

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**APLICAÇÃO DA FLUIDODINÂMICA
COMPUTACIONAL NO ESTUDO DA SECAGEM EM
LEITO FLUIDIZADO DO FARELO DE SOJA**

Fernanda Ribeiro Gaspar Branco da Silva

Eng^o Químico, UEM, 1995

Mestre em Eng^a Química, UEM, 1998

Orientadores: Prof. Dr. Paulo Roberto Paraíso

Prof. Dr. Luiz Mário de Matos Jorge

Coorientador: Prof. Dr. Alexandre Marconi de Souza da Costa

Tese de Doutorado submetida à Universidade Estadual de Maringá, como parte integrante dos requisitos necessários à obtenção do Grau de Doutor em Engenharia Química, área de Desenvolvimento de Processos.


Maringá – PR – Brasil


Fevereiro 2012

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA


Esta é a versão final da Tese de Doutorado apresentada por Fernanda Ribeiro Gaspar Branco da Silva perante a Comissão Julgadora do Curso de Doutorado em Engenharia Química em 29 de fevereiro de 2012.


COMISSÃO JULGADORA

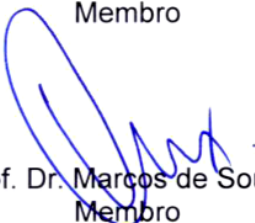

Prof. Dr. Paulo Roberto Paraiso
Orientador / Presidente



Prof. Dr. Luiz Mario de Matos Jorge
Orientador


Prof. Dr. Alexandre Marconi de Souza da Costa
Coorientador


Prof. Dr. Fernando Palú
Membro


Dr. Valmir Calsavara
Membro


Prof. Dr. Marcos de Souza
Membro


Prof. Dr. Oswaldo Curty da Motta Lima
Membro

SILVA, FERNANDA RIBEIRO GASPAR BRANCO da

Aplicação da Fluidodinâmica Computacional no
Estudo da Secagem do Farelo de Soja em Leito Fluidizado.
[Paraná] 2012

XXIII, 186 p., 29,7 cm (PEQ/UEM, Dr., Engenharia
Química, 2012)

Tese – Universidade Estadual de Maringá – PEQ

1. Farelo de soja
2. Secagem
3. Leito Fluidizado
4. Fluidodinâmica computacional

DEDICATÓRIA

Dedico, inicialmente, este trabalho a Deus, pois foi Ele quem me capacitou, renovou minhas forças e meu ânimo diariamente no decorrer deste trabalho. Deu-me PAZ e tranquilidade nos momentos em que mais precisava. A Ele, toda Honra e toda Glória!

Ao meu esposo Anselmo, por seu amor e dedicação. Por sua insistência e paciência. Amo você.

Às minhas amadas filhas, Maria Eduarda e Maria Gabriela. Por serem meus tesouros mais preciosos. Por me trazerem alegrias imensas, pelo carinho, ajuda e compreensão. Amo vocês.

À minha mãe Marlene. Por seu amor, generosidade, dedicação, compreensão. Pelas palavras de conforto e, principalmente, pelo que você é. Amo você profundamente.

Às minhas “tias do coração” Deise e Denise. Por suas orações e palavras de conforto e paz.

“Posso todas as coisas naquele que me fortalece”

Filipenses, 4:13

AGRADECIMENTOS

Meus sinceros agradecimentos:

A Deus, por todas as coisas.

Aos professores Paulo Roberto Paraíso, Luiz Mário de Matos Jorge e Alexandre Marconi de Souza da Costa, pela confiança que depositaram em mim para a realização deste trabalho, pelo apoio e incentivo.

À minha amiga Gianini, pelo companheirismo, amizade, apoio.

Aos meus amigos, Marcelo e Angélica, pelos valorosos conselhos e boa conversa.

À Maria Carolina, “Cacá”, Maraísa, “Mara”, Ricardo, “habitantes” do Laboratório de Processos de Separação e Sistemas Particulados, pelas boas conversas, risadas, companheirismo e o cafezinho.

Ao professor Marcos de Souza, pela amizade, boas conversas e eventuais ajudas nos laboratório.

Aos alunos de iniciação científica, Vinícius e Mariana, pela importante ajuda no laboratório.

As pessoas queridas e solidárias, que de uma forma ou outra, me ajudaram no decorrer deste trabalho, Elenice, Valmir, Luíza, Mari, Luizinho, Fernando, Donizete, Lauro.

Ao departamento de Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá, que me forneceu toda a estrutura necessária para o desenvolvimento deste trabalho.

APLICAÇÃO DA FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL NO ESTUDO DA SECAGEM DO FARELO DE SOJA EM LEITO FLUIDIZADO

AUTOR: FERNANDA RIBEIRO GASPAR BRANCO DA SILVA

ORIENTADORES: PROF. DR. PAULO ROBERTO PARAÍSO

PROF. DR. LUIZ MÁRIO DE MATOS JORGE

COORIENTADOR: PROF. DR. ALEXANDRE MARCONI DE SOUZA DA COSTA

Tese de Doutorado; Universidade Estadual de Maringá, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química – PEQ, Av. Colombo 5790, D – 90, CEP: 87020-900, Maringá – PR – Brasil, defendida em 29 de fevereiro de 2012, 186 p.

RESUMO

Principal fonte de proteína na alimentação animal, o farelo de soja é utilizado na formulação de rações para aves, ovinos, caprinos, suínos e bovinos. A produção mundial de farelo de soja vem crescendo anualmente e a produção brasileira, particularmente, vem aumentando gradativamente, considerando-se que a alimentação animal é uma área em expansão. Desta forma, o farelo de soja é um produto muito valorizado, tanto no mercado agropecuário brasileiro, quanto no mercado mundial. A qualidade do farelo de soja, em termos de suas características nutricionais, depende fundamentalmente das condições de secagem. O processo de secagem reduz o teor de umidade do farelo a níveis que atendam as especificações do mercado para a comercialização do produto, aumentando a validade do mesmo e reduzindo custos com transporte e armazenamento. A secagem convencional do farelo de soja é realizada utilizando-se secadores rotativos com aquecimento indireto. No entanto, esta operação é caracterizada por um alto consumo de energia, elevando, assim, os custos operacionais. Secadores de leito fluidizado têm sido utilizados, com sucesso, como uma forma alternativa aos processos convencionais de secagem. A utilização destes secadores pode levar a altas taxas de secagem, com redução do tempo de operação. Desta forma, o principal objetivo do presente trabalho foi estudar a secagem do farelo de soja em leito fluidizado, com aplicação de fluidodinâmica computacional, que tem sido usada com sucesso para simulações de processos que ocorrem em leitos fluidizados.

Os ensaios de secagem do farelo de soja foram realizados em escala de laboratório, sendo avaliada a influência de importantes parâmetros no processo de secagem em leito fluidizado, como a temperatura e a velocidade do agente secante, a altura do leito de

partículas e o tamanho das partículas. O agente secante utilizado foi o ar, nas temperaturas de 40, 50 e 60° C, e velocidades de 1,01, 1,34, 1,64 e 2,06 m/s. As alturas do leito de partículas utilizadas foram 7,5, 10,0 e 12,0 cm, com partículas apresentando diâmetros médios iguais a 0,2362, 0,2080, 0,0993 e 0,0347 cm. Os resultados experimentais mostraram que a etapa limitante do processo de secagem do farelo de soja é a migração da umidade no interior das partículas, considerando-se que as curvas da taxa de secagem obtidas apresentaram somente o período de taxa decrescente. Em relação à influência dos parâmetros no processo de secagem, verificou-se que tanto a temperatura, quanto o tamanho das partículas, apresentam uma influência significativa sobre o mesmo. A velocidade do agente secante apresentou uma leve influência sobre o processo somente para as velocidades mais baixas, e a altura do leito não apresentou influência significativa. Aos dados de secagem, foram aplicados nove modelos semi-empíricos apresentados na literatura. Os modelos que melhor se ajustaram aos dados experimentais foram os modelos Aproximação da Difusão, Dois Termos, Midilli *et al.*, Page e Page modificado.

As simulações computacionais realizadas com o código de fluidodinâmica computacional MFIX foram baseadas nos resultados obtidos experimentalmente. Devido ao esforço computacional, as simulações numéricas foram realizadas utilizando o sistema de coordenadas cilíndricas 2D, com simetria em relação ao eixo (*axisymmetric*). A malha empregada foi de 5 (radial) x 20 (axial) células. Foi investigada a influência de diferentes correlações de arraste nos resultados numéricos. As correlações utilizadas, disponíveis no código numérico, foram as correlações de Syamlal–O’Brien, Gidaspow, Wen–Yu e Hill–Koch–Ladd. A comparação entre os resultados numéricos e experimentais mostrou que a correlação de Syamlal–O’Brien é a mais adequada para prever o comportamento fluidodinâmico do leito fluidizado. Resultados numéricos das curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de operação foram obtidas considerando-se um tempo de secagem de 3000 segundos. Adicionalmente, resultados numéricos para as temperaturas do ar e do sólido e da umidade do ar foram obtidos. Os resultados numéricos obtidos apresentaram boa concordância com os resultados experimentais, mostrando que o modelo matemático é adequado para prever tanto a fluidodinâmica, quanto o processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado.

Palavras-chave: farelo de soja; secagem; leito fluidizado; fluidodinâmica computacional

**APPLICATION OF COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS
IN THE STUDY OF SOYBEAN MEAL DRYING
IN FLUIDIZED BED**

AUTHOR: FERNANDA RIBEIRO GASPAR BRANCO DA SILVA

SUPERVISORS: PROF. DR. PAULO ROBERTO PARAÍSO

PROF. DR. LUIZ MÁRIO DE MATOS JORGE

COSUPERVISOR: PROF. DR. ALEXANDRE MARCONI DE SOUZA DA COSTA

Doctoral Thesis; State University of Maringá, Chemical Engineering Graduate Program; Av. Colombo, 5790, D-90, CEP: 87020-900 - Maringá - PR, Brazil, presented on February 29th 2012, 186 p.

ABSTRACT

As the main source of protein in animal feed, soybean meal is used in feed formulation for poultry, sheep, goats, pigs, and cattle. World production of soybean is increasing annually and Brazilian production, particularly, is gradually increasing, as animal feed is an expanding area. Thus, soybean meal is a highly valued product in both Brazilian and world agricultural markets. The quality of soybean meal, in terms of nutritional characteristics, depends fundamentally on the drying conditions. The drying process reduces the moisture content of the meal to levels that meet market specifications for commercialization of the product, increasing its shelf life and reducing transportation and storage costs. Conventional soybean meal drying is performed using rotary dryers with indirect heating. However, this operation is characterized by a high consumption of energy, which increases operating costs. Fluidized bed dryers have been successfully used as an alternative to conventional drying processes. The use of these dryers can lead to high drying rates with reduced operation time. This way, the main objective of this work was to study soybean meal drying in fluidized bed with application of computational fluid dynamics, which has been successfully used for the simulation of processes occurring in fluidized beds.

The influence of important parameters such as temperature and velocity of the drying agent, bed height, and particle size on the fluidized bed drying process was evaluated during soybean meal drying experiments conducted in laboratory scale. The drying agent was air at temperatures of 40, 50, and 60 °C and velocities of 1.01, 1.34, 1.64, and 2.06 m/s,

corresponding to $1.6 u_{mf}$, $2.1 u_{mf}$, $2.6 u_{mf}$, and $3.2 u_{mf}$, respectively. Bed heights of 7.5, 10.0, and 12.0 cm were used, with particles presenting average diameters of 0.2362, 0.2080, 0.0993, and 0.0347 cm. The experimental results showed that the limiting step of the soybean meal drying process is moisture diffusion inside the particles, as the drying rate curves presented only the decreasing rate period. Temperature and particle size were found to have significant influence on the drying process. The drying agent velocity presented a slight influence on the process only for lower values, and bed height showed no significant influence. Nine semi-empirical models from literature were applied to the drying data. The models that were best fitted to the experimental data were Diffusion Approximation, Two Terms, Midilli *et al.*, Page, and Modified Page.

Computer simulations – performed with the computational fluid dynamics code MFIx – were based on experimental results. Due to the computational effort, numerical simulations were performed using the 2D axisymmetric cylindrical coordinates system. The grid employed was of 5 (radial) x 20 (axial) cells. The influence of different drag correlations on the numerical results was investigated. The correlations available in the numerical code were Syamlal - O'Brien, Gidaspow, Wen - Yu, and Hill - Koch - Ladd. The comparison between numerical and experimental results showed that Syamlal - O'Brien is the best suited correlation for predicting the fluid dynamic behavior of the fluidized bed. Numerical results of the soybean meal drying curves were obtained for different operating conditions, considering drying time of 3000 seconds. Numerical values were also obtained for air and solid temperature and air humidity. The numerical results presented good agreement with experimental values, showing that the mathematical model is adequate to predict the fluid dynamics as well as the soybean meal drying in a fluidized bed.

