência de calor e massa em leito deslizante e escoamentos cruzados. Secagem de sementes de soja. In: Tópicos Especiais em Sistemas Particulados, Gráfica da UFSCar, São Carlos, SP, p. 119 - 159, cap. 4, 1998.
- LI, J.; MASON D. J. A computational investigation of transient heat transfer in pneumatic transport of granular particles. Powder Technology. vol. 112, p. 273 – 282, 2000.
- LITTMAN, H.; MORGAN III, M. H.; PACCIONE, J. D.; JONANOVIC, S. Dj.; GRBAVIC, Z. B. Modeling and measurement of the effective drag coefficient in decelerating and non-accelerating turbulent gas-solid dilute phase flow of large particles in a vertical transport pipe. Powder Technology. vol. 77, p. 267 – 283, 1993.
- MA, Y.; ZHU, X. Heat transfer between gas-solids suspension and immersed surface in an upflow fluidized bed (riser). Chemical Engineering Science. vol.55, p. 981 – 989, 2000.
- McADAMS, loc.cit. p. 155, 1962. In: GOMIDE, R. Operações Unitárias – Fluidos na Indústria. Edição do Autor, vol.2, 448 p., 1993.
- MACCHI, A., BI. H. T., LEGROS, R., CHAOUKI, J. An investigation of heat transfer from a vertical tube in a spouted bed. The Canadian Journal of Chemical Engineering. vol. 77, p. 45 – 53, 1999.
- MARCOS FILHO, J.; CÍCERO, S. M.; SILVA, W. R. Avaliação da qualidade de sementes. Editora da Fundação de Estudos Agrários Luís de Queiroz, Piracicaba, SP, 1987.
- MARCUS, R. D.; LEUNG, L. S.; KLINZING, G. E.; RISK, F. Pneumatic Conveying of Solids: A Theoretical and Practical Approach. 1 ed. Great Britain, St Edmundsbury Press, 575 p., 1990 (Powder Technology Series).
- MASSARANI, G.; SANTANA, C. C. Força resistiva sólido-fluido em sistemas particulados de porosidade elevada. Anais do VII ENEMP – Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados, Aracaju, SE, vol.III, p. 643 – 653, 1979.

-
- MASSARANI, G.; TELLES, A. S. Aspectos da secagem de material sólido particulado. In: Freire, J.T.; Sartori, D.J.M; “Tópicos Especiais em Secagem”. Gráfica da UFSCar, São Carlos, S.P., v. 1, p. 1 – 39, 1992.
- MASTELLONE, M. L.; ARENA, U. The effect of particle size and density on solids distribution along the riser of a circulating fluidized bed. Chemical Engineering Science, v. 54, p. 5383 – 5391, 1999.
- MAYTA, S. M. A.; MASSARANI, G.; PINTO, J. C. Modeling of grain drying in continuous cross-flow sliding bed dryers. The Canadian Journal of Chemical Engineering. vol.74, p.797 – 805, 1996.
- MESQUITA, J. B.; ANDRADE, E. T.; CORRÊA, P. C. Modelos matemáticos e curvas de umidade de equilíbrio de sementes de jacarandá-da-bahia, angico-vermelho e óleo-copaíba. Revista CERNE. vol. 7, nº 2, p. 12 – 21, 2001.
- MINISTÉRIO DA AGRICULTURA. Regras para análise de sementes. 1ª edição, Brasília, DF, 188 p., 1980.
- MOROOKA, S.; KUSAKABE, K.; OHNISHI, N.; GUJIMA, F.; MATSUYAMA, H. Measurement of local fines movement in a fluidized bed of coarse particles by a fluorescent tracer technique. Powder Technology.vol.58, nº 4, p. 271 – 277, 1989.
- NARIMATSU, C. P. Transporte pneumático vertical em fases densa e diluída – influência da densidade e do diâmetro das partículas no comportamento fluidodinâmico. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Dissertação de Mestrado, 86 p., 2000.
- NARUSE, I.; WATANABE, T.; HASATANI, M. Interfacial heat transfer between gas and solid particles in fast fluidized bed. VI International Fluidization Conference, 1989.
- NASCENTE, P. A. P; ALCÂNTARA, N. G; SYLVESTRE, M. A.; “CCDM: Instrumentação, prestação de serviços e aplicações em catalisadores; p. 457 – 468, 2001. In: Cardoso, D.; Jordão, M. H.; Machado, F.; 2º Curso Ibero-americano sobre caracterização de catalisadores e adsorventes. São Carlos, S.P, 563 p.; UFSCar, 2001.
- NIEUWLAND, J. J.; MEIJER, R.; KUIPERS, J. A. M.; VAN SWAAIJ, W. P. M. Measurements of solids concentration and axial solids velocity in gas-solid two phase flows. Powder Technology. vol. 87, p. 127 – 139, 1996.
- NOVAIS, A. F. Análise da aplicação do leito deslizante e escoamentos cruzados na secagem de sementes. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Dissertação de Mestrado, 97 p.,1990.

-
- OLIVEIRA Jr., A. B. Estudo da transferência de calor e massa no processo de secagem em leito vibro-fluidizado. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Dissertação de Mestrado, 202 p., 2003.
- OSBORN, G. S.; WHITE, G. M.; SULAIMAN, A. H.; WELTON, L. R. Predicting equilibrium moisture proportions of soybeans. Transactions of the ASAE, vol.32(6), p. 2109 – 2113, 1989. In: BARROZO, M. A. S. Transferência de calor e massa entre o ar e sementes de soja em leito deslizante e escoamentos cruzados. Tese de Doutorado, PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, 163 p., 1995.
- OVERHULTS, D. G.; WHITE, G. M.; HAMILTON, H. E.; ROSS, I. J. Drying soybeans with heated air. Transactions of the ASAE, p.112 – 113, 1973. In: BARROZO, M. A. S.; SARTORI, D. J. M.; FREIRE, J. T. Transferência de calor e massa em leito deslizante e escoamentos cruzados. Secagem de sementes de soja. In: Tópicos Especiais em Sistemas Particulados, Gráfica da UFSCar, São Carlos, SP, p. 119 - 159, cap. 4, 1998.
- PAGE, G. E. Factors influencing the maximum rates of air drying shelled corn in thin-layer. Indiana, USA, Purdue University, 1949 (dissertação de mestrado). In: BARROZO, M. A. S.; SARTORI, D. J. M.; FREIRE, J. T. Transferência de calor e massa em leito deslizante e escoamentos cruzados. Secagem de sementes de soja. In: Tópicos Especiais em Sistemas Particulados, Gráfica da UFSCar, São Carlos, SP, p. 119 - 159, cap. 4, 1998.
- PAIXÃO, A. E. A. Modelagem do transporte pneumático vertical em fase diluída: aplicações em transferência de calor e secagem. Tese de Doutorado, FEQ/UNICAMP, Campinas, SP, 247 p., 1995.
- PAIXÃO, A. E. A.; ROCHA, S. C. S. Pneumatic drying in diluted phase: parametric analysis of tube diameter and mean particle diameter. Drying Technology, vol.16, n^o 9 e 10, p.1957 – 1970, 1998.
- PAGLIUSO, J. D. Determinação do coeficiente de transferência de calor em leito circulante: influência da distribuição granulométrica. Tese de Doutorado, EESC/USP, São Carlos, SP, 1994.
- PAPADAKIS, S. E.; BAHU, R. E.; MCKENZIE, K. A.; KEMP, I. C. Correlations for the equilibrium moisture content of solids. Drying Technology, vol.11, n^o3, p. 543 – 553, 1993.

-
- PÉCORA, A. A. B. Estudo experimental do escoamento gás-sólido em fase diluída com transferência de calor e de massa. Dissertação de Mestrado, FEA/Unicamp, Campinas, SP, 151 p., 1985.
- PELEGRINA, A. H.; CRAPISTE, G. H. Modelling the pneumatic drying of food particles. Journal of Food Engineering. vol.48, p. 301-310, 2001.
- PERRY, R. H.; CHILTON, C. H. Manual de Engenharia Química, 5ª ed., Ed. Guanabara, 1980.
- POURAKASHIAN, M.; WILIAMS, A. The combustion of coal water slurries. I. Chem. Eng. Symposium Series . n^o 83, p.149 – 169, 1987.
- PRADO, M. M. Secagem de sementes de mamão papaya. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Dissertação de Mestrado, 107 p., 1999.
- RADFORD, R. D. A model of particulate drying in pneumatic conveying systems. Powder Technology. vol. 93, p. 109 – 126, 1997.
- RANZ, W. E.; MARSHALL, W. R. Evaporation from drops. Chem. Eng. Prog. vol.48, n^o3, p. 141 – 146, 1952 e vol.48, n^o 4, p.173 – 180, 1952.
- RASO, G.; TIRABASSO, G.; DONSI, G. An impact probe for local analysis of gas-solid flows. Powder Technology. vol.34, n^o 2, p. 151 – 159, 1983.
- RAVI SANKAR, S.; SMITH, T.N. Slip Velocities in Pneumatic Transport – Part I. Powder Technology, v. 47, p. 167 – 177, 1986.
- REDDY, K. V. S. University Waterloo, 1967 (Ph.D. Thesis). In: ADEWUMI, M.A.; ARASTOPOUR, H.; Two-dimensional steady state hydrodynamic analysis of gas-solids flow in vertical pneumatic conveying systems. Powder Technology. vol. 48; p. 67 – 74; 1986.
- REDDY, K. V. S.; PEI, D. C. T. Ind. Eng. Chem. Fund., 8, 490, 1969. In: CAPES, C. E; NAKAMURA, K. Vertical pneumatic conveying: An experimental study with particles in the intermediate and turbulent flow regimes. The Canadian Journal of Chemical Engineering. vol.51, p. 31 – 38, 1973.