Keywords: soybean meal; drying; fluidized bed; computational fluid dynamic

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Principais Etapas do Óleo e do Farelo de Soja (Luz, 2006)	8
Figura 2. Curva de Secagem (Geankoplis (1993), citado em Ferrari, 2009)	10
Figura 3. Curva da Taxa de Secagem (Geankoplis (1993), citado em Ferrari, 2009)	10
Figura 4. Curvas de Secagem do Farelo de Soja (Luz, 2006)	12
Figura 5. Curvas da Taxa de Secagem do Farelo de Soja (Luz, 2006)	12
Figura 6. Regimes de Escoamento (Kunii e Levenspiel (1992), citado por Brod (2003))	17
Figura 7. Perda de carga versus Velocidade do Ar (Kunii e Levenspiel (1992), citado por Brod (2003))	19
Figura 8. Diagrama esquemático do modelo a uma fase do secador de leito fluidizado (Law e Mujumdar, 2006)	30
Figura 9. Diagrama esquemático de um modelo a duas fases para a secagem em leito fluidizado (Law e Mujumdar, 2006)	32
Figura 10. Módulo experimental do sistema de leito fluidizado localizado no Laboratório de Engenharia Química II, DEQ/UEM	63
Figura 11. Destaque do módulo experimental	65
Figura 12. Esboço retratando a transição entre os regimes plástico e viscoso em função da fração de vazios (Syamlal e Pannala, 2011)	80
Figura 13. Planilha para determinação dos coeficientes c_1 e d_1 para a determinação do coeficiente de arraste de Syamlal – O'Brien (www.mfix.netl.doe.gov)	86
Figura 14. Diagrama esquemático do leito	89
Figura 15. Histograma de distribuição de frequência	92
Figura 16. Fração acumulada de grossos	92
Figura 17. Curvas de perda de carga em função da velocidade do ar para $H = 7,5$ cm	94
Figura 18. Curvas de perda de carga em função da velocidade do ar para $H = 10,0$ cm	95
Figura 19. Curvas de perda de carga em função da velocidade do ar para $H = 12,0$ cm	96
Figura 20. (a) curvas de secagem e, (b) curvas da taxa de secagem do farelo de	

soja para diferentes condições de temperatura do ar. $H = 7,5$ cm, $v_{ar} = 1,64$ m/s.	99
Figura 21. (a) curvas de secagem e, (b) curvas da taxa de secagem do farelo de soja para diferentes condições de temperatura do ar. $H = 7,5$ cm, $v_{ar} = 2,06$ m/s.	100
Figura 22. (a) curvas de secagem e, (b) curvas da taxa de secagem do farelo de soja para diferentes condições de temperatura do ar. $H = 12,0$ cm, $v_{ar} = 1,64$ m/s.	101
Figura 23. (a) curvas de secagem e, (b) curvas da taxa de secagem do farelo de soja para diferentes condições de temperatura do ar. $H = 12,0$ cm, $v_{ar} = 2,06$ m/s.	102
Figura 24. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 40^{\circ}$ C, $v_{ar} = 1,64$ m/s.	104
Figura 25. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 40^{\circ}$ C, $v_{ar} = 2,06$ m/s.	104
Figura 26. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 60^{\circ}$ C, $v_{ar} = 1,64$ m/s.	105
Figura 27. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 60^{\circ}$ C, $v_{ar} = 2,06$ m/s	105
Figura 28. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 40^{\circ}$ C, $v_{ar} = 1,01$ m/s.	106
Figura 29. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 60^{\circ}$ C, $v_{ar} = 1,01$ m/s.	107
Figura 30. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 40^{\circ}$ C, $v_{ar} = 1,34$ m/s.	107
Figura 31. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 60^{\circ}$ C, $v_{ar} = 1,34$ m/s.	108
Figura 32. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de velocidade superficial do ar. $T_{ar} = 40^{\circ}$ C, $H = 7,5$ cm.	110
Figura 33. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de velocidade superficial do ar. $T_{ar} = 40^{\circ}$ C, $H = 12,0$ cm.	111
Figura 34. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de velocidade superficial do ar. $T_{ar} = 60^{\circ}$ C, $H = 7,5$ cm.	112
Figura 35. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de	

velocidade superficial do ar. $T_{ar} = 60^{\circ} \text{ C}$, $H = 12,0 \text{ cm}$.	112
Figura 36. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de tamanho das partículas. $H = 7,5 \text{ cm}$, $v_{ar} = 1,64 \text{ m/s}$.	114
Figura 37. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de tamanho das partículas. $H = 7,5 \text{ cm}$, $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$.	114
Figura 38. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais, $T_{ar} = 40^{\circ} \text{ C}$.	116
Figura 39. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais, $T_{ar} = 50^{\circ} \text{ C}$.	117
Figura 40. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais, $T_{ar} = 60^{\circ} \text{ C}$.	118
Figura 41. Curva característica de fluidização para $H = 7,5 \text{ cm}$. Experimental vs. Numérico	122
Figura 42. Curva característica de fluidização para $H = 10,0 \text{ cm}$. Experimental vs. Numérico	122
Figura 43. Curva característica de fluidização para $H = 12,0 \text{ cm}$. Experimental vs. Numérico	123
Figura 44. Flutuação de pressão típica de leito fluidizado.	123
Figura 45. Efeito das diferentes correlações de arraste nos resultados numéricos da secagem.	124
Figura 46. Curva de secagem do farelo de soja em função do tempo. Numérico vs. experimental. $T_{ar} = 40^{\circ} \text{ C}$, $H = 10,0 \text{ cm}$, $v_{ar} = 1,64 \text{ m/s}$.	125
Figura 47. Curva de secagem do farelo de soja em função do tempo. Numérico vs. experimental. $T_{ar} = 50^{\circ} \text{ C}$, $H = 7,5 \text{ cm}$, $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$.	126
Figura 48. Curva de secagem do farelo de soja em função do tempo. Numérico vs. experimental. $T_{ar} = 60^{\circ} \text{ C}$, $H = 7,5 \text{ cm}$, $v_{ar} = 1,01 \text{ m/s}$.	126
Figura 49. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de velocidade superficial do ar. Numérico vs. experimental, $T_{ar} = 40^{\circ} \text{ C}$, $H = 7,5 \text{ cm}$.	128
Figura 50. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de velocidade superficial do ar. Numérico vs. experimental. $T_{ar} = 60^{\circ} \text{ C}$, $H = 12,0 \text{ cm}$.	129

Figura 51. Curvas de secagem do farelo de soja em diferentes condições de altura do leito de partículas. Numérico vs. experimental. $T_{ar} = 60^{\circ} \text{ C}$, $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$.	130
Figura 52. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de tamanho das partículas. Numérico vs. experimental.	131
Figura 53. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de temperatura inicial do ar de secagem. Numérico vs. experimental	132
Figura 54. Perfil numérico e experimental da temperatura do ar. (condições iniciais: $T_{ar} = 40^{\circ} \text{ C}$, $v_{ar} = 1,64 \text{ m/s}$, $H = 10,0 \text{ cm}$).	134
Figura 55. Umidade do ar em função do tempo de secagem. (condições iniciais: $T_{ar} = 60^{\circ} \text{ C}$, $v_{ar} = 1,64 \text{ m/s}$, $H = 10,0 \text{ cm}$).	135
Figura 56. Perfil de temperatura do ar e do sólido via CFD, em função do tempo. (condições iniciais: $T_{ar} = 40^{\circ} \text{ C}$, $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$, $H = 7,5 \text{ cm}$).	136
Figura 57. Perfil de temperatura do ar e do sólido via CFD, em função do tempo. (condições iniciais: $T_{ar} = 60^{\circ} \text{ C}$, $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$, $H = 7,5 \text{ cm}$).	137
Figura 58. Perfil simulado de temperatura do sólido em função do tempo de secagem para diferentes condições de altura do leito. $T_{ar} = 60^{\circ} \text{ C}$, $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$.	138
Figura 59. Resultados numéricos do efeito da velocidade superficial do agente secante na temperatura do sólido e do ar em função do tempo de secagem. $T_{ar} = 40^{\circ} \text{ C K}$, $H = 7,5 \text{ cm}$.	139
Figura 60. Resultados numéricos do efeito da velocidade superficial do agente secante na temperatura do sólido e do ar em função do tempo de secagem. $T_{ar} = 60^{\circ} \text{ C}$, $H = 12,0 \text{ cm}$.	140
Figura 61. Instantâneos da porosidade e campo de velocidade do gás. Figuras geradas pela ferramenta de visualização VISIT, v. 2.3.2.	142
Figura 62. Instantâneos da porosidade e campo de velocidade do gás. Figuras geradas pela ferramenta de visualização VISIT, v. 2.3.2.	143

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1. Condições experimentais.	67
Tabela 2. Parâmetros, condições de contorno e iniciais usados nas simulações.	87
Tabela 3. Dados de densidade do farelo de soja, porosidade e ΔP de operação	89
Tabela 4. Resultados obtidos para a operação de peneiramento do farelo de soja.	91
Tabela 5. Resultados obtidos para a velocidade mínima de fluidização em diferentes condições de altura do leito e tamanho das partículas.	97
Tabela 6. Condições de operação utilizadas na obtenção das curvas de secagem para diferentes temperaturas iniciais do ar.	98
Tabela 7. Condições de operação utilizadas na obtenção das curvas de secagem para diferentes condições de altura do leito de partículas	103
Tabela 8. Condições de operação utilizadas na obtenção das curvas de secagem para diferentes condições de velocidade superficial do ar de secagem	110
Tabela 9. Condições de operação utilizadas na obtenção das curvas de secagem para diferentes condições de tamanho das partículas	113
Tabela 10. Coeficientes de determinação (R^2) e erro médio estimado (SE) para os modelos analisados para a secagem do farelo de soja nas diferentes condições de temperatura.	119
Tabela 11. Valores estimados dos parâmetros dos modelos propostos	120
Tabela 12. Tempo real de simulação para os casos apresentados nas Figuras 46 a 48.	127
Tabela 13. Tempo real de simulação para os casos apresentados na Figura 49.	128
Tabela 14. Tempo real de simulação para os casos apresentados na Figura 50.	129
Tabela 15. Tempo real de simulação para os casos apresentados na Figura 51.	130
Tabela 16. Tempo real de simulação para os casos apresentados na Figura 52	132
Tabela 17. Tempo real de simulação para os casos apresentados na Figura 53	133

NOMENCLATURA

a	Parâmetro
A	Área da seção transversal do tubo, cm^2 ; parâmetro das equações 71, 91
A_p	Área superficial de uma partícula, m^2
b	Parâmetro
B	Parâmetro
c	Parâmetro da Equação 42
c_1	Constante da Equação 91
C_g	Capacidade térmica do ar seco kJ/kg K
C_{pg}	Calor específico da fase fluida g ; J/kg K
	Capacidade térmica a pressão constante do gás para Equação 25, kJ/kg K
C_{pl}	Capacidade térmica a pressão constante do líquido, kJ/kg K
C_{pm}	Calor específico da fase sólida m ; J/kg K
C_{ps}	Capacidade térmica a pressão constante do sólido, kJ/kg K
C_{pv}	Capacidade térmica a pressão constante do vapor d'água, kJ/kg K
C_v	Capacidade térmica do vapor d'água, kJ/kg K
d_1	Constante da Equação 91
d_{bb}	Diâmetro da bolha, m ou μm
\bar{D}_g	Tensor da taxa de deformação da fase fluida g , s^{-1}
\bar{D}_m	Tensor da taxa de deformação da fase sólida m , s^{-1}
\bar{D}_i	Diâmetro médio da partícula, cm
D_{eff}	Difusividade efetiva; m^2/s
d_p	Diâmetro médio da partícula; cm
d_{pm}	Diâmetro médio da partícula, cm
e	Coefficiente de restituição
F_{gm}	Coefficiente de arraste entre as fases fluida e sólida, $\text{kg/m}^3 \text{ s}$
FR_i	Fração de farelo retida na peneira i
g	Aceleração da gravidade, m/s^2
g_0	Função de distribuição radial
g_c	Fator de conversão para Equação 4,
G_g	Taxa de fluxo mássico de ar seco; kg/s
GLR	Graus de liberdade do modelo

H	Altura do leito de partículas; cm
Δh_g	Transferência de energia devido a transferência de massa para a fase fluida g , J/m ³ s
Δh_m	Transferência de energia devido a transferência de massa para a fase sólida m , J/m ³ s
h_p	Coeficiente de transferência de calor, W/m ² K
\bar{I}	Tensor identidade
I_{2D}	Segunda invariante do divergente do tensor da taxa de deformação, s ⁻²
J_m	Termo da taxa de dissipação da energia granular devido às colisões.
k	Parâmetros das equações; Constante de secagem, s ⁻¹
K	Coeficiente de transferência de massa, s ⁻¹
K_1, K_2, K_3	Constante
K_c	Coeficiente de transferência de massa, m/s
k_g	Condutividade térmica da fase fluida g ; J/m K s
k_m	Condutividade térmica da fase sólida m ; J/m K s; coeficiente de difusão para a energia granular
L	Altura do leito, cm
L_{mf}	Altura do leito nas condições de mínima fluidização, cm
M	Número total de fases sólidas; massa total da amostra, kg
\dot{m}	Taxa de evaporação da água por unidade de volume do leito, kg/m ³ s
m_i	Massa retida na peneira i
m_s	Massa do sólido, massa de farelo de soja; kg
M_s	Massa do sólido seco; kg
m_{ss}	Massa de sólido seco; kg
m_{su}	Massa de sólido úmido; kg
M_w	Peso molecular médio do gás
n	Parâmetro; número de espécies presentes na fase
N_g	Número total de espécies presentes na fase fluida g
N_m	Número total de espécies presentes na fase sólida m
Nu_m	Número de Nusselt da partícula
Nu_p	Número de Nusselt da partícula
ΔP	Perda de carga, atm ou kgf/cm ²
$\Delta P_{\text{máx}}$	Perda de carga máxima, atm ou kgf/cm ²

P_g	Pressão da fase fluida g ; Pa
P_m	Pressão da fase sólida m , Pa
P_m^p	Pressão da fase sólida m , regime plástico; Pa
P_m^v	Pressão da fase sólida m , regime viscoso; Pa
P_{op}	Perda de carga, kgf/cm ²
Pr	Número de Prandtl
Pr_g	Número de Prandtl do gás
q	Taxa de transferência de calor, W; Parâmetro da Equação 38
\bar{q}_g	Fluxo de calor condutivo da fase fluida g ; J/m ² s
Q_{tida}	Vazão de ar lida no rotâmetro, m ³ /s
\bar{q}_m	Fluxo de calor condutivo da fase sólida m ; J/m ² s
Q_{real}	Vazão de ar corrigida, m ³ /s
r	Dimensão radial para a Equação 15; Raio da esfera para a Equação 16, m
R	Constante universal dos gases; Pa m ³ /kmol K; Taxa de secagem do farelo de soja (kg água/kg sólido seco min.)
R^2	Coefficiente de determinação
Re_m	Número de Reynolds da partícula
Re_p	Número de Reynolds da partícula
R_{gn}	Taxa de produção da espécie n na fase fluida g ; kg/m ³ s
R_{mn}	Taxa de produção da espécie n na fase sólida m ; kg/m ³ s
RU	Razão de umidade do produto
$\bar{\bar{S}}_m$	Tensor tensão da fase sólida m , Pa
SE	Erro médio estimado
t	Tempo; s
T	Temperatura, K
T_a	Temperatura do ar, °C
T_{amb}	Temperatura ambiente, °C
T_{ar}	Temperatura do ar de secagem; °C ou K
T_g	Temperatura da fase fluida g ; K
T_{in}	Temperatura de entrada do ar no leito, K
T_m	Temperatura da fase sólida m ; K
T_{out}	Temperatura de saída do ar no leito, K

T_p	Temperatura da partícula, K
u_0	Velocidade superficial do gás, cm/s
u_{mf}	Velocidade mínima de fluidização, m/s
UR	Umidade relativa do ar, %
v_{ar}	Velocidade superficial do ar de secagem; m/s
V_b	Volume do leito, m ³
\vec{v}_g	Vetor velocidade da fase fluida g , m/s
\vec{v}_m	Vetor velocidade da fase sólida m , m/s
V_{rm}	Parâmetro adimensional
V_s	Volume do sólido; m ³
V_{Total}	Volume total do leito, m ³
V_{vazios}	Volume de vazios, m ³
x	Parâmetro da Equação 19
\bar{X}	Teor de umidade médio, kg água/kg sólido seco
X	Teor de umidade sólido, kg água/kg sólido seco
X_s	Teor de umidade do sólido; kg água/kg sólido seco
X_0	Teor de umidade inicial do sólido; kg água/kg sólido seco
X_e	Teor de umidade de equilíbrio do sólido, kg água/kg sólido seco
X_{eq}	Teor de umidade de equilíbrio do sólido, kg água/kg sólido seco
X_{gn}	Fração mássica da espécie n na fase fluida g
X_{mn}	Fração mássica da espécie n na fase sólida m
y	Parâmetro da Equação 19
Y	Umidade absoluta do ar, kg/kg; Valor observado experimentalmente
\hat{Y}	Valor calculado pelo modelo
Y_{bb}	Umidade absoluta da fase diluída (bolhas), kg/kg
Y_d	Umidade absoluta da fase densa, kg/kg
Y_{in}	Umidade do ar na entrada do leito, kg vapor d'água/kg ar seco
Y_{out}	Umidade do ar na saída do leito, kg vapor d'água/kg ar seco