-
- RHODES, M. J. Modelling the flow structure of upward flowing gas-solids suspensions. Powder Technology. vol. 60, p. 27 – 38, 1990.
- ROCHA, S. C. S.; PAIXÃO, A. E. A. Pseudo two-dimensional model for a pneumatic dryer. Drying Technology. vol. 15, n^o 6-8, p. 1721 – 1730, 1997.
- ROCHA, S. C. S. Contribuição ao estudo da secagem pneumática vertical: simulação e influência do coeficiente de transferência de calor gás-partícula. Escola Politécnica/USP, São Paulo, SP, Tese de Doutorado, 258 p., 1988.
- ROWE, P. N.; HENWOOD, G. A. Trans. Inst. Chem. Eng. 39, p. 43 – 54, 1961. In: ARASTOPOUR, H.; GISDASPOW, D. Vertical pneumatic conveying using four hydrodynamic models. Ind. Eng. Chem. Fundam. vol.18, n^o2, p.123 - 130, 1979.
- SARTORI, D. J. M. Secagem de sementes em leito deslizante e escoamentos cruzados. In: FREIRE, J. T.; GUBULIN, J. C. “Tópicos Especiais em Sistemas Particulados”. Gráfica da UFSCar, São Carlos, SP, vol. 3, p. 293 – 382, 1990.
- SCHLICHTHAERLE, P.; WERTHER, J. Axial pressure profiles and solids concentration distributions in the CFB bottom zone. Chemical Engineering Science. vol. 54, p. 5485 – 5493, 1999.
- SCHUCHMANN, H.; ROY, I.; PELEG, M. Empirical models for moisture sorption isotherms at very high water activities. Journal of Food Science. vol.55, n^o 3, p. 759 – 762, 1990.
- SHEEN, S. H.; RAPTIS, A. C. Part. Sci. Technol. vol. 5, p. 219, 1987. In: NIEUWLAND, J. J.; MEIJER, R.; KUIPERS, J. A. M.; VAN SWAAIJ, W. P. M. Measurements of solids concentration and axial solids velocity in gas-solid two phase flows. Powder Technology. vol. 87, p. 127 – 139, 1996.
- SILVA, E. M. V; FERREIRA, M. C.; FREIRE, J. T. Mean voidage measurements and fluid dynamic analysis in a circulating fluidized bed with a spouted bed type solid feeding system. Brazilian Journal of Chemical Engineering. vol.13, n^o 1, p. 29 – 39, 1996.
- SILVA, M. A.; CORREA, J. L .G. Using DryPak to simulate drying process. Drying'98 Proceeding of the 11th International Drying Symposium, vol.A, p. 303 – 310, 1998.

-
- SILVA, M. M.; GOUVEIA, J. P. G.; ALMEIDA, F. A. C. Dessorção e calor isostérico em polpa de manga. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, vol. 6, nº 1, p. 123 – 127, 2002.
- SILVA, O. C. Estudo preliminar da secagem do polietileno tereftalato para fins de reciclagem. PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, Dissertação de Mestrado, 74 p., 1997.
- SINGH, A. N; FERRON, J. R. Particle temperature measurement in a gas-solid fluidized bed. The Chemical Engineering Journal, vol. 15, p. 169 – 178, 1978.
- STEMERDING, S. Chem. Eng. Sci. 17, 599, 1962. In: MARCUS, R. D.; LEUNG, L. S.; KLINZING, G. E.; RISK, F. Pneumatic Conveying of Solids: A Theoretical and Practical Approach. 1 ed. Great Britain, St Edmundsbury Press, 575 p., 1990 (Powder Technology Series).
- SUNDARESAN, R.; KOLAR, A. K. Core heat transfer studies in a circulating fluidized bed. Powder Technology, vol. 124, p. 138 – 151, 2002.
- SWAMEE, P. K.; JAIN, A. K. Explicit equations for pipe-flow problems. J.Hydr. Div. Proc. ASCE, p. 657 – 664, 1976. In: GOMIDE, R. Operações Unitárias – Fluidos na Indústria. Edição do Autor, vol.2, 448 p., 1993.
- TELLES, A. S. Fenômenos de dispersão em meios porosos. Anais do II ENEMP – Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados, Rio Claro, SP, vol.I, 1974.
- THOMPSON, T. L.; PEART, R. M.; FOSTER, G. H. Mathematical simulation of corn drying – a new model. Transactions of the ASAE, vol.II, p. 582 – 586, 1968. In: BARROZO, M. A. S. Transferência de calor e massa entre o ar e sementes de soja em leito deslizante e escoamentos cruzados. Tese de Doutorado, PPG-EQ/UFSCar, São Carlos, SP, 163 p., 1995.
- VALENTIN, L. M. T. Transferência de calor no transporte pneumático vertical de partículas. PPG/FEQ, Campinas, SP, Dissertação de Mestrado, 130 p., 1986.
- VAN SWAAIJ, W. P. M.; BUURMAN, C.; VAN BREUGEL, J. W. Chem Eng. Sci. 25, 1818, 1970. In: CAPES, C.E; NAKAMURA, K. Vertical pneumatic conveying: An experimental study with particles in the intermediate and turbulent flow regimes. The Canadian Journal of Chemical Engineering, vol.51, p. 31 – 38, 1973.

-
- WEBER, M. E. Private communication, 1973. In: KEMP, I. C. Scale-up of pneumatic conveying dryers. Drying Technology. vol. 12, n^o 1 & 2, p. 279 – 297, 1994.
- WERTHER, J. Measurement techniques in fluidized beds. Powder Technology. vol. 102, p. 15 – 36, 1999.
- WEXLER, A. Vapor pressure formulation for ice. Journal of Research of the National Bureau of Standards – A. Physics and Chemistry, vol.81A, n^o1, p.5-19, 1977. In: HARDY, B. ITS-90 formulations for vapor pressure, frostpoint temperature, dewpoint temperature, and enhancement factors in the range -100 to +100^oC. The Proceedings of the Third International Symposium on Humidity & Moisture, Teddington, London, april, 1998.
- WIRTH, K. E. Heat transfer in circulating fluidized beds. Chemical Engineering Science. vol.50, n^o 13, p. 2137 – 2151, 1995.
- YANG, W. C. A correlation for solid friction factor in vertical pneumatic conveying lines. AIChE Journal. vol.24, n^o3, p. 548 – 552, 1978.
- YIANNESKIS, M. Velocity particle sizing and concentration measurements for multiphase flow. Powder Technology. vol.49, n^o 3, p. 261 – 269, 1987.

ANEXO A
RESULTADOS EXPERIMENTAIS E CALCULADOS ATRAVÉS DE
CORRELAÇÕES DO COEFICIENTE DE ATRITO FLUIDO-PAREDE

Tabela A.1 – Resultados experimentais e calculados através de correlações para o coeficiente de atrito fluido-parede.

Re	$f_f(\text{exp})$	Blasius Eq. 2.73	McAdams Eq. 2.74	Konakov Eq. 2.75	Drew e Generaux Eq. 2.76	e/D_t (Colebrook) Eq. 2.77	Swamee e Jain Eq. 2.78	B parâmetro Eq. 2.79	A parâmetro Eq. 2.79	Churchil Eq. 2.79
Experimento n ^o 1										
57200,55	0,00927	0,00511	0,00514	0,00501	0,00603	0,00851	0,00935	0,00118	4,371E+18	0,00935
52156,34	0,00886	0,00523	0,00524	0,00511	0,00614	0,00722	0,00895	0,00517	6,217E+18	0,00895
46380,38	0,00879	0,00539	0,00536	0,00525	0,00629	0,00690	0,00888	0,03378	6,598E+18	0,00888
42191,23	0,00840	0,00552	0,00547	0,00536	0,00641	0,00572	0,00850	0,15364	9,416E+18	0,00850
39801,02	0,00866	0,00560	0,00553	0,00543	0,00648	0,00636	0,00876	0,39062	7,371E+18	0,00876
38131,18	0,00861	0,00566	0,00558	0,00549	0,00654	0,00618	0,00872	0,77548	7,658E+18	0,00872
Experimento n ^o 2										
53842,06	0,00915	0,00506	0,00521	0,00507	0,00610	0,00811	0,00924	0,00311	4,812E+18	0,00924
51053,27	0,00884	0,00513	0,00526	0,00514	0,00617	0,00716	0,00894	0,00727	6,300E+18	0,00894
47996,32	0,00895	0,00521	0,00533	0,00521	0,00624	0,00740	0,00905	0,01953	5,710E+18	0,00905
43846,48	0,00881	0,00533	0,00542	0,00531	0,00636	0,00691	0,00891	0,08300	6,431E+18	0,00891
40572,25	0,00867	0,00543	0,00551	0,00541	0,00646	0,00642	0,00877	0,28734	7,288E+18	0,00877
38999,87	0,00821	0,00549	0,00555	0,00546	0,00651	0,00514	0,00831	0,54081	1,120E+19	0,00832
Experimento n ^o 3										
56927,35	0,00909	0,00499	0,00515	0,00501	0,00604	0,00798	0,00918	0,00127	5,079E+18	0,00918
51793,22	0,00940	0,00511	0,00525	0,00512	0,00615	0,00883	0,00949	0,00578	3,891E+18	0,00949
48571,78	0,00793	0,00519	0,00531	0,00519	0,00623	0,00469	0,00802	0,01614	1,495E+19	0,00802
43942,41	0,00870	0,00533	0,00542	0,00531	0,00635	0,00658	0,00880	0,08015	7,141E+18	0,00880
40479,66	0,00877	0,00544	0,00551	0,00541	0,00646	0,00668	0,00887	0,29803	6,688E+18	0,00887
38497,48	0,00859	0,00550	0,00557	0,00548	0,00653	0,00614	0,00870	0,66549	7,805E+18	0,00870

continuação da Tabela A.1.

Re	$f_f(\text{exp})$	Blasius Eq. 2.73	McAdams Eq. 2.74	Konakov Eq. 2.75	Drew e Generaux Eq. 2.76	e/D_t (Colebrook) Eq. 2.77	Swamee e Jain Eq. 2.78	B parâmetro Eq. 2.79	A parâmetro Eq. 2.79	Churchil Eq. 2.79
Experimento n° 4										
57074,32	0,00958	0,00499	0,00515	0,00501	0,00603	0,00950	0,00967	0,00122	3,351E+18	0,00967
56021,08	0,00971	0,00501	0,00517	0,00503	0,00606	0,00989	0,00979	0,00165	3,023E+18	0,00979
51224,27	0,00911	0,00512	0,00526	0,00513	0,00616	0,00795	0,00921	0,00689	4,959E+18	0,00921
47298,31	0,00907	0,00523	0,00534	0,00522	0,00626	0,00775	0,00917	0,02469	5,127E+18	0,00917
43340,94	0,00902	0,00534	0,00544	0,00533	0,00637	0,00750	0,00912	0,09993	5,344E+18	0,00912
40209,14	0,00913	0,00544	0,00552	0,00542	0,00647	0,00773	0,00923	0,33179	4,852E+18	0,00923
Experimento n° 5										
57397,65	0,00829	0,00498	0,00514	0,00500	0,00603	0,00576	0,00838	0,00112	1,056E+19	0,00838
53005,66	0,00830	0,00508	0,00522	0,00509	0,00612	0,00570	0,00839	0,00399	1,046E+19	0,00839
48043,79	0,00823	0,00521	0,00533	0,00521	0,00624	0,00542	0,00832	0,01922	1,114E+19	0,00832
42655,19	0,00777	0,00536	0,00545	0,00535	0,00639	0,00416	0,00786	0,12898	1,751E+19	0,00786
34828,18	0,00836	0,00564	0,00568	0,00561	0,00666	0,00536	0,00846	3,30495	9,711E+18	0,00846
32817,20	0,00746	0,00573	0,00575	0,00568	0,00674	0,00308	0,00755	8,55920	2,415E+19	0,00755
31084,38	0,00774	0,00581	0,00581	0,00576	0,00682	0,00362	0,00783	20,3883	1,803E+19	0,00783
Experimento n° 6										
57000,87	0,00927	0,00499	0,00515	0,00501	0,00604	0,00852	0,00936	0,00125	4,362E+18	0,00936
49906,67	0,00890	0,00516	0,00529	0,00516	0,00620	0,00731	0,00900	0,01046	5,962E+18	0,00900
45188,39	0,00851	0,00529	0,00539	0,00528	0,00632	0,00609	0,00860	0,05124	8,531E+18	0,00860
38095,69	0,00855	0,00552	0,00558	0,00549	0,00654	0,00601	0,00866	0,78712	8,111E+18	0,00866
35745,88	0,00849	0,00561	0,00565	0,00557	0,00662	0,00574	0,00859	2,17992	8,598E+18	0,00859
32625,30	0,00893	0,00574	0,00576	0,00569	0,00675	0,00685	0,00904	9,40124	5,726E+18	0,00904
31578,01	0,00821	0,00578	0,00579	0,00574	0,00679	0,00482	0,00832	15,8453	1,114E+19	0,00832

continuação da Tabela A.1.

Re	$f_f(\text{exp})$	Blasius Eq. 2.73	McAdams Eq. 2.74	Konakov Eq. 2.75	Drew e Generaux Eq. 2.76	e/D_t (Colebrook) Eq. 2.77	Swamee e Jain Eq. 2.78	B parâmetro Eq. 2.79	A parâmetro Eq. 2.79	Churchil Eq. 2.79
Experimento n ^o 7										
56855,73	0,00923	0,00499	0,00515	0,00501	0,00604	0,00841	0,00932	0,00130	4,496E+18	0,00932
49245,98	0,00902	0,00518	0,00530	0,00518	0,00621	0,00765	0,00912	0,01295	5,355E+18	0,00912
44766,87	0,00870	0,00530	0,00540	0,00529	0,00633	0,00661	0,00880	0,05953	7,132E+18	0,00880
40185,46	0,00843	0,00545	0,00552	0,00542	0,00647	0,00574	0,00853	0,33493	9,119E+18	0,00853
36064,25	0,00837	0,00559	0,00564	0,00556	0,00661	0,00543	0,00847	1,89159	9,654E+18	0,00847
33902,83	0,00848	0,00568	0,00571	0,00564	0,00670	0,00564	0,00859	5,08490	8,661E+18	0,00859
32279,82	0,00914	0,00575	0,00577	0,00571	0,00676	0,00746	0,00925	11,1470	4,756E+18	0,00925
Experimento n ^o 8										
56238,54	0,00932	0,00501	0,00516	0,00503	0,00605	0,00866	0,00941	0,00155	4,171E+18	0,00941
49064,70	0,00893	0,00518	0,00530	0,00518	0,00622	0,00737	0,00903	0,01373	5,804E+18	0,00903
44752,61	0,00852	0,00530	0,00540	0,00529	0,00633	0,00611	0,00862	0,05984	8,422E+18	0,00862
39637,13	0,00864	0,00546	0,00554	0,00544	0,00649	0,00629	0,00874	0,41727	7,519E+18	0,00874
36348,87	0,00894	0,00558	0,00563	0,00555	0,00660	0,00705	0,00905	1,66803	5,683E+18	0,00905
34498,33	0,00834	0,00566	0,00569	0,00562	0,00667	0,00529	0,00845	3,84848	9,884E+18	0,00845
31258,37	0,00864	0,00580	0,00580	0,00575	0,00681	0,00595	0,00875	18,6464	7,439E+18	0,00875

ANEXO B

RESULTADOS EXPERIMENTAIS DE PRESSÕES, VAZÕES DE SÓLIDOS, VELOCIDADES DO GÁS E GRADIENTES DE PRESSÃO OBTIDOS PARA ESFERAS DE VIDRO E PARTÍCULAS DE ALUMINA

Tabela B.1 – Resultados experimentais fluidodinâmicos obtidos para esferas de vidro.

T (K)	ΔH_{placa} (cm c.a)	P_T (cm ca)	W_s (kg/s)	U (m/s)	$-dP/dz$ (Pa/m)	z - distância axial (m)								
						0,175	0,475	0,775	1,075	1,375	2,175	2,995	3,865	
						Pressões (cm c.a)								
						P_1	P_2	P_3	P_4	P_5	P_6	P_7	P_8	P_{ref}
Experimento n ^o 1														
400,6	122,4	126,6	0,0247	28,1	329,4	15,6	15,4	16,5	18,5	20,1	22,6	24,7	27,5	30,3
405,5	100,6	100,7	0,0245	25,9	287,1	16,5	16,2	17,2	18,9	20,2	22,4	24,2	26,8	29,0
404,4	78,9	76,2	0,0248	23,2	241,2	17,2	17,1	18,0	19,4	20,4	22,3	23,9	26,0	28,0
402,9	62,6	61,2	0,0257	20,7	226,1	17,5	17,4	18,1	19,5	20,3	22,0	23,7	25,6	27,6
401,5	55,8	55,8	0,0239	19,6	247,4	17,2	17,3	18,0	19,3	20,1	22,1	23,9	26,1	28,1
399,9	48,3	51,7	0,0227	18,2	332,4	15,9	16,2	17,1	18,4	19,3	21,8	24,6	27,8	30,4
Experimento n ^o 2														
403,4	108,8	107,5	0,0365	26,8	348,2	16,0	14,8	16,3	18,2	19,8	22,6	24,8	27,8	30,7
405,3	97,9	96,6	0,0357	25,6	320,5	17,0	15,7	16,6	18,4	19,9	22,4	24,5	27,2	29,8
404,3	85,7	84,4	0,0349	24,0	296,1	17,1	16,2	16,9	18,6	19,9	22,2	24,2	26,7	29,1
402,2	68,0	68,0	0,0350	21,5	278,9	16,9	16,4	17,5	19,0	20,1	22,3	24,2	26,7	28,7
402,5	59,8	59,9	0,0355	20,3	291,1	16,6	16,1	17,4	18,8	19,9	22,2	24,3	26,9	29,3
400,9	51,7	57,2	0,0355	18,8	408,5	14,9	15,0	16,1	17,6	18,8	22,0	25,3	29,2	32,5

continuação da Tabela B.1.