Letras Gregas

γ_{gm}	Coeficiente de transferência de calor sólido-fluido corrigido para transferência de massa entre as fases; J/m ³ K s
---------------	--

γ_{gm}^{ρ}	Coeficiente de transferência de calor sólido-fluido não corrigido para transferência de massa entre as fases; $\text{J/m}^3 \text{ K s}$
ε	Porosidade do leito
ε_{bb}	Fração de vazios da fase diluída (bolhas)
ε_g	Fração volumétrica da fase fluida g
ε_g^*	Fração de vazios nas condições de mínima fluidização
ε_m	Fração volumétrica da fase sólida m ; Fração de vazios em um leito empacotado para Equação 4
ε_{mf}	Porosidade nas condições de mínima fluidização
η	Função do coeficiente de restituição
Θ	Temperatura granular; m^2/s^2
λ	Calor latente de vaporização, kJ/kg
λ_m^V	Segundo coeficiente da viscosidade dos sólidos, regime viscoso; kg/m s
μ	Viscosidade do gás, g/cm s
μ_g	Viscosidade da fase fluida g , kg/m s
μ_m^P	Viscosidade dos sólidos, regime plástico; kg/m s
μ_m^V	Viscosidade dos sólidos, regime viscoso; kg/m s
Πm	Termo de transferência da energia granular entre as fases
ρ_g	Densidade da fase fluida, kg/m^3
ρ_g'	Densidade efetiva da fase fluida g , kg/m^3
ρ_m	Densidade da fase sólida m ; kg/m^3
ρ_m'	Densidade efetiva da fase sólida m , kg/m^3
ρ_p	Densidade da partícula, kg/m^3
ρ_s	Densidade dos sólidos, g/cm^3 ; Densidade do sólido (farelo de soja), kg/m^3
$\bar{\tau}_g$	Tensor tensão da fase fluida g ; Pa
$\bar{\tau}_m$	Tensor tensão da fase sólida m , Pa
$\bar{\tau}_m^P$	Tensor tensão da fase sólida m , regime plástico; Pa
$\bar{\tau}_m^V$	Tensor tensão da fase sólida m , regime viscoso, Pa
ϕ	Ângulo de fricção interno
ϕ_s	Esfericidade da partícula

SUMÁRIO

CAPÍTULO I	1
1 INTRODUÇÃO	1
CAPÍTULO II	7
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	7
2.1 ETAPAS DE PRODUÇÃO DO ÓLEO E DO FARELO DE SOJA	7
2.2 SECAGEM	9
2.2.1 <i>Cinética de Secagem</i>	9
2.2.2 <i>Transferência de Calor e Massa</i>	13
2.2.3 <i>Isotermas de Equilíbrio</i>	14
2.3 SECADOR DE LEITO FLUIDIZADO	16
2.3.1 <i>Fluidização</i>	16
2.3.2 <i>Secagem em Leitos Fluidizados</i>	21
2.3.3 <i>Transferência de Calor em Leitos Fluidizados</i>	25
2.3.4 <i>Modelos Matemáticos da Secagem em Leitos Fluidizados</i>	27
2.3.4.1 <i>Modelos de Difusão</i>	27
2.3.4.2 <i>Modelos Semi-empíricos</i>	29
2.3.4.3 <i>Modelo a Uma Fase</i>	30
2.3.4.4 <i>Modelos a Duas e Três Fases</i>	31
2.4 FLUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL (CFD)	37
2.4.1 <i>Código Aberto de Fluidodinâmica Computacional, MFIX</i>	41
2.5 CONCLUSÕES DA REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	59
CAPÍTULO III	61
3 MATERIAIS E MÉTODOS	61
3.1 MATERIAIS	61
3.1.1 <i>Farelo de Soja</i>	61
3.2 METODOLOGIA EXPERIMENTAL	61
3.2.1 <i>Análise Granulométrica do Farelo de Soja</i>	61
3.2.2 <i>Determinação da Densidade do farelo de Soja e da Porosidade</i>	62

3.2.3	<i>Determinação do Teor de Umidade Inicial do Farelo de Soja</i>	63
3.2.4	<i>Módulo Experimental</i>	63
3.2.5	<i>Determinação da Velocidade Mínima de Fluidização</i>	64
3.2.6	<i>Determinação das Curvas de Secagem e da Taxa de Secagem</i>	66
3.2.7	<i>Ajuste de Modelos Semiempíricos aos Dados de Secagem</i>	68
CAPÍTULO IV		72
4 MODELAGEM MATEMÁTICA		72
4.1	MODELO MATEMÁTICO	72
4.1.1	<i>Conservação de Massa</i>	73
4.1.1.1	<i>Equação de Estado</i>	74
4.1.2	<i>Conservação da Energia</i>	74
4.1.2.1	<i>Transferência de Calor Fluido - Sólido</i>	75
4.1.2.2	<i>Fluxo de Calor Condutivo</i>	76
4.1.3	<i>Conservação das Espécies</i>	77
4.1.3.1	<i>Taxa de Evaporação</i>	77
4.1.3.2	<i>Coefficiente de Transferência de Massa</i>	78
4.1.4	<i>Conservação da Quantidade de Movimento</i>	78
4.1.4.1	<i>Tensor Tensão da Fase Fluida</i>	79
4.1.4.2	<i>Tensor Tensão da Fase Sólida</i>	79
4.1.4.2.1	<i>Regime Plástico</i>	81
4.1.4.2.2	<i>Regime Viscoso</i>	82
4.1.4.3	<i>Transferência de Quantidade de Movimento Entre as Fases</i>	84
4.2	<i>Procedimento de Solução Numérica</i>	85
CAPÍTULO V		90
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES		90
5.1	RESULTADOS EXPERIMENTAIS	90
5.1.1	<i>Densidade do Farelo de Soja e Porosidade</i>	90
5.1.2	<i>Análise Granulométrica do Farelo de Soja</i>	91
5.1.3	<i>Velocidade Mínima de Fluidização</i>	93
5.1.4	<i>Curvas de Secagem e da Taxa de Secagem do Farelo de Soja</i>	97
5.1.4.1	<i>Curvas de Secagem do Farelo de Soja para Diferentes</i>	

<i>Condições de Temperatura do Ar</i>	97
5.1.4.2 <i>Curvas de Secagem do Farelo de Soja para Diferentes Condições de Altura de Leito de Partículas</i>	101
5.1.4.3 <i>Curvas de Secagem do Farelo de Soja para Diferentes Condições de Velocidade do Ar</i>	108
5.1.4.4 <i>Curvas de Secagem do Farelo de Soja para Diferentes Condições de Tamanho das Partículas</i>	111
5.1.5 <i>Ajuste de Modelos Semiempíricos aos Dados de Secagem</i>	115
5.2 RESULTADOS NUMÉRICOS	119
5.2.1 <i>Curvas Características de Fluidização</i>	119
5.2.2 <i>Comparativo Numérico e Experimental das Curvas de Secagem do Farelo de Soja</i>	124
5.2.3 <i>Resultados Numéricos de Temperatura</i>	133
5.2.4 <i>Porosidade do Leito e Campos de Velocidade do Ar e do Sólido</i>	140
CAPÍTULO VI	144
6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	144
6.1 CONCLUSÕES	144
6.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	148
CAPÍTULO VII	150
7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	150
APÊNDICE A	159
ANEXO A	183

CAPÍTULO I

1 INTRODUÇÃO

O farelo de soja é o principal produto da cadeia produtiva da soja. É a matéria-prima mais importante para a alimentação animal, sendo responsável por 65% do suprimento mundial de proteína. Também é considerado o produto final de maior valor agregado da soja processada, pois contribui com 50 – 75% do valor de processamento (GOMES, 2010). De acordo com a ABIOVE (Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais), o Brasil é responsável por cerca de 28% da produção mundial de soja, sendo que, no ano comercial de 2010/2011, o Brasil produziu aproximadamente 75 milhões de toneladas de soja, sendo 65% dessa produção exportada, equivalente a 48,7 milhões de toneladas, das quais, 13,7 milhões de toneladas são de farelo de soja. Ainda segundo a ABIOVE, o Brasil é o segundo maior produtor e um dos principais exportadores mundiais de soja em grão, farelo e óleo de soja. O estado do Paraná é o segundo maior produtor de soja no Brasil, sendo que a produção no ano comercial de 2010/2011 foi de cerca de 14 milhões de toneladas, o que corresponde a 20,26% do total processado. Segundo dados da FAEP (Federação da Agricultura do Estado do Paraná), divulgados em janeiro de 2012, no estado do Paraná, durante o ano de 2011, as exportações de farelo de soja alcançaram US\$ 1,3 bilhão, com um crescimento sobre o ano anterior de 30%. A quantidade exportada via Porto de Paranaguá, situado no estado do Paraná, foi de 3.313 mil toneladas, com aumento de 14% em relação ao ano anterior (Bozza, 2012).

Segundo dados do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA), publicados em junho de 2011, o consumo interno de farelo de soja deve crescer a taxas elevadas nos próximos anos, em torno de 2,5% ao ano, refletindo o dinamismo do mercado interno para este produto. Nas exportações, o farelo deve crescer a 1,1% ao ano.

Diante deste quadro, as indústrias de processamento de soja têm como principal objetivo na produção de farelo a obtenção de um produto com qualidade e com o menor custo possível. O processo de secagem do farelo de soja apresenta uma contribuição expressiva para a qualidade final do mesmo, reduzindo o teor de umidade do material a

níveis seguros, a fim de evitar a proliferação de micro-organismos aumentando-se, assim, a validade do produto e reduzindo os custos com transporte e armazenamento. Nas indústrias de processamento de soja, este processo é realizado principalmente em secadores rotativos com aquecimento indireto. No entanto, esta operação é caracterizada por um elevado consumo de energia, aumentando os custos operacionais e prejudicando o meio ambiente em termos de aquecimento e emissão de poluentes (Jongeneelen, 1976).

De acordo com Luz (2010), existem poucos trabalhos visando melhorias no processo de secagem do farelo de soja e, além disso, existe uma lacuna de trabalhos abordando alternativas diferentes para a secagem do farelo de soja em termos de economia de energia e qualidade do produto final. Além dos secadores rotativos indiretos, o processo de secagem industrial do farelo de soja também pode ser realizado com equipamentos com operações conjugadas, como o DTDC (Dessolventizador – Tostador – Secador – Resfriador), projetado por Heinz Schumacher, de acordo com Lebrun *et al.* (1985). O secador que faz parte deste sistema opera usando a técnica do leito fluidizado.

A secagem de sólidos em secadores de leito fluidizado tem sido estudada como uma alternativa aos métodos convencionais de secagem (John *et al.* (1990), Niamnuy e Devahastin (2005), Liébanes *et al.* (2006), Tasirin *et al.* (2007), Murthy e Joshi (2007)). O principal objetivo destes estudos foi avaliar o desempenho desses secadores na redução do teor de umidade do material, na redução do tempo de secagem, na qualidade final do produto e na economia de energia, em contrapartida aos métodos convencionais. Leitos fluidizados são muito utilizados na secagem de alimentos, materiais porosos e resíduos sólidos das indústrias de processamento (Mujumdar, 2006). A taxa de secagem nestes secadores é maior do que nos secadores convencionais. Devido à intensa mistura, proporcionam um maior contato entre o sólido e o agente secante, normalmente ar, resultando em altas taxas de transferência de calor e de massa tornando, assim, o processo mais eficiente.

Os processos simultâneos de transferência de calor, massa e quantidade de movimento envolvidos no processo de secagem de sólidos em leito fluidizado resultam em um conjunto de equações governantes não lineares. A compreensão dos complexos fenômenos de transferência multifásicos envolvidos nos leitos fluidizados faz-se necessária para melhorias no projeto, otimização e controle destes secadores. Com o progresso na capacidade de processamento computacional e dos métodos numéricos para a solução completa das equações diferenciais de transferência, a fluidodinâmica computacional destaca-se na simulação multifásica em décadas recentes. A fluidodinâmica computacional,

conhecida sob a sigla em inglês CFD, envolve a solução numérica do conjunto de equações governantes e demais equações necessárias usando procedimentos de solução numérica (Grace e Taghipour, 2004), sendo uma poderosa ferramenta com aplicação onde estudos relacionados a escoamento de fluidos são imprescindíveis, apresentando, também, a vantagem de reduzir o tempo e os custos de projeto.

Existe uma variedade de trabalhos publicados na literatura endereçados à aplicação de CFD no estudo da fluidodinâmica de leitos fluidizados. A transferência de calor em conjunto com a fluidodinâmica de leitos fluidizados também foi estudada. No entanto, estudos relativos à fluidodinâmica associada à secagem são recentes e poucos trabalhos podem ser encontrados. Nestes trabalhos, os resultados numéricos usando CFD mostraram algumas tendências para a temperatura e a umidade do sólido com a variação da velocidade do ar e da umidade de entrada no ar. Devido ao esforço computacional, os resultados de CFD normalmente são limitados a curtos períodos de tempo ou focando-se somente na fluidodinâmica.

A ferramenta de CFD, o código aberto MFIIX (*Multiphase Flow with Interphase eXchange*), destina-se a solução numérica de escoamentos multifásicos (fluido-sólido), envolvendo reações químicas e transferência de calor. Este código apresenta um enfoque maior em escoamentos envolvendo altas concentrações de sólido, e tem sido usado com sucesso para a simulação de processos em leito fluidizado.

Desta forma, o objetivo principal do presente trabalho foi estudar a secagem de farelo de soja em leito fluidizado com aplicação de fluidodinâmica computacional, utilizando como ferramenta para tal, o código aberto MFIIX. Para atingir este objetivo, os seguintes objetivos específicos foram estabelecidos:

- Obter dados experimentais, em escala de laboratório, relativos à secagem do farelo em leito fluidizado.
- Realizar simulações de fluidodinâmica computacional, utilizando como ferramenta o código aberto MFIIX.
- Validação do modelo matemático a partir dos dados experimentais obtidos em escala de laboratório.