T (K)	ΔH_{placa} (cm c.a)	P_T (cm ca)	W_s (kg/s)	U (m/s)	-dP/dz (Pa/m)	z - distância axial (m)								
						0,175	0,475	0,775	1,075	1,375	2,175	2,995	3,865	
						Pressões (cm c.a)								
						P ₁	P ₂	P ₃	P ₄	P ₅	P ₆	P ₇	P ₈	P _{ref.}
Experimento n ^o 3														
403,1	122,4	122,5	0,0432	28,2	397,7	16,3	14,2	15,5	17,7	19,6	22,6	25,2	28,7	31,7
405,2	100,6	100,7	0,0435	25,9	349,5	15,9	14,9	16,3	18,4	19,8	22,7	24,9	27,9	30,7
404,9	87,0	87,1	0,0435	24,2	325,6	16,2	15,2	16,7	18,6	20,0	22,6	24,7	27,5	30,0
402,1	68,0	68,1	0,0446	21,5	319,1	16,0	15,6	16,8	18,6	19,8	22,4	24,6	27,3	29,9
400,8	56,4	59,9	0,0441	19,7	374,6	15,1	15,3	16,4	18,1	19,1	22,2	25,1	28,5	31,5
401,3	50,3	58,5	0,0343	18,6	504,1	13,5	13,7	15,0	16,5	17,8	21,8	26,0	31,0	35,0
Experimento n ^o 4														
402,6	122,4	127,9	0,0544	28,2	436,2	15,0	13,5	14,7	17,3	19,3	22,9	25,5	29,2	32,6
402,1	122,4	126,6	0,0540	28,2	429,2	15,1	13,3	14,9	17,6	19,6	23,2	25,7	29,2	32,5
406,8	97,9	99,4	0,0548	25,6	384,4	15,2	14,1	15,8	18,0	19,7	22,8	25,3	28,5	31,5
405,2	81,6	84,4	0,0554	23,5	352,1	15,2	14,8	16,3	18,3	19,8	22,7	25,0	27,9	30,6
404,1	68,0	69,4	0,0552	21,6	354,3	15,2	15,2	16,4	18,3	19,6	22,5	25,0	28,0	30,7
402,0	55,8	62,6	0,0523	19,5	449,1	13,7	14,0	15,4	17,3	18,6	22,2	25,7	29,9	33,3

Tabela B.2 – Resultados experimentais fluidodinâmicos obtidos para partículas de alumina.

T (K)	ΔH_{placa} (cm c.a)	P_T (cm ca)	W_s (kg/s)	U (m/s)	-dP/dz (Pa/m)	z - distância axial (m)								
						0,175	0,475	0,775	1,075	1,375	2,175	2,995	3,865	
						Pressões (cm c.a)								
						P ₁	P ₂	P ₃	P ₄	P ₅	P ₆	P ₇	P ₈	P _{ref.}
Experimento n ^o 5														
401,7	126,5	122,5	0,0239	28,6	348,8	16,2	15,0	16,3	18,3	20,0	22,6	24,7	28,0	31,6
405,5	107,4	102,1	0,0242	26,8	301,5	17,0	16,0	17,2	18,9	20,3	22,6	24,4	27,3	30,2
406,3	87,0	80,3	0,0244	24,3	258,6	17,5	16,8	17,8	19,3	20,4	22,4	24,1	26,4	29,2
402,9	66,6	61,3	0,0236	21,4	215,6	18,2	17,7	18,5	19,8	20,6	22,3	23,7	25,7	27,8
397,9	42,2	40,8	0,0257	17,0	192,3	18,6	18,3	18,9	19,9	20,6	22,2	23,5	25,2	27,3
396,5	35,4	35,4	0,0258	15,6	191,5	18,6	18,2	18,9	19,9	20,5	22,0	23,4	25,2	27,1
395,5	32,6	32,7	0,0247	15,0	218,8	18,3	18,0	18,6	19,6	20,1	21,8	23,6	25,7	27,6
Experimento n ^o 6														
402,2	123,8	122,5	0,0262	28,4	359,2	16,1	15,8	15,6	17,8	19,5	22,5	24,5	27,6	30,7
406,0	95,2	92,6	0,0262	25,3	299,1	16,3	16,1	16,7	18,5	19,7	22,3	24,1	26,6	29,5
403,8	74,1	70,8	0,0254	22,5	244,4	17,2	17,1	17,6	19,1	20,1	22,1	23,7	25,7	28,3
400,8	51,7	49,0	0,0264	18,9	203,4	18,0	17,9	18,3	19,5	20,2	21,9	23,3	25,0	27,3
399,8	43,5	42,2	0,0260	17,3	194,7	18,1	18,0	18,5	19,6	20,2	21,8	23,2	24,9	27,2
397,8	36,7	36,8	0,0270	15,9	200,5	18,0	18,0	18,5	19,4	20,1	21,7	23,2	25,0	27,3
397,2	34,0	35,4	0,0266	15,3	205,6	18,0	18,1	18,5	19,4	20,1	21,7	23,4	25,1	27,5

continuação da Tabela B.2.

T (K)	ΔH_{placa} (cm c.a)	P_T (cm ca)	W_s (kg/s)	U (m/s)	-dP/dz (Pa/m)	z - distância axial (m)								
						0,175	0,475	0,775	1,075	1,375	2,175	2,995	3,865	
						Pressões (cm c.a)								
						P ₁	P ₂	P ₃	P ₄	P ₅	P ₆	P ₇	P ₈	P _{ref.}
Experimento n ^o 7														
401,9	121,0	127,9	0,0344	28,0	385,4	15,3	14,9	15,2	17,5	19,3	22,4	24,8	28,0	32,2
404,2	91,1	92,6	0,0342	24,7	314,0	16,0	15,8	16,4	18,3	19,6	22,3	24,2	26,8	30,2
401,3	72,1	72,1	0,0338	22,1	266,3	16,7	16,6	17,2	18,8	19,8	21,9	23,8	26,0	29,1
399,2	54,4	55,8	0,0359	19,3	239,0	17,2	17,1	17,7	19,0	19,9	21,8	23,6	25,5	28,3
397,7	43,5	46,3	0,0352	17,3	225,0	17,4	17,3	18,0	19,2	19,9	21,8	23,5	25,3	28,2
396,9	39,4	42,2	0,0352	16,5	229,5	17,4	17,4	18,0	19,1	19,8	21,7	23,5	25,4	28,2
395,3	34,0	39,5	0,0333	15,3	242,2	17,3	17,4	17,9	18,9	19,7	21,7	23,5	25,7	28,4
Experimento n ^o 8														
402,8	118,3	127,9	0,0443	27,7	431,4	15,1	14,3	14,6	17,0	19,0	22,5	25,3	28,8	33,3
405,0	89,8	93,9	0,0437	24,5	340,7	15,8	15,3	16,2	18,2	19,7	22,5	24,6	27,5	30,1
401,8	70,7	73,5	0,0430	21,9	302,3	16,6	16,1	16,7	18,4	19,6	22,1	24,2	26,6	29,8
399,3	54,4	57,2	0,0428	19,3	250,1	17,2	16,9	17,4	18,8	19,8	22,0	22,8	26,0	28,9
398,7	46,2	49,0	0,0433	17,8	255,6	17,1	16,9	17,5	18,8	19,7	21,8	23,7	25,8	28,9
396,5	38,8	43,6	0,0429	16,3	253,7	17,2	17,1	17,6	18,8	19,7	21,7	23,7	25,8	28,8
394,2	32,6	38,1	0,0389	15,0	290,6	16,7	16,7	17,3	18,4	19,2	21,5	23,9	26,6	29,8

ANEXO C
RESULTADOS OBTIDOS NA DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE
DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-SÓLIDO PELOS MÉTODOS I,
II e III

Tabela C.1 – Resultados obtidos na determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido, pelos métodos I e II, para esferas de vidro.

T_{g1} °C	T_{g2} °C	T_{s1} °C	T_{s2} °C	$T_{susp.}$ °C	ρ_g kg/m ³	ϵ -	A Eq. 3.9	B Eq.3.9	T_{g2} (ajustado) °C	ΔT_m °C	ΔT_m (ajustado) °C	h (método I) kcal/hm ² °C	h (método II) kcal/hm ² °C
Experimento n ^o 1													
125,3	111,5	26,5	45,7	99,4	0,817	0,9962	0,2452	1,1555	111,4	81,2	81,1	143,11	144,68
130,7	113,1	22,2	47,3	100,1	0,799	0,9961	0,2605	1,2275	113,0	85,4	85,3	151,93	152,49
130,0	108,5	22,5	47,8	97,0	0,803	0,9965	0,3007	1,3647	108,4	81,9	81,8	193,03	194,76
128,9	103,5	23,7	48,9	93,4	0,809	0,9958	0,3261	1,5234	103,5	77,2	77,1	182,62	183,12
128,0	98,9	24,6	50,6	93,6	0,814	0,9945	0,2632	2,2908	98,7	72,4	72,3	161,96	162,99
127,9	93,7	26,5	53,8	93,8	0,820	0,9906	-3,7E-06	12,338	93,3	65,9	65,6	114,47	116,40
Experimento n ^o 2													
128,3	108,9	25,0	48,7	91,2	0,807	0,9945	0,259	1,0891	108,7	79,8	79,7	133,06	134,70
129,7	107,8	21,2	44,1	90,0	0,800	0,9946	0,2538	1,1683	107,8	84,2	84,2	137,08	137,07
128,8	106,2	23,2	45,9	89,2	0,804	0,9947	0,2731	1,1845	106,1	80,8	80,8	141,90	142,49
127,4	99,3	22,9	46,1	85,6	0,811	0,9942	0,3414	1,3316	99,3	76,0	76,0	154,30	154,71
127,9	93,7	24,2	48,8	84,5	0,810	0,9929	0,3715	1,7011	93,8	70,2	70,3	156,25	155,90
127,7	84,4	24,9	47,9	83,1	0,816	0,9875	8,30E-03	6,2646	84,2	64,0	63,9	115,68	116,34

continuação da Tabela C.1.

T_{g1} °C	T_{g2} °C	T_{s1} °C	T_{s2} °C	$T_{susp.}$ °C	ρ_g kg/m ³	ε -	A Eq. 3.9	B Eq.3.9	T_{g2} (ajustado) °C	ΔT_m °C	ΔT_m (ajustado) °C	h (método I) kcal/hm ² °C	h (método II) kcal/hm ² °C
Experimento n ^o 3													
127,4	109,0	25,6	47,7	88,1	0,808	0,9933	0,2038	1,0961	108,9	79,9	79,8	109,17	109,91
129,5	107,0	24,7	46,8	86,5	0,801	0,9940	0,2508	1,113	106,8	80,5	80,3	134,81	136,06
129,4	102,6	24,0	47,0	84,5	0,802	0,9930	0,2897	1,2162	102,5	77,8	77,8	133,01	133,36
126,6	93,1	23,3	45,3	79,2	0,812	0,9925	0,3547	1,4139	93,2	72,0	72,1	150,56	149,90
127,4	84,4	28,0	50,0	79,9	0,816	0,9895	0,2631	2,6593	84,5	61,3	61,3	148,96	148,59
130,0	86,7	29,6	55,8	86,9	0,815	0,9837	-3,9E-06	13,025	86,6	59,0	58,9	94,80	95,05
Experimento n ^o 4													
126,5	104,8	21,8	42,8	80,2	0,810	0,9922	0,2273	1,0137	104,7	81,5	81,4	108,13	108,69
126,6	104,5	21,4	42,5	80,3	0,812	0,9925	0,236	1,0196	104,3	81,7	81,6	114,86	115,86
131,0	103,1	22,2	44,8	79,6	0,795	0,9922	0,2681	1,115	102,9	80,9	80,8	125,20	125,94
129,9	97,3	24,2	46,2	77,6	0,801	0,9923	0,3175	1,2211	97,4	75,1	75,2	147,16	146,91
129,2	91,2	26,4	49,3	76,4	0,804	0,9912	0,4003	1,3751	91,3	67,8	67,9	153,92	153,34
128,3	81,2	29,9	47,9	76,8	0,812	0,9866	0,2769	2,6957	81,3	60,1	60,2	128,48	128,14

Tabela C.2 – Resultados obtidos na determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido, pelos métodos I e II, para partículas de alumina.

T_{g1} °C	T_{g2} °C	T_{s1} °C	T_{s2} °C	$T_{susp.}$ °C	ρ_g kg/m ³	ϵ -	A Eq. 3.9	B Eq.3.9	T_{g2} (ajustado) °C	ΔT_m °C	ΔT_m (ajustado) °C	h (método I) kcal/hm ² °C	h (método II) kcal/hm ² °C
Experimento n ^o 5													
127,1	111,5	26,8	44,0	99,6	0,813	0,9923	0,2479	1,2573	111,3	82,8	82,7	78,90	79,96
131,0	112,6	27,2	45,5	100,5	0,799	0,9934	0,2631	1,3096	112,5	84,1	84,1	99,45	100,00
131,6	109,8	27,2	45,3	98,5	0,797	0,9941	0,2770	1,4480	109,7	82,8	82,8	119,29	119,83
128,7	104,0	27,9	45,9	94,9	0,809	0,9942	0,2912	1,6631	104,0	77,5	77,5	132,38	132,59
123,9	88,4	27,8	43,7	85,2	0,827	0,9937	0,0620	3,8702	88,3	67,1	67,1	163,96	164,22
122,6	83,8	25,9	44,8	81,6	0,832	0,9928	0,0178	5,1804	83,6	63,5	63,4	151,78	152,63
122,3	77,0	26,1	43,1	81,7	0,835	0,9909	2,6077	0,6153	87,5	59,7	67,0	145,18	99,34
Experimento n ^o 6													
126,1	110,7	22,8	43,8	95,5	0,811	0,9929	0,2164	1,1423	110,7	83,8	83,8	82,73	82,55
129,7	109,8	24,2	43,0	95,5	0,798	0,9931	0,2564	1,2508	109,9	84,7	84,8	96,12	95,76
127,7	104,6	23,2	41,5	92,0	0,806	0,9940	0,2709	1,4164	104,7	82,0	82,1	118,75	118,27
125,1	94,5	26,3	43,6	86,7	0,816	0,9941	0,2793	1,9374	94,7	72,2	72,4	152,58	151,52
124,5	90,6	28,1	44,5	85,7	0,820	0,9939	0,1812	2,6921	90,7	68,2	68,2	160,51	159,84
122,8	84,1	29,1	45,6	82,4	0,827	0,9929	0,0114	5,6351	84,2	62,1	62,1	160,61	160,53
122,3	77,0	29,1	46,1	81,5	0,829	0,9920	2,2738	0,5361	88,7	56,4	64,6	176,85	114,57

continuação da Tabela C.2.

T_{g1} °C	T_{g2} °C	T_{s1} °C	T_{s2} °C	$T_{susp.}$ °C	ρ_g kg/m ³	ε -	A Eq. 3.9	B Eq.3.9	T_{g2} (ajustado) °C	ΔT_m °C	ΔT_m (ajustado) °C	h (método I) kcal/hm ² °C	h(método II) kcal/hm ² °C
Experimento n ^o 7													
126,6	107,4	22,4	39,3	89,2	0,812	0,9912	0,2147	1,2023	107,2	84,9	84,7	81,15	82,14
128,6	103,5	22,8	38,8	87,5	0,804	0,9920	0,2641	1,3342	103,4	83,6	83,5	104,02	104,69
126,2	98,2	22,2	37,3	83,6	0,815	0,9927	0,2967	1,4018	98,0	80,6	80,5	119,14	119,77
123,8	89,9	22,3	36,7	77,6	0,822	0,9925	0,3191	1,6017	89,9	74,7	74,7	132,90	132,87
122,7	80,9	23,0	37,1	75,2	0,828	0,9921	0,1783	2,7841	80,8	68,0	67,9	153,77	154,34
122,3	79,2	26,6	40,8	75,7	0,830	0,9913	0,0786	3,7900	79,0	62,7	62,6	149,86	150,79
121,6	72,8	27,5	41,7	75,4	0,836	0,9904	--	--	--	56,9	--	158,84	--
Experimento n ^o 8													
126,7	104,7	25,6	41,4	84,0	0,809	0,9885	0,2157	1,2015	104,5	80,7	80,6	73,64	74,44
128,8	101,4	26,0	41,9	82,5	0,801	0,9904	0,2507	1,3048	101,4	79,2	79,2	98,09	98,35
125,2	95,0	25,0	39,4	77,9	0,813	0,9904	0,2836	1,3606	95,0	75,7	75,7	103,05	103,05
123,0	85,7	24,5	37,6	73,8	0,822	0,9918	0,3053	1,7306	85,7	70,2	70,3	143,14	143,07
122,7	79,3	24,0	37,7	71,2	0,824	0,9907	0,2842	2,2468	78,7	66,1	65,7	144,12	146,85
120,2	75,7	26,3	37,9	69,6	0,832	0,9900	0,2245	2,5657	75,8	61,7	61,8	135,23	134,77
119,0	66,1	25,4	38,9	69,1	0,840	0,9871	--	--	--	53,7	--	133,74	--

Tabela C.3 – Resultados obtidos na determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido, pelo método III, para esferas de vidro.

W_s kg/s	W_g m ³ /min	U m/s	-dP/dz Pa/m	ε -	Re_p -	$B_v(10^3)$ -	Pr -	ζ Eq.3.21	h (método III) kcal/hm ² °C	Nu_p -
Experimento n ^o 1										
0,0247	3,78	28,1	329,43	0,9961	3754,28	3,841	0,705	-0,2112	174,60	22,18
0,0245	3,48	25,9	287,15	0,9960	3367,69	3,872	0,704	-0,2304	179,64	22,59
0,0248	3,11	23,2	241,21	0,9965	2988,28	3,538	0,705	-0,2780	242,28	30,53
0,0257	2,79	20,7	226,09	0,9958	2704,4	4,244	0,705	-0,3212	231,12	29,22
0,0239	2,63	19,6	247,36	0,9945	2612,15	5,540	0,705	-0,4235	217,80	27,62
0,0227	2,45	18,2	332,36	0,9906	2500,97	9,462	0,706	-0,6152	175,32	22,31
Experimento n ^o 2										
0,0365	3,60	26,8	348,22	0,9945	3522,15	5,574	0,705	-0,2104	158,76	20,05
0,0357	3,44	25,6	320,49	0,9946	3324,57	5,464	0,705	-0,2177	160,92	20,24
0,0349	3,23	24,1	296,13	0,9947	3127,27	5,286	0,705	-0,2327	169,92	21,42
0,0350	2,89	21,5	278,93	0,9942	2828,25	5,800	0,705	-0,2986	191,88	24,29
0,0355	2,72	20,3	291,14	0,9929	2682,19	7,155	0,706	-0,3828	197,64	25,01
0,0355	2,53	18,8	408,55	0,9875	2569,47	12,638	0,706	-0,5665	161,28	20,47

continuação da Tabela C.3.