O presente trabalho está estruturado em 6 capítulos. No capítulo 1, referente à introdução, é apresentado o problema de forma sucinta e a técnica utilizada para a sua solução e os principais objetivos do trabalho. No capítulo 2, referente à revisão bibliográfica,

são apresentadas as principais informações necessárias para o desenvolvimento do presente trabalho referentes a produção do farelo de soja, secagem, leitos fluidizados, operação de secagem utilizando a técnica de leitos fluidizados, características de secagem do farelo de soja, fluidodinâmica computacional e o código aberto MFIX, assim como a apresentação de alguns trabalhos científicos referentes ao assunto em estudo. O capítulo 3 refere-se a materiais e métodos, sendo descritas as metodologias experimentais empregadas para a obtenção dos dados experimentais. No capítulo 4, é a apresentada a modelagem matemática e a metodologia numérica utilizada para a realização das simulações computacionais. Os resultados obtidos, bem como as discussões e comparações com outros trabalhos, são apresentados no capítulo 5. No capítulo 6 são apresentadas as principais conclusões do presente trabalho.

No decorrer deste estudo, foram apresentados e publicados os seguintes trabalhos:

- Costa, A. M. S., Rossi, D. R., Paraíso, P. R., Jorge, L. M. M., Silva, F. R. G. B. da Fluidized Bed Drying of Soybean Meal: The Effect of Hydrodynamics Using Computational Fluid Dynamics. *In Proceedings of ENCIT*, 2008, Belo Horizonte, MG.
- Costa, A. M. S., Paraíso, P. R., Jorge, L. M. M., Silva, F. R. G. B. da Fluidized Bed Drying of Soybean Meal: The Effect of Drying Kinetics Using Computational Fluid Dynamics. *In Anais of 20th International Congress of Mechanical Engineering*, 2009, Gramado, RS.
- F. R. G. B. da Silva, F. C. V. Filho, L. M. M. Jorge, P. R. Paraíso, Análise da Hidrodinâmica na Secagem do Farelo de Soja em Leito Fluidizado. *In Anais do XXXIV ENEMP*, 2009, Campinas, SP.
- M. Souza, L. M. M. Jorge, F. R. G. B. Silva, G. O. Rosa, P. R. Paraíso, Estimativa do Coeficiente de Transferência de Massa da Secagem do Farelo de Soja em Leito Fluidizado. *In Anais do XXXIV ENEMP*, 2009, Campinas, SP.
- A. M. S. Costa, F. R. G. B. da Silva, P. R. Paraíso, L. M. M. Jorge, CFD Study of a Fluidized Bed Dryer. *In Anais of 21th Brazilian Congress of Mechanical Engineering*, 2011, Natal, RN.

- Bortoli, T. Y., Silva, F. R. G. B., Jorge, L. M. M., Costa, A. M. S., Paraíso, P. R., Análise da Secagem do Farelo de Soja em um Secador de Leito Fluidizado Utilizando Fluidodinâmica Computacional. *In Anais do IX Congresso Brasileiro de Engenharia Química – Iniciação Científica, IX COBEQ-IC, 2011, Maringá, PR.*
- Fernanda Ribeiro Gaspar Branco da Silva, Mariana Sgobero Balbino, Alexandre Marconi de Souza da Costa, Luiz Mário de Matos Jorge, Paulo Roberto Paraíso, Análise da Cinética de Secagem do Farelo de Soja em Leito Fluidizado. Apresentado no XXXV Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados, ENEMP 2011. Vassouras – RJ, 2011.
- Fernanda Ribeiro Gaspar Branco da Silva, Alexandre Marconi de Souza da Costa, Luiz Mário de Matos Jorge, Paulo Roberto Paraíso, CFD no Estudo da Secagem do Farelo de Soja em Leito Fluidizado, Apresentado no XXXV Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados, ENEMP 2011. Vassouras – RJ, 2011.

Resumos enviados e aceitos para apresentação em congressos:

- F. R. G. B. SILVA, A. M. S. COSTA, L. M. M. JORGE, P. R. PARAÍSO, Secagem do Farelo de Soja em Leito Fluidizado com Aplicação de CFD. XIX Congresso Brasileiro de Engenharia Química, COBEQ – 2012, a ser realizado em setembro de 2012.

Trabalhos completos que foram submetidos e estão aguardando aceitação:

- Fernanda Ribeiro Gaspar Branco da Silva, Mariana Sgobero Balbino, Alexandre Marconi de Souza da Costa, Luiz Mário de Matos Jorge, Paulo Roberto Paraíso, Análise da Cinética de Secagem do Farelo de Soja em Leito Fluidizado. *Anais do XXXV Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados, ENEMP 2011. Vassouras – RJ, 2011.*
- Fernanda Ribeiro Gaspar Branco da Silva, Alexandre Marconi de Souza da Costa, Luiz Mário de Matos Jorge, Paulo Roberto Paraíso, CFD no Estudo da Secagem do Farelo de Soja em Leito Fluidizado, *Anais do XXXV Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados, ENEMP 2011. Vassouras – RJ, 2011.*

- Fernanda R. G. B. da Silva, M. de Souza, Alexandre M. S. Costa, Luiz M. M. Jorge, Paulo R. Paraíso, Experimental and Numerical Analysis of Soybean Meal Drying in Fluidized Bed. *Powder Technology*.

CAPÍTULO II

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 ETAPAS DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DO ÓLEO E DO FARELO DE SOJA

A soja é uma das mais importantes culturas agrícolas mundiais, sendo sua produção destinada à obtenção do óleo e do farelo para indústria alimentícia. O farelo de soja é obtido a partir da moagem dos grãos de soja, para extração do óleo que é destinado para consumo humano, e representa um dos ingredientes de maior importância utilizado em rações animais. Segundo Cromwell (1999), o farelo de soja responde a 65% do suprimento mundial de proteínas e ainda, segundo Bellaver e Snizek Jr. (1999), dois terços (2/3) da produção mundial de farelo de soja são consumidos por suínos e aves. É usado também como suplemento alimentar humano e na composição de colas a serem aplicadas como selante em madeira. A fim de manter a competitividade do farelo de soja no mercado internacional, é necessário que as indústrias de processamento de soja obtenham um produto com qualidade a custos reduzidos.

Segundo Mandarino e Roessing (2001), o processo de industrialização da soja, de uma forma geral, divide-se em duas etapas principais: a produção de óleo bruto, tendo como resíduo o farelo, e refino do óleo bruto produzido. A Figura 1 mostra as etapas do processo para a obtenção do óleo bruto e do farelo de soja.

A preparação das sementes é o processo que transforma os grãos de soja em flocos a fim de facilitar a extração do óleo da semente. Esta etapa é constituída pelas atividades de limpeza, classificação, descortificação, trituração e laminação, e cozimento das sementes.

A extração, como o próprio nome diz, é o processo que envolve a extração do óleo da semente por prensagem mecânica e uso de solventes em extratores. Nesta etapa são produzidos a miscela, que é constituída de óleo bruto com o hexano e segue para a etapa de destilação, e o lex (também denominado torta), que é composto pela mistura de óleo de soja residual, farelo de soja, hexano e umidade e segue para a etapa de dessolventização/tostagem.

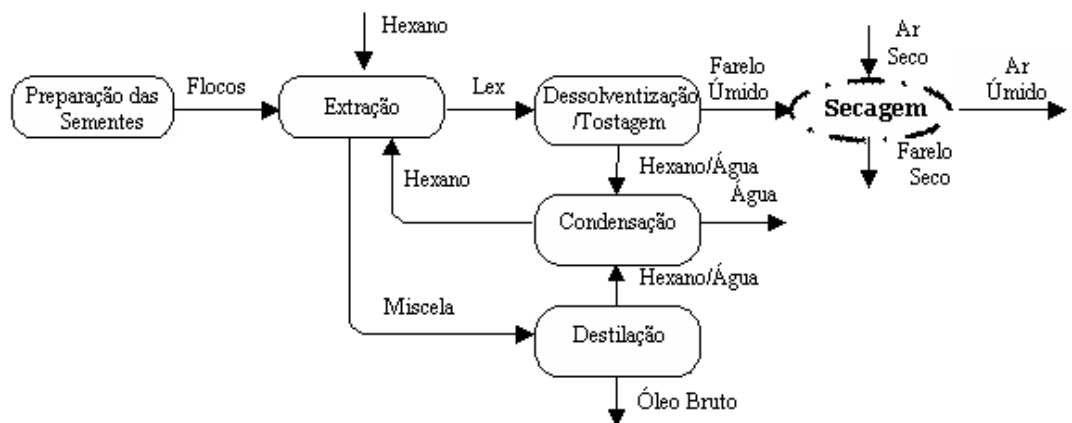


Figura 1. Principais etapas do processo de produção do óleo e do farelo de soja. (LUZ, 2006).

A destilação da miscela é o processo que separa o óleo de soja bruto do hexano (solvente) através do processo de destilação por evaporação e *stripping*. Após ser separado do hexano, o óleo bruto segue para a etapa de refino sendo transformado em óleo comestível. O hexano evaporado na coluna de destilação e no *stripping* é recuperado para ser reutilizado no extrator.

O processo de dessolventização/tostagem é utilizado para a eliminação do solvente, e para inativar os fatores antinutricionais como os inibidores de tripsina, as lecitinas ou fitohemaglutininas, bem como substâncias que causam sabor indesejável. O farelo úmido que sai do fundo do equipamento segue para a etapa de secagem enquanto que o hexano é recuperado para ser reutilizado no processo de extração, juntamente com o hexano recuperado na destilação da miscela.

A secagem é o processo que elimina a umidade excedente do farelo de soja através de tratamento térmico. Este processo é essencial à manutenção da qualidade do mesmo, fazendo com que os níveis de umidade atinjam valores suficientes para evitar a proliferação de micro-organismos e facilitar o seu transporte, manuseio e armazenamento até o seu consumo. Segundo a Portaria n° 795, de 15/12/93, do Ministério da Agricultura, o farelo tostado ou cru deve apresentar umidade máxima de 12,5% em base úmida (b.u.), o equivalente a aproximadamente 14% em base seca (b.s.).

2.2 SECAGEM

O principal objetivo de qualquer segmento produtivo é a obtenção de um produto de qualidade. A qualidade final esperada de um produto depende do seu uso final, que por sua vez, dita as características que devem ser preservadas. Desta forma, o processo de secagem é ditado pelos critérios de conservação de qualidade dos produtos.

A remoção da umidade de produtos alimentícios os torna mais estáveis e, conseqüentemente, eles podem ser armazenados por maiores períodos de tempo sem deterioração. O principal objetivo da secagem de alimentos é proporcionar uma longa vida de prateleira a alimentos que deterioram facilmente em suas formas naturais.

A secagem é uma das mais antigas e a mais diversa das operações unitárias. É uma operação essencial não só na indústria alimentícia, mas também nas indústrias químicas, agrícolas, biotecnológicas, de polímeros, cerâmica, farmacêutica, de papel e celulose, e mineral.

Segundo McCabe *et al.* (2001), em geral, a secagem de um sólido significa a remoção de quantidades relativamente pequenas de água, ou outros líquidos, do sólido para reduzir o teor de líquido residual a níveis aceitáveis. A água presente no sólido é chamada umidade e o processo de secagem de nosso interesse é caracterizado pela evaporação da água do material. Esta definição de secagem exclui a concentração de uma solução e a remoção mecânica de água por filtração ou centrifugação. Exclui também métodos térmicos relacionados à destilação, tais como desidratação azeotrópica de alguns líquidos orgânicos (Keey (1978), citado por Brod (2003)).

O comportamento de um material durante o processo de secagem é normalmente conhecido a partir da cinética de secagem, ou seja, das curvas de secagem e da taxa de secagem para um determinado produto, das isotermas de equilíbrio e dos mecanismos de transferência de calor e massa.

2.2.1 Cinética de Secagem

A cinética de secagem está relacionada às variações do teor de umidade do material com o tempo, sob condições constantes de temperatura, velocidade do ar e pressão. O processo de secagem de um material normalmente é analisado por curvas com as seguintes coordenadas:

Os segmentos AB e A'B representam o período inicial de secagem, em que o sólido e o agente secante tendem a uma condição de equilíbrio em suas temperaturas. No ponto A, o sólido entra em contato com o agente secante possuindo uma temperatura menor que a do ar. Devido a este contato, o sólido absorve calor sensível, fazendo com que sua taxa de evaporação comece a aumentar até chegar ao ponto B. Já para o segmento A'B, o meio secante está a uma temperatura inferior à do sólido, absorvendo calor sensível e fazendo com que a taxa de secagem do sólido diminua até chegar ao ponto B. Neste ponto, a temperatura da superfície da amostra entra em equilíbrio com a temperatura do fluxo ar-vapor. Segundo Strumillo e Kudra (1986) e Geankoplis (2003), este período inicial é muito curto e, na prática, pode ser desprezado.

No segmento BC, a diminuição do teor de umidade do sólido em função do tempo tem um caráter linear, e a taxa de secagem permanece constante durante este período. De acordo com Geankoplis (2003), durante este segmento, a superfície do sólido inicialmente está muito úmida e existe um filme contínuo de água em sua superfície e, se o sólido é poroso, muito da água evaporada neste período vem do interior do sólido. Este período continua enquanto a migração da água do interior até a superfície do material seja suficiente para acompanhar a perda por evaporação de água na superfície. A temperatura no interior do sólido tende a ser a mesma da temperatura de bulbo úmido do meio secante, permanecendo estável até chegar ao ponto C, que é chamado teor de umidade crítica do sólido.

A partir do ponto C, não existe água suficiente na superfície do sólido para manter um filme contínuo de água. A superfície do sólido não está mais completamente úmida e esta umidade superficial decresce continuamente neste período, até que a superfície esteja completamente seca no ponto D (Geankoplis, 2003). Este período é denominado primeiro período de taxa decrescente, representado pelo segmento CD.

Tanto no segmento CD quanto no segmento DE denominado segundo período de taxa decrescente, a taxa de secagem é controlada pelo transporte de umidade no interior do material. O ponto E é denominado teor de umidade de equilíbrio, que constitui a quantidade mínima de umidade que se pode alcançar quando se submete um material ao processo de secagem sob condições constantes de temperatura do ar de secagem e pressão. Segundo Geankoplis (2003), a quantidade de água removida no período de taxa decrescente pode ser relativamente pequena, mas pode consumir um longo tempo.

Luz (2009) obteve dados cinéticos experimentais para o farelo de soja nas temperaturas 50, 74, 85 e 97 °C. Estes dados foram obtidos em um secador do tipo bandeja, em escala de laboratório, utilizando velocidades de fluxo de ar de 1,1 e 2,5 m/s, para uma umidade relativa de 60%. As curvas de secagem e de taxa de secagem obtidas por Luz (2009) estão representadas nas Figuras 4 e 5. Os resultados obtidos mostraram que a secagem do farelo de soja apresentou somente o período de taxa decrescente e que somente a temperatura exerceu influência significativa na taxa de secagem, na faixa de condições exploradas. A autora concluiu, com base nos resultados obtidos, que a etapa limitante de transferência de massa do farelo ocorre no interior das partículas, provavelmente por difusão.