W_s kg/s	W_g m ³ /min	U m/s	-dP/dz Pa/m	ε -	Re_p -	$B_v(10^3)$ -	Pr -	ζ Eq.3.21	h (método III) kcal/hm ² °C	Nu_p -
Experimento n ^o 3										
0,0432	3,79	28,2	397,74	0,9933	3734,57	6,750	0,705	-0,1744	122,40	15,47
0,0435	3,48	25,9	349,53	0,9940	3353,84	3,002	0,705	-0,2083	158,04	19,89
0,0435	3,26	24,2	325,58	0,9930	3158,81	7,087	0,705	-0,2480	156,96	19,76
0,0446	2,89	21,5	319,09	0,9925	2837,11	7,515	0,705	-0,3205	182,88	23,16
0,0441	2,64	19,7	374,60	0,9895	2648,43	10,645	0,706	-0,5013	195,48	24,82
0,0343	2,50	18,6	504,08	0,9837	2557,61	16,568	0,706	-0,6648	141,84	17,99
Experimento n ^o 4										
0,0544	3,78	28,2	436,21	0,9922	3723,76	7,844	0,705	-0,1803	124,56	15,76
0,0540	3,78	28,2	429,23	0,9927	3719,84	7,532	0,705	-0,1867	137,16	17,37
0,0548	3,44	25,6	384,44	0,9921	3299,63	7,867	0,705	-0,2198	142,92	17,92
0,0554	3,16	23,5	352,14	0,9923	3031,30	7,704	0,705	-0,2664	172,08	21,66
0,0552	2,90	21,6	354,34	0,9911	2810,71	8,907	0,706	-0,3409	184,68	23,29
0,0523	2,62	19,5	449,13	0,9866	2630,48	13,595	0,706	-0,5196	171,72	21,75

Tabela C.4 – Resultados obtidos na determinação do coeficiente de transferência de calor gás-sólido, pelo método III, para partículas de alumina.

W_s kg/s	W_g m ³ /min	U m/s	-dP/dz Pa/m	ε -	Re_p -	$B_v(10^3)$ -	Pr -	ζ Eq.3.21	h (método III) kcal/hm ² °C	Nu_p -
Experimento n ^o 5										
0,0239	3,85	28,63	348,75	0,9923	3871,65	7,79	0,705	-0,2260	100,08	12,69
0,0242	3,60	26,77	301,52	0,9934	3513,68	6,60	0,705	-0,2441	124,56	15,66
0,0244	3,27	24,32	258,60	0,9941	3151,14	5,99	0,705	-0,2752	153,36	19,25
0,0236	2,87	21,37	215,57	0,9942	2801,46	5,82	0,705	-0,3219	171,72	21,71
0,0257	2,29	17,01	192,27	0,9937	2261,97	6,36	0,706	-0,4586	220,68	28,20
0,0258	2,09	15,59	191,53	0,9928	2095,71	7,28	0,707	-0,4902	199,44	25,56
0,0247	2,01	14,96	218,82	0,9909	2051,80	9,16	0,707	-0,6368	197,28	25,34
Experimento n ^o 6										
0,0262	3,81	28,36	359,24	0,9929	3798,03	7,13	0,705	-0,1888	96,48	12,22
0,0262	3,40	25,32	299,12	0,9931	3305,06	6,91	0,705	-0,2310	117,00	14,70
0,0254	3,02	22,49	244,40	0,9940	2938,57	6,01	0,705	-0,2659	146,16	18,45
0,0264	2,53	18,86	203,41	0,9941	2470,02	5,95	0,706	-0,3645	196,92	25,01
0,0260	2,33	17,32	194,72	0,9939	2277,24	6,16	0,706	-0,4273	214,20	27,26
0,0270	2,14	15,90	200,54	0,9929	2117,01	7,14	0,707	-0,5005	213,48	27,28
0,0266	2,05	15,28	205,59	0,9920	2054,15	8,04	0,707	-0,6319	233,64	29,90

continuação da Tabela C.4.

W_s kg/s	W_g m ³ /min	U m/s	-dP/dz Pa/m	ε -	Re_p -	$B_v(10^3)$ -	Pr -	ζ Eq.3.21	h (método III) kcal/hm ² °C	Nu_p -
Experimento n ^o 7										
0,0344	3,76	27,97	385,43	0,9912	3749,96	8,90	0,705	-0,1765	94,32	11,95
0,0342	3,32	24,71	314,03	0,9920	3241,31	8,04	0,705	-0,2485	127,80	16,11
0,0338	2,97	22,10	266,28	0,9927	2913,72	7,38	0,705	-0,2812	151,56	19,23
0,0359	2,59	19,29	239,04	0,9925	2545,35	7,58	0,706	-0,3093	165,96	21,15
0,0352	2,32	17,30	225,03	0,9921	2296,17	8,01	0,707	-0,4436	201,60	25,77
0,0352	2,21	16,48	229,54	0,9913	2205,26	8,78	0,707	-0,4898	200,16	25,63
0,0333	2,05	15,29	242,20	0,9904	2073,37	9,65	0,707	-0,5371	201,96	25,95
Experimento n ^o 8										
0,0443	3,72	27,68	431,41	0,9885	3704,73	11,67	0,705	-0,1958	86,04	10,88
0,0437	3,3	24,54	340,68	0,9904	3199,83	9,73	0,705	-0,2348	115,92	14,59
0,0430	2,94	21,89	302,27	0,9904	2888,39	9,67	0,706	-0,2659	124,20	15,74
0,0428	2,59	19,28	250,12	0,9918	2527,50	8,23	0,706	-0,3444	177,48	22,61
0,0433	2,39	17,83	255,62	0,9907	2354,16	9,37	0,707	-0,4315	189,36	24,16
0,0429	2,19	16,32	253,72	0,9900	2181,01	10,14	0,707	-0,4468	174,24	22,33
0,0389	2,01	14,97	290,63	0,9871	2063,79	13,05	0,708	-0,6362	176,76	22,76

ANEXO D

GRÁFICOS PARA COMPARAÇÃO ENTRE OS VALORES
PREDITOS E OBSERVADOS E AS DISTRIBUIÇÕES DE
FREQUÊNCIA DE RESÍDUOS OBTIDAS A PARTIR DAS
CORRELAÇÕES ESTIMADAS PARA O COEFICIENTE DE
TRANSFERÊNCIA DE CALOR GÁS-SOLIDO

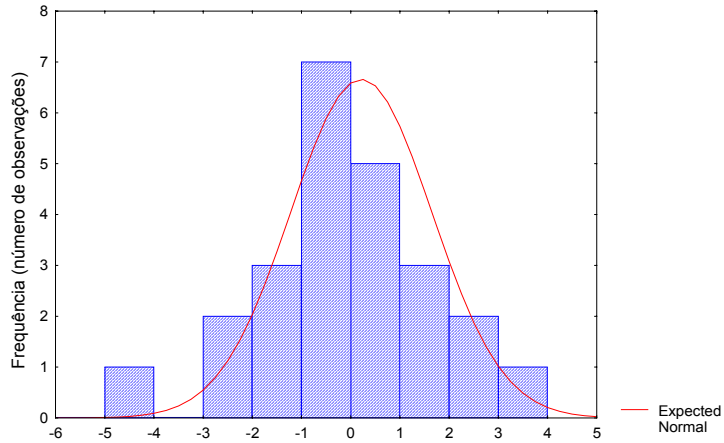


Figura D.1 – Distribuição de freqüência de resíduos determinados para a Equação 4.7, baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978).

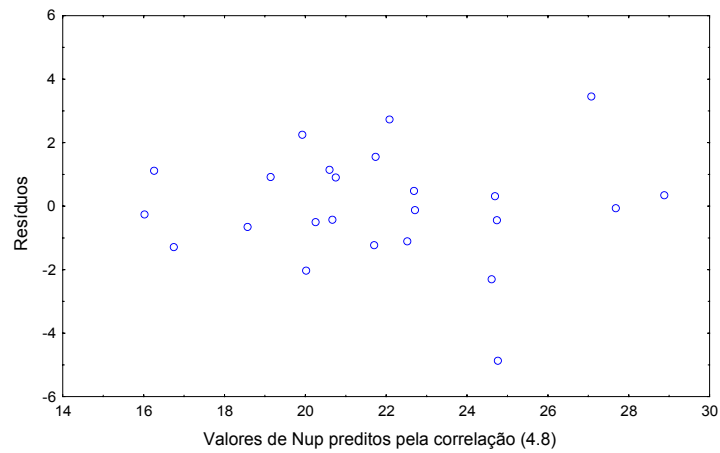


Figura D.2 – Distribuição de resíduos em função dos valores de Nu_p preditos pela Equação 4.7, baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978).

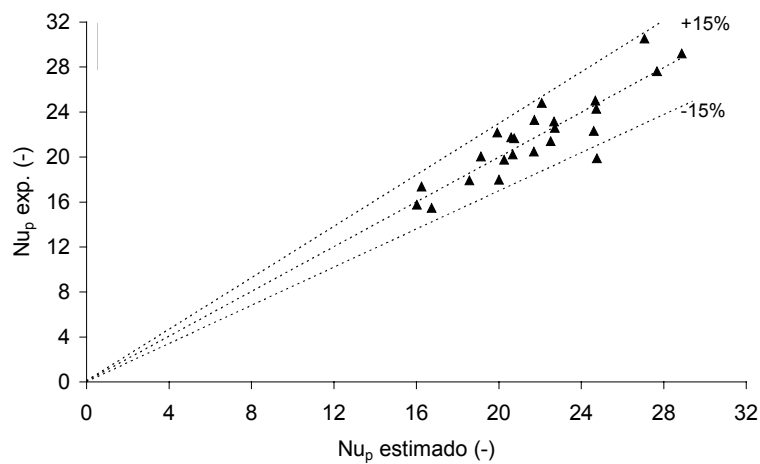


Figura D.3 – Comparação entre os valores de Nu_p experimentais e os valores estimados pela Equação 4.7, baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978).