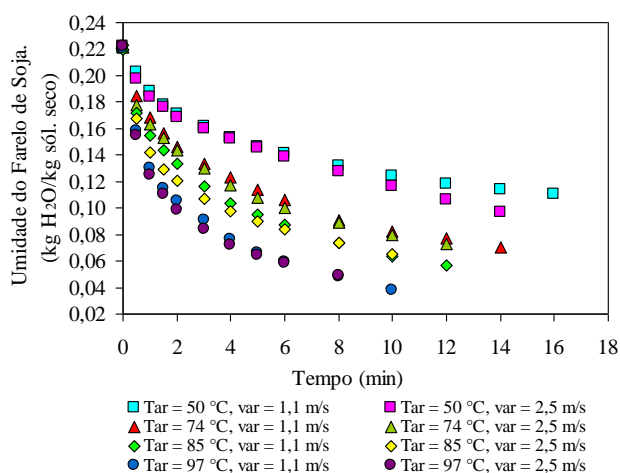


Figura 4. Curvas de secagem do farelo de soja (Luz, 2009)

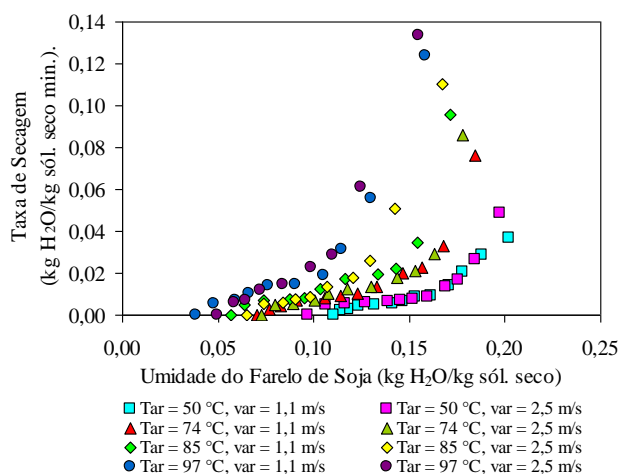


Figura 5. Curvas de taxa de secagem do farelo de soja (Luz, 2009)

2.2.2 Transferência de Calor e de Massa

Quando um sólido úmido é submetido à secagem térmica, dois processos ocorrem simultaneamente (Mujumdar, 2006):

1. Transferência de energia (comumente calor) do ambiente para evaporar a umidade da superfície do material sólido.
2. Transferência da umidade interna para a superfície do sólido e sua subsequente evaporação devido ao primeiro processo.

A taxa de secagem de um material é uma combinação destes dois processos. A transferência de calor pode ocorrer por condução, convecção, radiação, ou uma combinação destes processos.

A remoção da umidade como vapor da superfície do sólido (processo 1) é função das condições externas do ar (temperatura, umidade e do fluxo), da área da superfície exposta e da pressão. O movimento interno da umidade no material sólido (processo 2) é função da natureza física do sólido, da sua temperatura e do seu teor de umidade.

Ainda segundo Mujumdar (2006), em uma operação de secagem, qualquer um destes processos pode ser o fator limitante que governa a taxa de secagem do material, embora possam ocorrer simultaneamente durante o ciclo de secagem. Em qualquer dos mecanismos citados, a secagem visa principalmente à preservação do produto, tanto no decorrer do processo, como na armazenagem, na qual devem ser mantidas as características iniciais desejáveis do material, impedindo o desenvolvimento microbiano, reduzindo volume e peso, e facilitando o armazenamento e o transporte do produto (Souza, 2003, citado por Ferrari, 2009).

A migração da umidade do interior do material para a superfície é analisada pelos mecanismos de transferência de massa. Segundo Mujumdar (2006), o movimento da umidade pode ocorrer por difusão, capilaridade, sequências de vaporização-condensação, ou gradientes de pressão. No entanto, segundo Luz (2006) e Park *et al.* (2007), os mecanismos mais discutidos na literatura são a difusão e a capilaridade. Luz (2006) destaca que a difusão é a transferência de massa mais observada na secagem de alimentos, devido à presença de poros e pequenos espaços saturados de vapor e de líquidos.

De acordo com Luz (2010), os coeficientes de transferência de calor e massa na secagem do farelo de soja são importantes nas aplicações de projeto, análise, modelagem, simulação, otimização e controle dos secadores. Segundo esta autora, o coeficiente de transferência de calor para o farelo de soja pode ser determinado a partir de modelos existentes na literatura em função do tipo de secador utilizado no processo. A transferência de calor em secadores do tipo leito fluidizado será discutida mais adiante no presente capítulo.

Luz *et al.* (2009) determinaram uma correlação para estimar o coeficiente de transferência de massa do farelo de soja que, segundo estes autores, pode ser utilizada em qualquer tipo de secador empregado para secagem do farelo de soja. Desta forma, a correlação proposta por estes autores foi empregada no presente trabalho e será apresentada mais adiante, na apresentação da modelagem matemática do processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado.

2.2.3 Isotermas de Equilíbrio

Como já definido, o teor de umidade de equilíbrio é a quantidade mínima de umidade que se pode alcançar quando se submete um material ao processo de secagem, sob condições constantes de temperatura e pressão.

Segundo Strumillo e Kudra (1986), é necessário conhecer as isotermas de sorção para determinar a quantidade de umidade máxima que pode teoricamente ser removida de um material pelo agente secante em determinadas condições.

O conhecimento da umidade de equilíbrio é de grande importância para os processos de secagem e para o controle das condições de armazenamento dos materiais sólidos. Quando o valor da umidade de equilíbrio não é respeitado por excesso de aquecimento, poderá ocorrer oxidação ou decomposição do material (Mujumdar, 2006).

O conhecimento das isotermas de equilíbrio pode estar relacionado tanto a modelos teóricos existentes na literatura, baseados em cinética de adsorção, como a modelos empíricos e semi-empíricos, baseados em dados experimentais de umidade e temperatura do material. Segundo Luz (2006), os modelos teóricos para a predição da umidade de equilíbrio mais utilizados estão baseados nas teorias cinéticas de adsorção de Kelvin, Langmuir e BET (Brunauer-Emmet-Teller), porém, os valores obtidos por estes modelos são valores aproximados para condições termodinâmicas limitadas. Uma alternativa para as predições

de umidade de equilíbrio são os modelos empíricos e semi-empíricos de Luikov, Henderson – Thompson, Chung – Pfof, Chen – Clayton, Halsey e Oswin, que têm aplicação a partir do momento que se conhece dados de temperatura e de umidade relativa, bem como parâmetros do modelo para um determinado material. Esses parâmetros podem ser determinados por meio de dados experimentais obtidos a partir da metodologia estática, que consiste em expor o material seco a soluções salinas em recipientes isolados em condições de temperatura constante, ou da metodologia dinâmica.

Luz *et al.* (2006) apresentaram um estudo do comportamento das isotermas de equilíbrio do farelo de soja. Os dados de umidade de equilíbrio foram obtidos utilizando-se soluções salinas saturadas nas temperaturas de 50, 60 e 70° C, baseando-se na metodologia estática. As correlações utilizadas para o cálculo da umidade de equilíbrio foram as correlações de Luikov, Halsey e Henderson – Thompson. Em seu trabalho, Luz *et al.* (2006) verificaram que todos os modelos apresentaram resultados estatísticos satisfatórios e podem ser usados para prever a umidade de equilíbrio do farelo de soja, sendo os mesmos apresentados a seguir:

- ❖ Modelo de Luikov (Luikov, 1966, citado em Luz *et al.* 2006)

$$X_e = \frac{0,834}{\left(1 + 0,036 T_a \ln\left(\frac{1}{UR}\right)\right)} \quad (1)$$

- ❖ Modelo de Halsey (Halsey, 1976, citado em Luz *et al.* 2006)

$$X_e = 2,982 \left(T_a \ln\left(\frac{1}{UR}\right) \right)^{-0,614} \quad (2)$$

- ❖ Modelo de Henderson – Thompson (Henderson-Thompson, 1976, citado em Luz *et al.* 2006)

$$X_e = \left(\frac{-\ln(1-UR)}{0,023 T_a - 1,476} \right)^{\left(\frac{1}{0,917}\right)} \quad (3)$$

em que X_e é o teor de umidade de equilíbrio, UR é a umidade relativa do ar e T_a , a temperatura do ar.

Adicionalmente, Luz *et al.* (2006) verificaram que a temperatura exerce pouca influência sobre a umidade de equilíbrio do farelo de soja e que, para uma ampla faixa de umidade relativa do ar (0 – 60 %), a umidade de equilíbrio do farelo de soja varia muito pouco, permanecendo em níveis inferiores a 0,15 kg água/kg sólido seco.

2.3 SECADOR DE LEITO FLUIDIZADO

2.3.1 Fluidização

Fluidização é uma técnica versátil para promover o contato íntimo entre sólidos e um fluido. A primeira aplicação industrial significativa da fluidização foi no craqueamento catalítico de hidrocarbonetos usando leito de partículas de catalisador por volta dos anos 40 (Smith, 2007). Esta técnica se estendeu à aplicação de outros processos envolvendo reações químicas, especialmente exotérmicas, devido às características de transferência de calor nos leitos fluidizados e, também, devido à possibilidade de se manter constantes as temperaturas no leito. Muitas operações industriais envolvem a interação sólido-fluido. Constituem exemplos, o aquecimento, resfriamento e secagem de sólidos granulares por contato direto com gases, a absorção, a lixiviação e, comumente, a eficácia do contato entre as fases é o fator preponderante na determinação do resultado final do processo. Segundo Gomide (1983), a fluidização é a melhor e mais moderna técnica para efetuar o contato eficiente entre sólidos e fluidos.

A fluidização é um processo pelo qual um leito de partículas sólidas é transformado em algo muito semelhante a um fluido. Isto é conseguido passando-se um fluido, gás ou líquido, através do leito, a uma taxa suficiente para exercer uma força sobre as partículas que contrabalança seu peso. Desta forma, o leito adquire propriedades como de um fluido, com as partículas capazes de se mover relativamente livres umas em relação às outras. O leito fluidizado pode apresentar diferentes comportamentos, dependendo do tipo do meio e das propriedades do material particulado (Figura 6).

Passando um fluido ascendentemente através de um leito de partículas (Figura 6a), a baixas taxas de escoamento do mesmo, ocorre somente um preenchimento do fluido nos

espaços vazios do leito que permanece estático, denominado leito fixo. A porosidade do leito não se modifica e a perda de carga do fluido varia linearmente com a velocidade superficial.

Quando um pequeno aumento do fluxo de ar movimenta apenas algumas partículas que vibram em regiões restritas, tem-se o leito expandido. Com um crescente aumento no fluxo, alcança-se um ponto em que as partículas estão todas suspensas no fluido (gás ou líquido) que escoam ascendentemente. Neste ponto, a força friccional entre partículas e o fluido contrabalança o peso das partículas, a componente vertical da força compressiva entre partículas adjacentes desaparece, e a perda de carga, em qualquer seção do leito, iguala-se ao peso das partículas e do fluido na seção. Neste estado, o leito é considerado como fluidizado, referido como um leito fluidizado incipiente ou um leito na mínima fluidização. A porosidade do leito aumenta e esta condição é caracterizada pela velocidade mínima de fluidização (u_{mf}) do ar e por uma perda de carga máxima (Figura 6b).

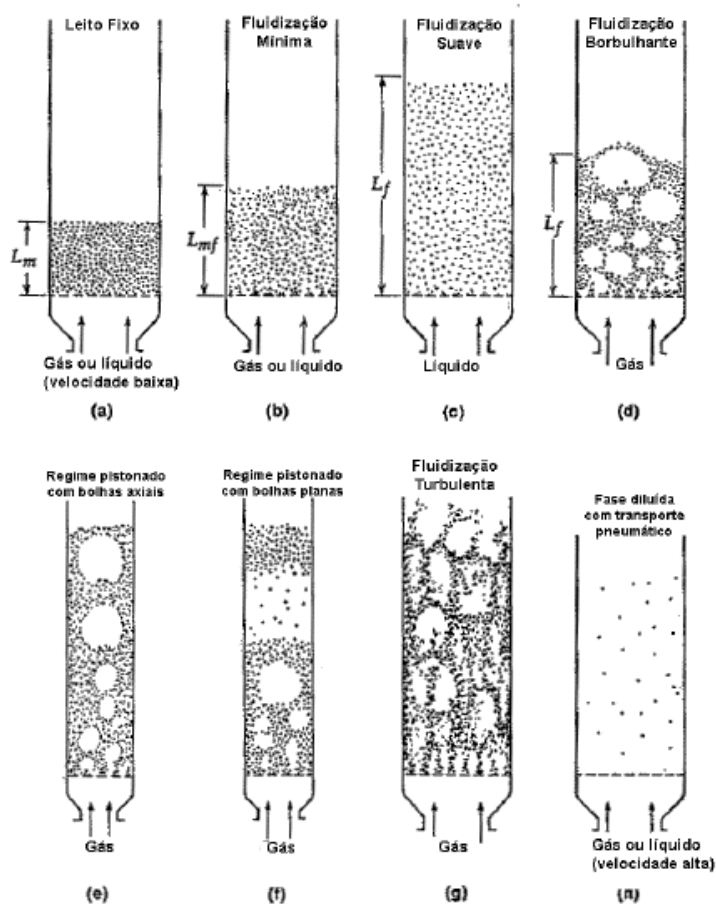


Figura 6. Regimes de escoamento (Kunii e Levenspiel (1992), citado por Brod (2003)).

Em sistemas líquido-sólido, um aumento do fluxo acima da mínima fluidização, normalmente resulta em uma suave e progressiva expansão do leito. Tal comportamento é chamado de fluidização suave, leito particularmente fluidizado ou leito fluidizado homogêneo (Figura 6c). Porém, nos leitos fluidizados a gás, com um aumento do fluxo acima da mínima fluidização, grandes instabilidades com borbulhamento e canais preferenciais do gás podem ser observados, caracterizando o estado de leito fluidizado agregado, leito fluidizado heterogêneo ou leito fluidizado borbulhante (Figura 6d).

Com o aumento do fluxo, as bolhas de gás crescem à medida que sobem pelo leito e, em leitos de pequenos diâmetros, elas podem se tornar grandes o suficiente para se espalhar por todo o leito. No caso de partículas finas, as bolhas fluem suavemente, resultando em um regime denominado pistonado com bolhas axiais (Figura 6e). Para partículas grosseiras, uma porção do leito é movimentada para cima como o movimento de um pistão, denominado regime pistonado com bolhas planas (Figura 6f).

Quando partículas finas são fluidizadas a uma velocidade suficiente do gás, atinge-se a velocidade terminal das partículas, e um regime de fluidização turbulenta é alcançado (Figura 6g). Aumentando-se ainda mais o fluxo de gás, a superfície do leito desaparece, o arraste das partículas torna-se apreciável e os sólidos são carregados para fora do leito com a corrente de fluido. Neste estado, temos um leito fluidizado com transporte pneumático dos sólidos (Figura 6h).

Um dos parâmetros mais importantes que caracterizam um leito fluidizado é a velocidade mínima de fluidização (u_{mf}). Sua determinação é de extrema importância, apesar de poucos processos operarem na condição de mínima fluidização. Segundo Law e Mujumdar (2006), leitos fluidizados operam, normalmente, com velocidades do gás equivalentes a 2 – 4 u_{mf} . A construção de diagramas de perda de carga em função da velocidade do fluido é muito útil na determinação da velocidade mínima de fluidização. A Figura 7 representa uma curva da perda de carga em função da velocidade do gás para um leito de partículas de areia uniformes em tamanho.

Para taxas de escoamento relativamente baixas do gás em um leito empacotado, a perda de carga é aproximadamente proporcional à velocidade do gás, como indicado pela correlação de Ergun (1952), citado em Kunii e Levenspiel, (1969):

$$\frac{\Delta P}{L} g_c = 150 \frac{(1 - \varepsilon_m)^2}{\varepsilon_m^3} \frac{\mu u_0}{(\phi_s d_p)^2} + 1,75 \frac{1 - \varepsilon_m}{\varepsilon_m^3} \frac{\rho_g u_0^2}{\phi_s d_p} \quad (4)$$

em que, ΔP é a perda de carga, L é altura do leito, g_c é o fator de conversão, ε_m é a fração de vazios em um leito empacotado, μ é a viscosidade do gás, u_0 é a velocidade superficial do gás, ϕ_s é a esfericidade de uma partícula, d_p é o diâmetro da partícula e, ρ_g é a densidade do gás.

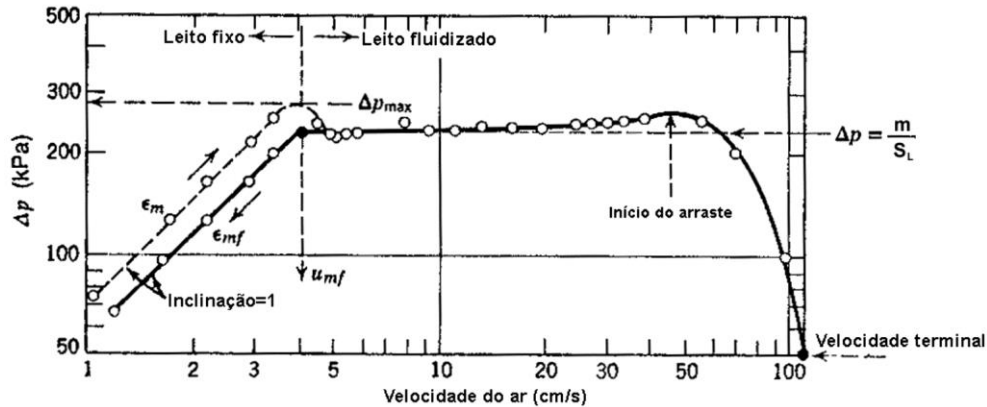


Figura 7. Perda de carga *versus* velocidade do ar (Kunii e Levenspiel (1992), citado por Brod, (2003))

A perda de carga normalmente alcança um valor máximo, $\Delta P_{m\acute{a}x}$, levemente maior do que a pressão estática do leito. Com um aumento adicional da velocidade do gás, a porosidade do leito aumenta de ε_m para ε_{mf} (porosidade nas condições de mínima fluidização), resultando em um decréscimo na perda de carga para a perda de carga estática do leito, conforme dado por:

$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c} \quad (5)$$

em que, L_{mf} é a altura do leito nas condições de mínima fluidização, ρ_s é a densidade dos sólidos e, g é a aceleração da gravidade.

Com velocidades do gás acima da mínima de fluidização, o leito expande e bolhas de gás surgem, resultando em uma não homogeneidade no leito. Apesar deste acréscimo na velocidade, a perda de carga permanece praticamente sem variar.

Nas medidas experimentais da perda de carga em função da velocidade do gás para obtenção das curvas de fluidização, normalmente dados são obtidos para leituras crescentes

e decrescentes da velocidade. Uma nova curva é observada para leituras decrescentes da velocidade, resultante de variações na porosidade do leito, que assume o valor de porosidade de mínima fluidização (ε_{mf}), ao passo que, para velocidades crescentes, é exibido um valor diferente (ε_m), resultante do procedimento selecionado para introduzir as partículas sólidas na coluna. Segundo Couderc (1985), as condições de mínima fluidização são definidas no ponto de transição entre leito fixo e leito fluidizado, observado na taxa de escoamento decrescente. Outro método para se determinar a velocidade mínima de fluidização é a aplicação da Equação 6, que é obtida combinando-se as Equações 4 e 5:

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (6)$$

O comportamento dos sistemas fluidizados a gás é dependente das propriedades do sólido, como tamanho e densidade. Uma classificação muito usual para os sólidos particulados (pós), baseada na análise do comportamento dos tipos de fluidização exibidos com ar ambiente e pressão atmosférica, é a classificação de Geldart (Couderc, 1985).

Segundo Geldart (1973), o comportamento de sólidos fluidizados por gases cai em quatro grupos claramente identificáveis, caracterizados por diferenças de densidade entre o sólido e o fluido e diâmetro médio das partículas.

- **Grupo A:** partículas de pequeno diâmetro médio e/ou baixa densidade

$$(\rho_p < 1,4 \text{ g/cm}^3).$$

- **Grupo B:** partículas de tamanho e densidade intermediários

$$(4 \text{ g/cm}^3 > \rho_s > 1,4 \text{ g/cm}^3)$$

- **Grupo C:** partículas de baixa densidade, finas e coesivas, extremamente difíceis de fluidizar.

- **Grupo D:** partículas irregulares e fluidizáveis, de alta densidade. Requerem alta velocidade para fluidizar e proporcionam baixa expansão do leito e baixa mistura dos sólidos.

Na sequência, as principais vantagens e desvantagens da técnica do leito fluidizado, citadas por Kunii e Levenspiel (1969), Gomide (1983) e Law e Mujumdar (2006), são apresentadas.

Vantagens:

- A rápida mistura dos sólidos no leito conduz a condições quase isotérmicas e facilidade de controle da temperatura.
- As taxas de transferência de calor e massa entre o gás e as partículas são altas, quando comparadas com outros métodos de contato.
- É apropriado para operações em larga escala.
- Facilidade de operação e manutenção.

Desvantagens:

- A rápida mistura dos sólidos no leito leva a tempos de residência não uniformes.
- Pode ocorrer o desgaste das partículas devido ao atrito, produzindo muito pó, que é arrastado do leito.
- Erosão das paredes do leito por abrasão pelas partículas.

2.3.2 Secagem em Leitos Fluidizados

Segundo Ng e Tan (2006), o primeiro secador de leito fluidizado comercial foi instalado nos Estados Unidos em 1948 para a secagem de dolomita.

Secadores de leito fluidizado são comumente utilizados no processamento de produtos químicos, alimentícios, biomateriais, farmacêuticos, pesticidas e agroquímicos, corantes e pigmentos, detergentes, polímeros e resinas, fertilizantes, entre outros.

Secadores de leito fluidizado podem operar no modo batelada ou contínuo. Os secadores do tipo batelada são usados quando a capacidade de produção requerida é pequena, ou quando diversos produtos devem ser produzidos na mesma linha de produção. Secadores

contínuos são usados quando a produção requerida é em larga escala. Dentre os secadores contínuos, Reay e Baker (1985) destacam as categorias mais importantes:

- *Secadores de leito fluidizado de mistura perfeita* – caracterizados por uma distribuição de tempo de residência da partícula que se aproxima da mistura perfeita. Sua eficiência térmica normalmente é alta. Eles são usados quando o material a ser seco é difícil de fluidizar.

- *Secadores de leito fluidizado do tipo plug flow* – caracterizados por uma distribuição do tempo de residência que se aproxima de um *plug flow*. São usados para materiais que são mais fáceis de fluidizar e/ou quando o teor de umidade final do produto deva ser uniforme.

Uma análise do efeito dos parâmetros de operação no processo de secagem em leitos fluidizados foi apresentada em Reay e Baker (1985) e Law e Mujumdar (2006). Os parâmetros analisados são a altura do leito de partículas, a velocidade do gás, o tamanho das partículas e a temperatura do leito. Em ambos os trabalhos, os autores apresentam as seguintes conclusões em relação à influência destes parâmetros na secagem em leito fluidizado:

- *Temperatura do leito*: a temperatura do leito exerce uma forte influência na taxa de secagem dos materiais, ou seja, quanto maior a temperatura, maiores taxas de secagem são alcançadas. Law e Mujumdar (2006) ainda afirmam que este efeito é complexo e depende das resistências internas e externas à transferência de umidade.

- *Tamanho das partículas*: para partículas do grupo B, de acordo com a classificação de Geldart, o tempo de secagem requerido para remover uma dada quantidade de umidade aumenta com o quadrado do diâmetro das partículas, mantendo-se as mesmas condições de temperatura, velocidade e altura do leito de partículas. Contudo, este efeito é muito menor quando se utilizam partículas do grupo A, pois estas são mais finas em relação às partículas do grupo B.

- *Velocidade do gás*: a velocidade do gás apresenta uma influência significativa na remoção da umidade superficial das partículas, ou seja, aumentando-se a velocidade, aumenta-se a taxa de secagem. Contudo, materiais que apresentam resistência interna à transferência de umidade, ou seja, materiais em que o fator que controla o processo de

secagem é a difusão no interior do material, a taxa de secagem é independente da velocidade do gás.

- *Altura do leito de partículas*: para materiais como sílica gel, resinas de troca iônica e minério de ferro, que possuem alta mobilidade da umidade interna, a maior parte da secagem ocorre próximo ao distribuidor de ar e, desta forma, um aumento na altura do leito não influencia na taxa de secagem destes materiais. Porém, para materiais que apresentam alta resistência à transferência de massa, um aumento da altura acarretará em um decréscimo na taxa de secagem.

Uma revisão na literatura mostra que pesquisas têm sido realizadas com o intuito de investigar a influência dos parâmetros de operação no processo de secagem de diferentes materiais em leito fluidizado. Adicionalmente, estas pesquisas buscam avaliar a secagem em leitos fluidizados como uma alternativa aos métodos convencionais de secagem.

Além de investigar a qualidade do coco seco em um secador de leito fluidizado, como cor e teor de óleo superficial, Niamnuy e Devahastin (2005), também avaliaram os efeitos dos parâmetros de operação no processo de secagem do mesmo. Os autores observaram que um aumento na velocidade do ar possibilitou menores tempos de secagem, indicando que a maior parte do processo de secagem ocorre no período de taxa constante. Contudo, no período de taxa decrescente, o efeito da velocidade do ar na taxa de secagem diminuiu, especialmente para maiores velocidades. A temperatura do ar também apresentou uma influência significativa sobre a secagem do coco, nas condições estudadas, ou seja, quanto maior a temperatura, maior a taxa de secagem. Porém, com relação à qualidade final do produto, os autores concluíram que utilizando maiores velocidades do ar, acarretará em uma maior quantidade de óleo na superfície do produto seco ao passo que, menores teores de óleo foram encontrados ao se utilizar maiores temperaturas.

Liébanes *et al.* (2006) estudaram a secagem do produto sólido resultante da extração do azeite de oliva, que comumente é realizada em um secador rotativo, em leito fluidizado. Os autores constataram que tanto a temperatura do ar quanto a velocidade do agente secante apresentam uma influência significativa sobre o processo de secagem deste material em leito fluidizado. No entanto, a taxa de secagem deste material, nas condições estudadas, apresentou somente o período de taxa decrescente, ou seja, as condições internas é que governam a taxa de secagem deste material. Porém, Liébanes *et al.* (2006) concluíram que esta dependência da taxa de secagem com a velocidade do ar pode revelar a influência de

outros fatores relacionados ao regime de fluidização, como a velocidade da partícula, o número e a intensidade das colisões entre as partículas e a dinâmica das bolhas. Desta forma, variações no regime de fluidização podem introduzir diferenças significativas no contato ar-sólido que podem afetar a velocidade da secagem.

A secagem de ragi (*Eleusine corocana*), um importante cereal utilizado pela população da Índia, Sri Lanka e oeste da África, em leito fluidizado foi investigada por Srinivasakannan e Balasubramanian (2006). Na secagem deste material, os autores encontraram que somente o período de taxa decrescente ocorre, ou que o período de taxa constante é pequeno comparado ao tempo total de secagem. Em relação à influência dos parâmetros na secagem, os autores encontraram que um aumento na temperatura do agente secante acarreta em um aumento significativo na taxa de secagem. Um leve acréscimo na taxa de secagem com a taxa de escoamento do ar foi observado. Segundo estes autores, leituras contínuas da temperatura do leito foram realizadas, mostrando que a temperatura efetiva do leito aumentou com a taxa de escoamento do meio secante, o que acarreta em um aumento da taxa de difusão da umidade, resultando em maiores taxas de secagem.

Murthy e Joshi (2007) estudaram a secagem de aonla (*Emblica officinalis*), também conhecida como groselha indiana, em leito fluidizado, em secador de bandeja com ar quente e secagem ao sol. Nos resultados obtidos para a secagem em leito fluidizado, os autores concluíram que um aumento tanto na temperatura quanto na velocidade do ar, reduzem o tempo de secagem deste material. Em comparação com os demais processos de secagem, mostrou uma maior eficiência na redução do tempo de secagem. As amostras secas do material também foram analisadas em relação à qualidade do produto final no que se refere à retenção do ácido ascórbico nas amostras do material seco. Os resultados obtidos pelos autores demonstraram que houve uma maior retenção deste componente nas amostras secas em leito fluidizado, em comparação aos demais processos de secagem, o que é desejável.

Tasirin *et al.* (2007) investigaram a secagem de pimenta do tipo *bird's eye* em secador de leito fluidizado. Segundo os autores, a velocidade do ar influencia no tempo de secagem do produto mantendo-se as condições de altura do leito e temperatura constantes. A temperatura também apresentou influência significativa, reduzindo o teor de umidade do material a maiores taxas com o aumento da temperatura. Com relação à altura do leito, os autores afirmaram que maiores alturas do leito tornam o processo mais lento. Os autores também compararam os resultados obtidos da secagem em leito fluidizado com resultados relativos à secagem do mesmo produto, porém utilizando secagem ao sol. Concluíram que a

secagem em leito fluidizado claramente reduz o tempo de operação e que o produto final apresenta qualidade superior em termos de cor, aroma e sabor.

O efeito dos parâmetros de operação na secagem de milho miúdo (*millet*) em leito fluidizado foi investigado por Srinivasakannan e Balasubramanian (2009). Segundo os autores, a duração do período de taxa constante é insignificante quando comparado ao tempo total de secagem, considerando assim que a secagem do referido produto ocorre totalmente no período de taxa decrescente. A temperatura e a velocidade do meio secante apresentaram uma influência significativa sobre o processo de secagem, ou seja, maiores temperaturas e maiores velocidades do agente secante acarretam um aumento na taxa de secagem. No entanto, a taxa de secagem diminui com um aumento da massa de sólidos inserida no secador.