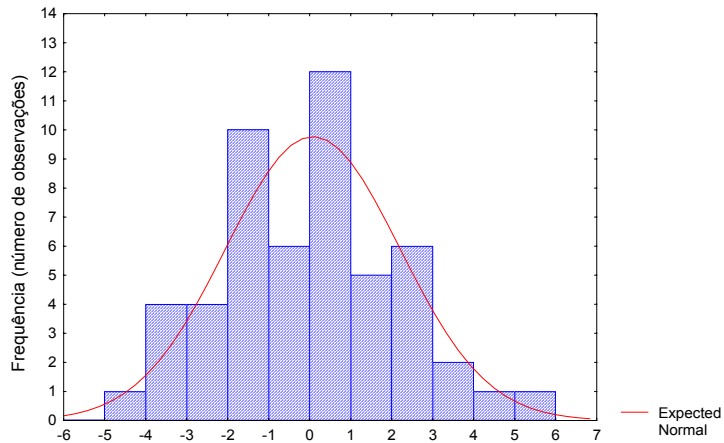


Figura D.4 – Distribuição de freqüência de resíduos determinados para a Equação 4.9, baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978).

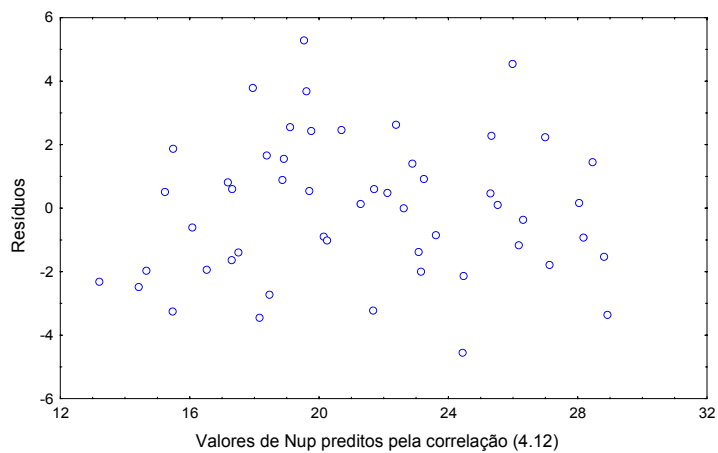


Figura D.5 – Distribuição de resíduos em função dos valores de Nu_p preditos pela Equação 4.9, baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978).

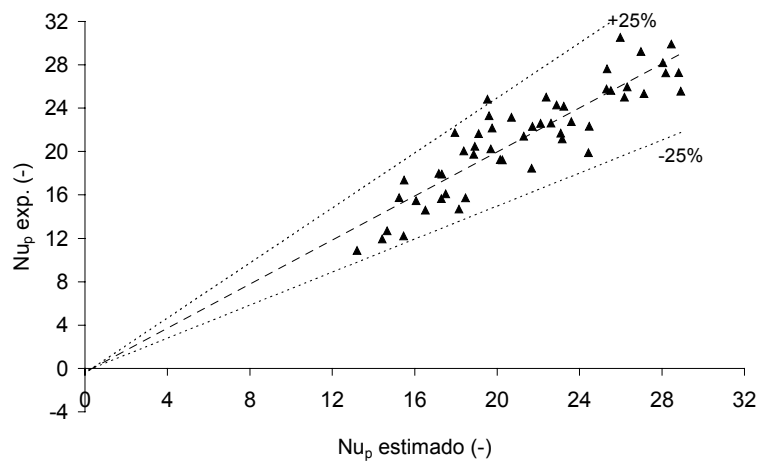


Figura D.6 – Comparação entre os valores de Nu_p experimentais e os valores estimados pela Equação 4.9, baseada em Chukhanov (1971) e Bandrowski e Kaczmarzyk (1978).

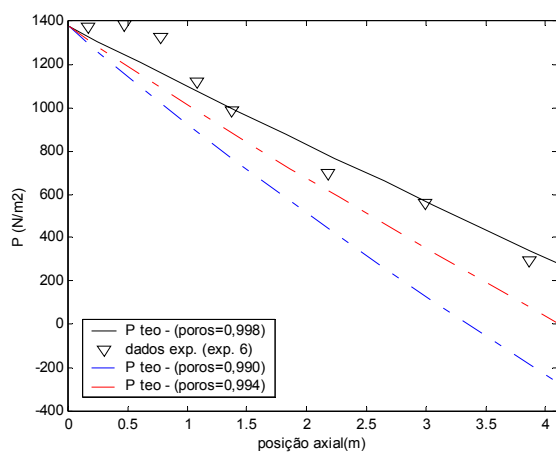
ANEXO E

VERIFICAÇÃO DA INFLUÊNCIA DE Y_0 , V_0 , U_0 e ε_0 SOBRE O
COMPORTAMENTO DA SIMULAÇÃO DO MODELO DE ROCHA
(1988) PARA ESFERAS DE VIDRO (EXPERIMENTO N^o 6) E
UTILIZANDO A EQUAÇÃO 4.8 PARA DETERMINAÇÃO DO
COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR

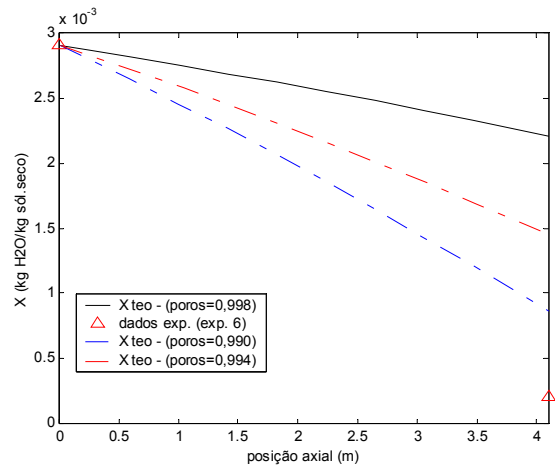
Tabela E.1 – Condições iniciais utilizadas para verificação da influência de Y, v, u e ε sobre o comportamento da simulação – esferas de vidro – experimento nº 6.

teste	ε (-)	v (m/s)	u (m/s)	P (N/m ²)	X (kg/kg)	Y (kg/kg)	T _s (°C)	T _g (°C)
A	0,998	1,21	28,16	1372,93	0,0029	0,006	24,80	126,50
B	0,990*	1,21	28,16	1372,93	0,0029	0,006	24,80	126,50
C	0,994*	1,21	28,16	1372,93	0,0029	0,006	24,80	126,50
D	0,998	1,21	23,00*	1372,93	0,0029	0,006	24,80	126,50
E	0,998	1,21	18,00*	1372,93	0,0029	0,006	24,80	126,50
F	0,998	3,00*	28,16	1372,93	0,0029	0,006	24,80	126,50
G	0,998	0,50*	28,16	1372,93	0,0029	0,006	24,80	126,50
H	0,998	1,21	28,16	1372,93	0,0029	0,100*	24,80	126,50
I	0,998	1,21	28,16	1372,93	0,0029	0,060*	24,80	126,50

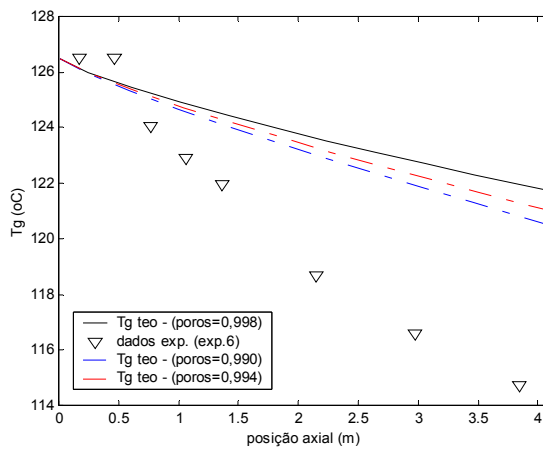
* valores que foram alterados



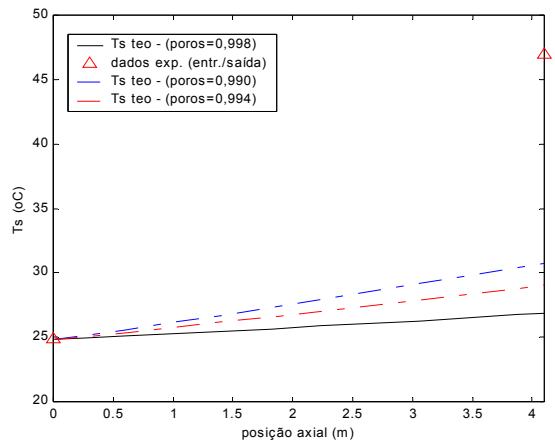
(a)



(b)

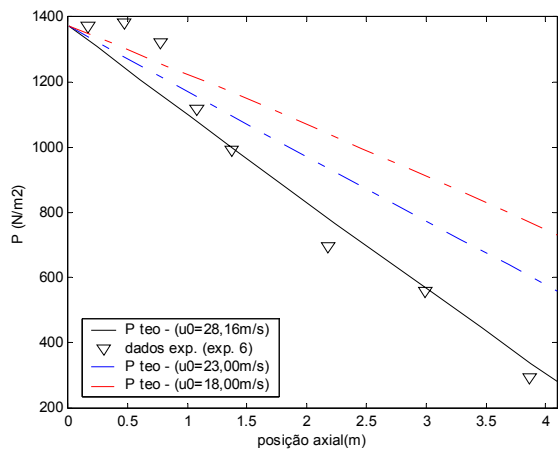


(c)

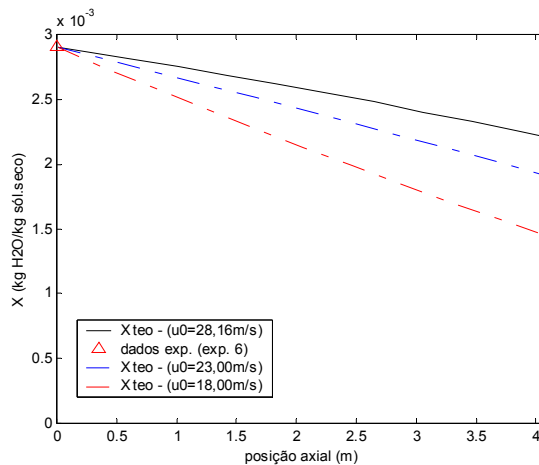


(d)

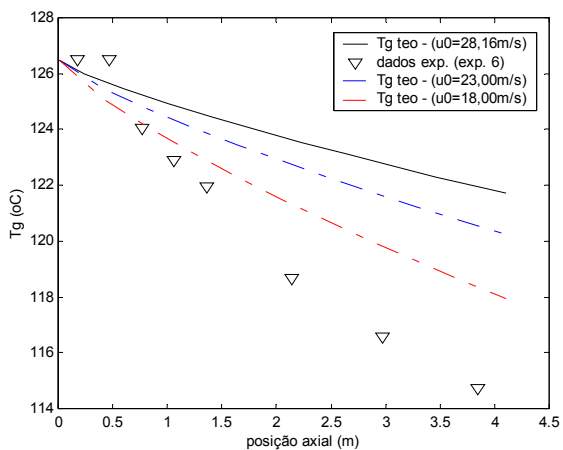
Figura E.1 - Influência do valor inicial da porosidade sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento n° 6 – Equação 4.7 – esferas de vidro: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos.