Um aumento na taxa de secagem com o aumento da temperatura pode ser compreendido a partir dos conceitos básicos de transferência de massa atribuídos ao aumento na taxa de difusão da umidade, enquanto que um aumento na taxa de secagem com a velocidade do meio de aquecimento pode ser atribuído à redução da resistência externa de transferência de massa, Srinivasakannan e Balasubramanian (2009). Ainda segundo estes autores, embora a redução da resistência à transferência de massa não seja prevista no presente caso devido à grandeza da resistência interna, maiores temperaturas do leito com um aumento da velocidade foram observadas experimentalmente, contribuindo para um aumento na taxa de secagem. Uma maior temperatura do leito pode ser em decorrência da dispersão da mesma quantidade de umidade em um volume maior da fase gasosa. Efeito similar do aumento da taxa de secagem com o decréscimo da altura do leito foi atribuído a maiores temperaturas do leito.

Na investigação da cinética de secagem do bagaço de azeitona em leito fluidizado, Meziane (2011) apresentou resultados relativos à influência da temperatura e da altura do leito no processo de secagem. O autor constatou que o processo de secagem ocorre totalmente no período de taxa decrescente, e encontrou que o aumento da temperatura do ar e o decréscimo da altura do leito resultam em menores tempos de secagem para se chegar ao teor de umidade requerido para o produto, que é em torno de 5% (b.s).

2.3.3 Transferência de Calor em Leitos Fluidizados

A transferência de calor em leitos fluidizados a gás, segundo Law e Mujumdar (2006), pode ocorrer por condução, convecção e radiação, dependendo das condições de

operação. Ainda segundo estes autores, a contribuição dos respectivos modos de transferência de calor ao coeficiente de transferência de calor depende da classificação da partícula, das condições de escoamento, do regime de fluidização, do tipo de distribuidor, da temperatura de operação e da pressão. A transferência de calor entre uma partícula e a fase gasosa pode ser definida pela equação convencional de transferência de calor:

$$q = h_p A_p (T_p - T_g) \quad (7)$$

em que q é a taxa de transferência de calor, h_p é o coeficiente de transferência de calor, A_p é a área superficial de uma partícula, T_p é a temperatura da partícula e T_g é a temperatura do gás.

De acordo com Law e Mujumdar (2006), o coeficiente de transferência de calor (h_p) é função dos parâmetros de operação, das características do particulado e da geometria do secador, podendo ser estimado partindo-se das seguintes correlações, dependendo do número de Reynolds da partícula, Re_p :

$$h_p = \frac{k_g}{d_p} Nu_p \quad (8)$$

em que:

$$Nu_p = 0,0282 Re_p^{1,4} Pr_g^{0,33} \quad \text{para } 0,1 \leq Re_p \leq 50 \quad (9)$$

e

$$Nu_p = 1,01 Re_p^{0,48} Pr_g^{0,33} \quad \text{para } 50 \leq Re_p \leq 1 \times 10^4 \quad (10)$$

em que, k_g é a condutividade térmica do gás, d_p é o diâmetro da partícula, Nu_p é o número de Nusselt da partícula e Pr_g é o número de Prandtl do gás.

Kunii e Levenspiel (1969) propuseram a seguinte correlação para a determinação do coeficiente de transferência de calor:

$$Nu_p = 0,3 Re_p^{1,3} \quad (11)$$

e, posteriormente, Gunn (1978) propôs a seguinte expressão para prever a transferência de calor gás-partícula em leitos fluidizados:

$$\text{Nu}_p = (7 - 10 \varepsilon_g + 5 \varepsilon_g^2) \left(1 + 0,7 \text{Re}_p^{0,2} \text{Pr}^{1/3}\right) + (1,33 - 2,4 \varepsilon_g + 1,2 \varepsilon_g^2) \text{Re}_p^{0,7} \text{Pr}^{1/3} \quad (12)$$

em que,

$$\text{Re}_p = \frac{d_p \rho_g v_g}{\mu_g} \quad (13)$$

e

$$\text{Pr} = \frac{C_g \mu_g}{k_g} \quad (14)$$

com C_g = capacidade térmica do gás.

2.3.4 Modelos Matemáticos da Secagem em Leitos Fluidizados

O princípio da modelagem está baseado em se ter um sistema de equações que caracterizem satisfatoriamente o sistema a ser modelado. Este sistema envolve as equações de conservação de massa, energia e de quantidade de movimento, equações empíricas e teóricas. A solução destas equações permite prever os parâmetros do processo de secagem em função do tempo em qualquer ponto do secador baseando-se somente nas condições iniciais (Strumillo e Kudra, 1986).

Modelos matemáticos para a secagem em leito fluidizado foram propostos na literatura e verificados com dados experimentais. Estes modelos foram desenvolvidos baseados em diferentes suposições.

2.3.4.1 Modelo de Difusão

Segundo Law e Mujumdar (2006), este modelo assume que a secagem das partículas em um leito fluidizado seja totalmente controlada pela difusão da umidade no interior da partícula. Este modelo tem as seguintes considerações:

- Os sólidos são esféricos, isotrópicos, de tamanho uniforme e homogêneos; estão perfeitamente misturados no leito fluidizado;

- As propriedades físicas dos sólidos secos permanecem constantes com o tempo;
- O encolhimento dos sólidos e os gradientes de temperatura no interior do sólido são desprezíveis;
- A cinética de secagem é governada pela difusão da umidade interna e, assim, a umidade da superfície do sólido está em equilíbrio com a umidade do ar no leito;
- O ar está perfeitamente misturado;
- O secador é isolado.

Assume-se que a difusividade seja constante. A forma geral da equação da difusão, conhecida como equação da difusão de Fick para partículas esféricas, é dada na Equação 15:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = D_{eff} \left[\left(\frac{\partial^2 X}{\partial r^2} \right) + \frac{2}{r} \left(\frac{\partial X}{\partial r} \right) \right] \quad (15)$$

em que X é o teor de umidade livre, D_{eff} é o coeficiente de difusão efetivo, e r é a dimensão radial e t é o tempo.

A solução geral da equação da difusão de Fick, dada por Crank (1975), citado em Law e Mujumdar (2006) e Srinivakannan e Balasubramanian (2009), expressa o teor de umidade em termos do tempo de secagem de modo exponencial. A solução, para sólidos esféricos, é dada por:

$$\frac{X - X_{eq}}{X_0 - X_{eq}} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp \left[-n^2 \left(\frac{\pi^2 D_{eff} t}{r^2} \right) \right] \quad (16)$$

em que r é o raio da esfera, D_{eff} é a difusividade efetiva, t é o tempo. O subscrito “ eq ” denota o equilíbrio e “0” indica estado inicial.

Segundo Junior e Corrêa (1999), deve-se observar que a solução analítica desta equação se apresenta na forma de uma série infinita e, portanto, o número finito de termos (n) no truncamento poderá determinar a precisão dos resultados.

2.3.4.2 Modelos Semi-empíricos

Segundo Junior e Corrêa (1999), os modelos semi-empíricos baseiam-se geralmente na lei de resfriamento de Newton aplicada à transferência de massa, presumindo-se que, durante a secagem, as condições sejam isotérmicas e que a transferência de umidade se restrinja à superfície do produto.

Uma vez que a solução geral da equação da difusão (Equação 16) é expressa como uma série de funções exponenciais, os dados experimentais obtidos da secagem no leito fluidizado podem ser correlacionados como uma função exponencial. Muitas equações exponenciais empíricas foram propostas, sendo a Equação 17 a mais simples das equações exponenciais, conhecida como modelo de Newton. Nesta equação, assume-se que a taxa de secagem seja proporcional à diferença entre o teor de umidade médio e o teor de umidade de equilíbrio:

$$\frac{X - X_{eq}}{X_0 - X_{eq}} = \exp(-kt) \quad (17)$$

Uma versão modificada da Equação (17), fornecida por Henderson e Pabis (1961) citado por Law e Mujumdar (2006), é dada na Equação 18.

$$\frac{X - X_{eq}}{X_0 - X_{eq}} = a \exp(-bt) \quad (18)$$

Outra forma modificada da Equação 17 foi apresentada por Page (1949), citado em Law e Mujumdar (2006). Segundo estes autores, por normalmente se ajustar muito bem a maioria dos dados experimentais, este modelo tem sido frequentemente utilizado. O modelo de Page, conforme apresentado em Law e Mujumdar (2006), é dado por:

$$\frac{X - X_{eq}}{X_0 - X_{eq}} = \exp(-xt^y) \quad (19)$$

Os modelos apresentados nas Equações 17, 18 e 19 são exemplos de modelos matemáticos que podem ser ajustados aos dados experimentais da secagem. No entanto, na

literatura podem ser encontradas várias equações, ou modelos matemáticos que, segundo Corrêa *et al.* (2007), são frequentemente utilizados na secagem de produtos agrícolas. Segundo estes autores, estes modelos normalmente baseiam-se em variáveis externas ao produto, como a temperatura e a umidade relativa do ar de secagem, não fornecendo indicações sobre os fenômenos de transporte de energia e de água no interior dos produtos, e consideram que todo o processo de secagem ocorre somente no período de taxa decrescente.

Diferentes modelos foram propostos na literatura com o intuito de descrever o processo de secagem em leitos fluidizados. Os modelos a uma fase e a duas fases podem ser encontrados no trabalho de Law e Mujumdar (2006) e serão apresentados na sequência.

2.3.4.3 Modelo a Uma Fase

No modelo a uma fase, o leito fluidizado é considerado essencialmente como um contínuo (Figura 8). Os balanços de massa e de energia são aplicados sobre o leito fluidizado. Assume-se que as partículas no leito estejam perfeitamente misturadas.

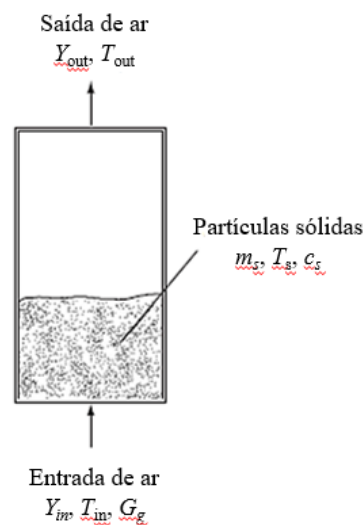


Figura 8. Diagrama esquemático do modelo a uma fase do secador de leito fluidizado.

(adaptado de Law e Mujumdar, 2006)

As equações de balanço de massa e balanço de energia são representadas pelas Equações 20 e 21 (Martinez-Vera *et al.* (1995), citado em Law e Mujumdar (2006)):

- *Balanço de Umidade:*

$$-M_s \frac{d\bar{X}}{dt} = G_g (Y_{out} - Y_{in}) \quad (20)$$

em que M_s é a massa do sólido seco no leito, \bar{X} é o teor de umidade médio, G_g é a taxa de fluxo mássico de ar seco, e Y_{out} e Y_{in} são, respectivamente, a umidade do ar na saída e na entrada do leito.

- *Balanço de Energia:*

$$M_s C_{ps} \frac{dT}{dt} = G_g (C_g + Y_{in} C_v) (T_{in} - T_{out}) - G_g (Y_{out} - Y_{in}) \lambda \quad (21)$$

em que C_p é a capacidade térmica a pressão constante e λ é o calor latente de vaporização. O subscrito “s” denota o sólido úmido e “g” denota ar seco, “v” denota vapor d’água. A Equação 21 despreza o calor sensível da água nos sólidos.

2.3.4.4 Modelo a Duas e Três Fases

Um modelo a duas fases da secagem em leito fluidizado considera o leito fluidizado composto de uma fase diluída (bolhas) e uma fase de emulsão (fase densa). A fase diluída não contém partículas ou as partículas estão dispersas. A Figura 9 apresenta um diagrama esquemático do modelo a duas fases.

Zahed *et al.* (1995), citado por Law e Mujumdar (2006), apresentaram as equações de balanço para a fase densa e a fase diluída para a secagem em leito fluidizado. O balanço de massa do líquido na fase diluída (bolhas) fornece a seguinte equação:

$$\rho_g \varepsilon_{bb} \frac{dY_{bb}}{dt} + \rho_g \frac{V_{g-bb}}{V_b t} (Y_{bb} - Y_{in}) = \frac{6 K_c \rho_g \varepsilon_{bb}}{d_{bb}} (Y_d - Y_{bb}) \quad (22)$$

em que o subscrito “bb” denota fase bolha e “d” denota a fase densa. ρ_g e ε_{bb} são, respectivamente, a densidade e a fração de vazios da fase diluída (bolhas), t é o tempo,

V_{g-b}/V_b é a taxa de escoamento do gás na fase bolha por unidade de volume do leito, Y_{bb} é a umidade absoluta da fase diluída (bolha), Y_{in} é a umidade absoluta de entrada e Y_d é a umidade absoluta da fase densa. K_c é o coeficiente de transferência de massa e d_{bb} é o diâmetro da bolha.

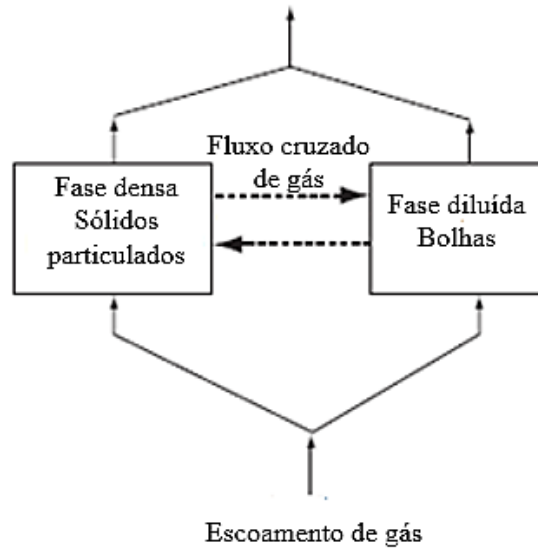


Figura 9. Diagrama esquemático de um modelo a duas fases para a secagem em leito fluidizado (adaptado de Law e Mujumdar, 2006).

A taxa de variação da massa na fase diluída pode ser considerada desprezível e a equação acima pode ser rearranjada para expressar a umidade na fase diluída em termos da umidade na fase densa.

O balanço de massa do líquido no gás intersticial na fase densa é dado por:

$$\frac{6 K_c \rho_g \varepsilon_{bb}}{d_{bb}} (Y_{bb} - Y_d) - \rho_g \frac{V_{g-d}}{V_b t} (Y_d - Y_{in}) + \dot{m} = \rho_g \varepsilon_{mf} (1 - \varepsilon_{bb}) \frac{dY_d}{dt} \quad (23)$$

em que \dot{m} é a taxa de evaporação da água por unidade de volume do leito, que pode ser obtido do balanço de massa da fase densa. V_{gd}/V_b é a taxa de escoamento do gás na fase densa por unidade de volume do leito e ε_{mf} é a fração de vazios nas condições de mínima fluidização.