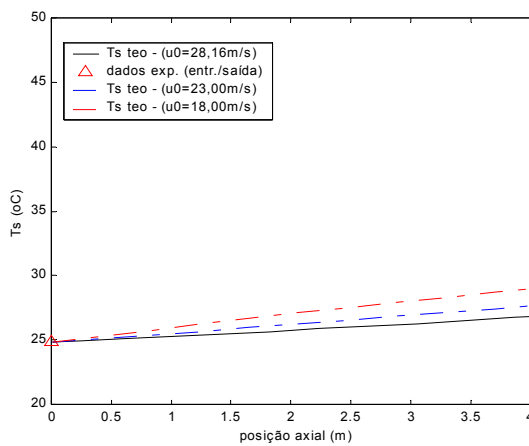
(a)



(b)

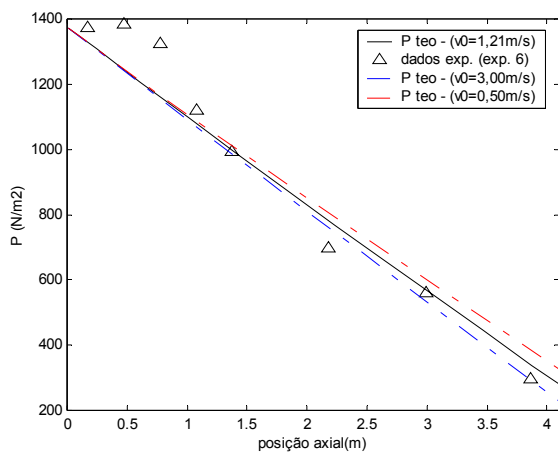


(c)

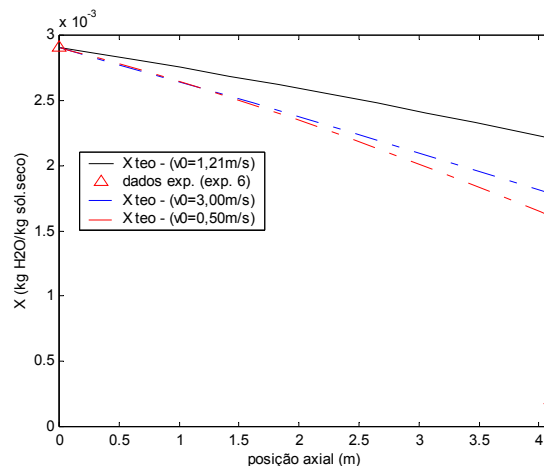


(d)

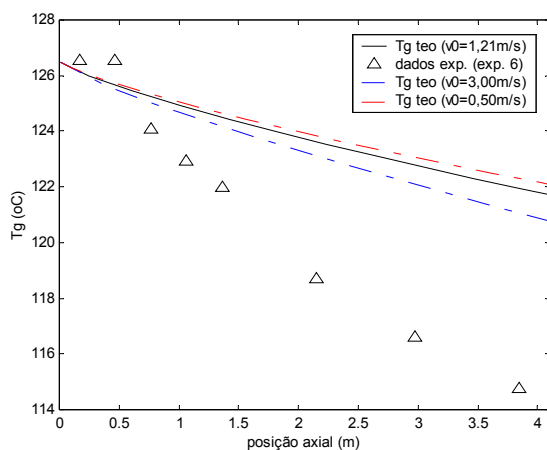
Figura E.2 – Influência do valor da velocidade de entrada do gás sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento nº 6 – Equação 4.7 – esferas de vidro: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos.



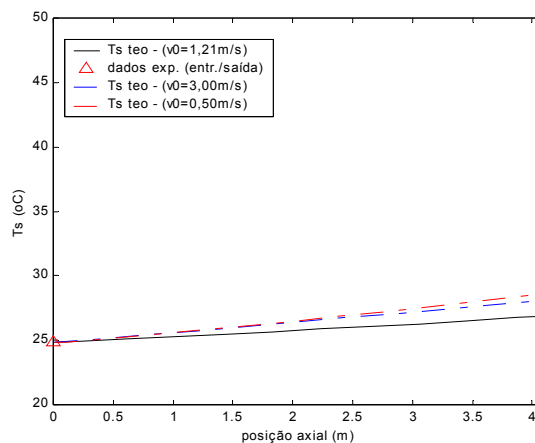
(a)



(b)

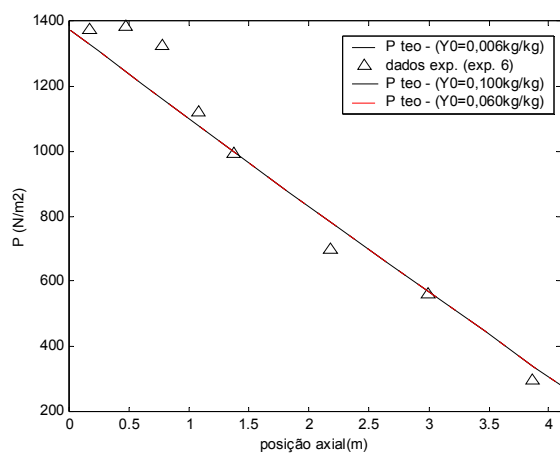


(c)

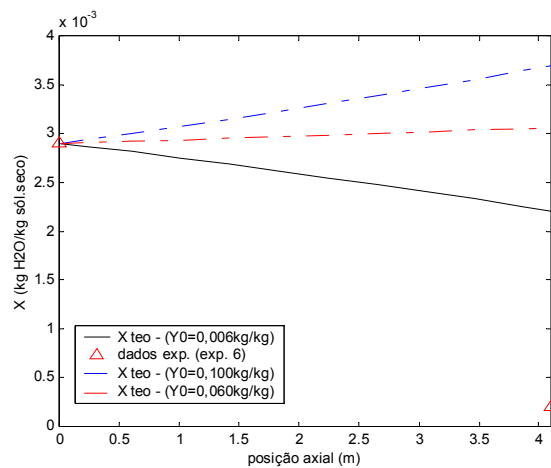


(d)

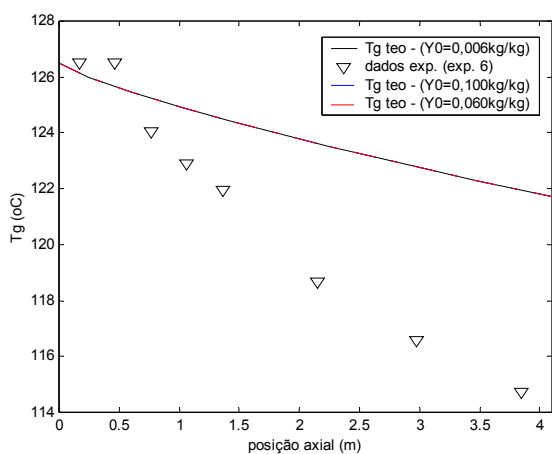
Figura E.3 – Influência do valor da velocidade de entrada dos sólidos sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento nº 6 – Equação 4.7 – esferas de vidro: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos.



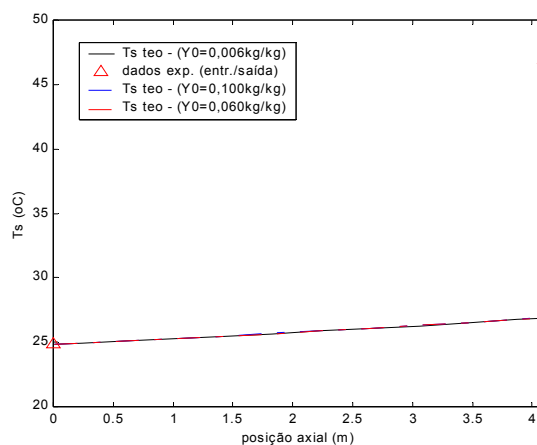
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura E.4 – Influência do valor da umidade de entrada dos sólidos sobre o comportamento dos resultados obtidos na simulação do modelo de Rocha (1988) – experimento nº 6 – Equação 4.7 – esferas de vidro: (a) perfil axial de pressão; (b) perfil axial de umidade dos sólidos; (c) perfil axial de temperatura do gás e (d) perfil axial de temperatura dos sólidos.