Um balanço de massa do líquido nas partículas da fase densa fornece:

$$\dot{m} = -\rho_p (1 - \varepsilon_{mf}) (1 - \varepsilon_{bb}) \frac{d\bar{X}}{dt} \quad (24)$$

em que ρ_p é a densidade da partícula.

Os balanços de massa e energia acoplados na fase densa, composta de sólidos e gás intersticial, fornece:

$$\rho_p (1 - \varepsilon_{mf}) (1 - \varepsilon_{bb}) (C_{ps} - C_{pl} \bar{X}) \frac{dT_p}{dt} = \rho_g \frac{V_{g-d}}{V_b t} (C_{pg} + Y_{in} C_{pv}) (T_{in} - T_p) - \Delta H_{evap} \left[\rho_g \frac{V_{g-d}}{V_b t} (Y_d - Y_{in}) - \frac{6K_c \rho_g \varepsilon_{bb}}{d_{bb}} (Y_{bb} - Y_d) \right] \quad (25)$$

A Equação 25 expressa a variação da temperatura da partícula na fase densa em termos do teor de umidade médio, \bar{X} , que pode ser determinado partindo-se do modelo de difusão ou, então, de modelos empíricos. A solução desta equação fornece a temperatura dos sólidos em diferentes tempos de secagem.

Hoebink e Rietema (1980a) apresentaram um modelo para a secagem em leito fluidizado a três fases, que leva em consideração a ação das bolhas no leito. No entanto, neste modelo, estes autores consideraram somente a situação em que o transporte de umidade entre as partículas e o gás pudesse ser descrito com um coeficiente global de transferência de massa constante, ou seja, assumiram que a resistência à transferência de massa no interior dos sólidos fosse desprezível. Em um trabalho posterior, Hoebink e Rietema (1980b), modificaram o modelo proposto visando incluir a difusão no interior das partículas sólidas. Os resultados obtidos por estes autores apresentaram concordância qualitativa com dados da literatura.

Srinivasakannan *et al.* (1994) apresentou um modelo para a secagem de sólidos em leito fluidizado operando em batelada assumindo que o leito possa estar dividido em uma fase sólida, uma fase gasosa intersticial e uma fase bolha, com transferência de calor e de massa entre as fases. As seguintes suposições são feitas pelos autores: as partículas são homogêneas, esféricas e uniformes; todas as partículas no leito estão na mesma temperatura e têm o mesmo teor de umidade em qualquer instante durante o processo de secagem; o meio

secante saindo do leito fluidizado está em equilíbrio térmico com as partículas; o tamanho das bolhas é uniforme e não depende da localização dentro do leito; a secagem no *freeboard* é desprezível; o movimento da umidade no interior da partícula pode ser descrito usando a lei de Fick. Os dados experimentais foram obtidos a partir da secagem em leito fluidizado de milho e semente de papoula em diferentes condições experimentais de temperatura e velocidade do meio secante, teor de umidade inicial dos sólidos e *hold up* do sólido. As previsões do modelo estão em boa concordância com os resultados experimentais. Este modelo utilizado por Srinivasakannan *et al.* (1994) é o modelo a duas fases apresentado acima, dado pelas Equações 22 a 25. A fase densa consiste do sólido e do gás intersticial.

Hajidavallo e Hamdullahpur (2000a) desenvolveram um modelo matemático para simular os processos simultâneos de transferência de calor e massa em um leito fluidizado. O modelo considera a presença de diferentes fases dentro do leito, e sua variação física ao longo do leito. As fases bolha, gás intersticial e sólida são modeladas separadamente e o mecanismo de secagem para a fase sólida é considerado nos períodos de taxa constante e de taxa decrescente. Os processos simultâneos de transferência de calor e massa durante o processo de secagem, incluindo os efeitos internos e externos foram modelados para cada fase. Para validar o modelo matemático proposto, estes autores conduziram um estudo experimental com o objetivo de obter dados para a secagem do trigo em leito fluidizado, sendo este trabalho publicado posteriormente, Hajidavallo e Hamdullahpur (2000b). Segundo estes autores, os resultados numéricos apresentaram boa concordância com um grande número de dados experimentais, indicando que o modelo é capaz de prever com precisão tanto o processo de secagem do trigo quanto de outros materiais sem restrições em relação aos limites de aplicação das condições operacionais como temperatura do ar e umidade relativa.

Wildhagen *et al.* (2002) apresentaram um modelo a três fases (bolha, gás intersticial e sólida) para descrever a secagem de partículas de alumina em leito fluidizado. O modelo baseia-se nas leis de conservação de massa e energia aplicadas às três fases e em correlações empíricas para a transferência de calor e massa entre as fases. As principais suposições do modelo são:

- as três fases são consideradas ideais, no sentido de que as propriedades físicas em cada fase são obtidas por meio de uma média ponderada das propriedades individuais de cada um dos seus componentes;

- mistura perfeita das partículas sólidas no leito;
- as fases bolha e gás intersticial estão em *plug flow*;
- as paredes do leito são termicamente isoladas;
- a transferência de calor e massa entre as fases ocorre exclusivamente entre as bolhas e o gás e entre o gás e as partículas sólidas;
- a porosidade da fase densa (gás + sólidos) é igual à porosidade nas condições de mínima fluidização.

Para a validação do modelo matemático, estes autores compararam os resultados numéricos com dados experimentais. Os resultados mostraram que o modelo proposto foi capaz de prever adequadamente a influência das condições operacionais no teor de umidade e na temperatura das partículas de alumina, bem como na temperatura do gás durante a secagem em leito fluidizado.

Topuz *et al.* (2004) investigaram a adequação do modelo a três fases proposto por Hajidavallo e Hamdullahpur (2000a) na secagem de avelã. Eles concluíram que o modelo pode ser usado para simular a fluidodinâmica do leito fluidizado com pequenas discrepâncias, principalmente no período de taxa constante.

Debaste *et al.* (2008) desenvolveram modelos matemáticos com o objetivo de simular o processo de secagem de fermento de padaria em um secador de leito fluidizado. O primeiro modelo desenvolvido baseou-se em uma abordagem padrão fazendo uso de uma equação isotérmica e um coeficiente de difusividade efetivo assumindo que a resistência à transferência de massa esteja localizada na superfície externa da partícula. A comparação dos resultados obtidos a partir desta modelagem com os dados experimentais levou os autores a concluir que o modelo foi capaz de reproduzir bem o período de taxa constante, mas foi menos eficiente para o período de decaimento da taxa de secagem. Um segundo modelo foi desenvolvido assumindo-se uma resistência interna à transferência de massa ou, em outras palavras, assume-se que o teor de água nos sólidos não seja uniforme. A transferência de massa foi modelada usando uma equação de difusão incorporando um coeficiente de difusão efetivo, que é representativo do processo de transporte global. Na comparação com os resultados experimentais, o modelo apresentou melhoras em relação ao primeiro modelo, porém falhou na predição do tempo total de secagem. No terceiro modelo desenvolvido, estes autores empregaram a lei de Fick para modelar a difusão molecular nos

poros do material e não empregaram nenhuma equação isotérmica. Mais precisamente, durante o período de taxa decrescente, a partícula esférica foi modelada como sendo um núcleo interno úmido e uniforme cercado por uma casca de poros sólidos secos através da qual o vapor é transportado por difusão molecular para a superfície externa. Quando aplicado à secagem batelada de fermento, os resultados do modelo aproximam-se bem dos resultados experimentais concluindo que o modelo tem excelentes capacidades preditivas representando grandes melhorias sobre os modelos clássicos.

Tabrizi e Hamdullahpur (2007) desenvolveram um modelo matemático introduzindo um termo fonte, devido à evaporação na superfície das partículas, e usando as equações de balanço de massa e energia acopladas baseando-se no sistema de equações de Luikov. Os autores aplicaram um esquema numérico baseado no método das diferenças finitas explícito para a solução das equações. Os autores concluíram que a utilização de um sistema modificado de Luikov de equações de transferência de massa e de calor, adicionando-se um termo fonte pode resultar em predições mais precisas quando comparadas ao modelo de difusão ou ao modelo de Luikov convencional. As predições dos perfis de temperatura e do teor de umidade, a partir do modelo mostraram a mesma tendência quando comparadas aos resultados experimentais.

Wang *et al.* (2007) apresentaram um modelo matemático baseado na teoria a três fases, que é usada para descrever a transferência de massa e energia entre o gás e o sólido em um secador de leito fluidizado batelada. Segundo estes autores, muitos pesquisadores têm trabalhado na modelagem de secadores de leito fluidizado, mas que, no entanto, o modelo de Kunii e Levenspiel (1969) é o mais popular. Neste modelo, o meio secante e os sólidos granulares são representados por uma fase diluída (bolhas), uma fase intersticial gasosa e uma fase sólida. A transferência de calor e massa é modelada usando correlações para a determinação dos parâmetros hidrodinâmicos em um leito fluidizado. Segundo estes autores, funções empíricas foram usadas para representar a distribuição da umidade no período de taxa decrescente e, se o coeficiente de difusão é constante estas funções podem gerar resultados que se aproximam bastante dos dados experimentais. Porém, se o coeficiente de difusão tem uma relação complexa com os parâmetros das partículas, como temperatura e umidade, este modelo é menos preciso. Assim, os autores consideraram em sua modelagem que o coeficiente de difusão seja função tanto da temperatura da partícula quanto da difusão da umidade no período de taxa decrescente e utilizaram a equação proposta por Crank (1975) apresentada anteriormente na Equação 16. A solução numérica e a

comparação com os resultados obtidos experimentalmente demonstram a habilidade do modelo em fornecer os dados requeridos e as características para uma operação batelada de leito fluidizado.

Segundo Srinivasakannan e Balasubramanian (2008), materiais como grãos, sementes de papoula, pimenta, que oferecem uma alta resistência à difusão da umidade, apresentam um período de decaimento da taxa de secagem que pode ser modelado usando modelos exponenciais (modelos de Newton, Page, Henderson e Pabis, modelo exponencial a dois termos e modelo de difusão aproximado) que são puramente empíricos. Por outro lado, modelos mais complexos que contribuem para um melhor entendimento da cinética de secagem estão baseados na equação de difusão de Fick e, assim, os coeficientes de difusão estimados poderão servir como único parâmetro cinético indicando a taxa de secagem. Segundo os autores, o uso da equação de difusão de Fick para representar a cinética da secagem em um leito fluidizado assume que todos os sólidos no leito estejam expostos a condições uniformes. Assume-se que a umidade nos sólidos esteja inicialmente distribuída uniformemente e o modelo prediz a variação da umidade no sólido em relação ao tempo. Desta forma, em seu trabalho, os autores testaram a confiabilidade deste coeficiente de difusão estimado em fornecer uma boa previsão da cinética da secagem de materiais granulares em particular para leitos fluidizados. Seus resultados demonstraram uma grande dependência do coeficiente de difusão com o *hold-up* dos sólidos, causada pela suposição de partículas isoladas no leito. A variação do *hold-up* dos sólidos causa uma variação na temperatura do leito devido a variação do número de partículas e assim, modificações no modelo para se considerar esta variação da temperatura no leito com o tempo são necessárias antes que o modelo possa ser utilizado com segurança.

2.4 FUIDODINÂMICA COMPUTACIONAL (CFD)

Possivelmente, o primeiro grande exemplo da fluidodinâmica computacional, seja o trabalho de Kopal (1947), citado em Anderson Jr (2009), que compilou grandes tabelas de escoamento supersônico sobre cones pontiagudos resolvendo numericamente as equações diferenciais governantes. Contudo, as primeiras soluções de CFD apareceram durante os anos 50 e 60, impulsionadas pelo simultâneo surgimento de computadores eficientes, com alta velocidade, e a necessidade de resolver problemas de reentrada de um corpo na

atmosfera com altas velocidades e temperaturas. Os problemas envolvendo altas temperaturas necessitavam da inclusão de energia vibracional e reações químicas nos problemas de escoamento. Estes fenômenos físicos normalmente não podem ser resolvidos analiticamente, mesmo para as mais simples geometrias de escoamento. Desta forma, soluções numéricas das equações conservativas em computadores digitais com altas velocidades de processamento foram uma necessidade absoluta.

A segunda geração de soluções em CFD envolve a aplicação das equações conservativas a problemas de fluidodinâmica que são, por eles mesmos, tão complicados (sem a presença de reações químicas, etc.) que um computador deve ser utilizado. A CFD é hoje rotineiramente usada em uma grande variedade de disciplinas e indústrias, incluindo a aeroespacial, automotiva, geração de energia, química, processamento de polímeros, exploração de petróleo, pesquisa médica, meteorologia e astrofísica. O uso de CFD nas indústrias de processo tem levado a reduções nos custos dos produtos e nas atividades de desenvolvimento e otimização (reduzindo-se o tempo), reduzindo a necessidade de experimentação física, aumentando a confiabilidade em melhorias de projeto e aumento das conversões e rendimentos. Os benefícios econômicos trazidos pela utilização de CFD têm sido substanciais, embora raramente sejam relatadas análises econômicas detalhadas. (Davidson, 2002).

Obviamente, o instrumento que permite o crescimento da CFD são os computadores digitais altamente velozes. As soluções em CFD requerem normalmente a manipulação repetitiva de milhões de números, uma tarefa que é humanamente impossível sem a ajuda de um computador. Conseqüentemente, os avanços em CFD, e suas aplicações a problemas cada vez mais detalhados e sofisticados, estão intimamente relacionados aos avanços computacionais, particularmente em relação à capacidade de armazenamento e velocidade de execução.

A CFD tem apresentado sucesso na predição do fenômeno de secagem em diferentes tipos de secadores industriais, que utilizam todas as formas de operação de secagem, incluindo técnicas de secagem térmicas, *spray* e por congelamento (*freeze drying*). As soluções em CFD estão sendo usadas para otimizar e desenvolver equipamentos e estratégias de processamento na secagem industrial, substituindo experimentos caros e demorados (Jamaledine e Ray, 2010).

Entre os vários modelos que têm tentado prever a fluidodinâmica e as características relacionadas dos leitos fluidizados, e de outros sistemas de escoamento

multifásico, a CFD é a que mais destaca, envolvendo a solução numérica do conjunto de equações diferenciais conservativas, e demais equações necessárias, empregando métodos numéricos como, por exemplo, o Método dos Volumes Finitos e o Método dos Elementos Finitos.

Segundo Hamzehei *et al.* (2010), o principal problema encontrado na modelagem da fluidodinâmica de um leito fluidizado gás-sólido é a forte interação das fases com interfaces transientes e desconhecidas. Uma complexidade adicional, é que em muitos processos industriais, o escoamento do gás ocorre em um estado turbulento. No entanto, com as crescentes capacidades computacionais, a CFD tem se tornado uma importante ferramenta para entender os complexos fenômenos que ocorrem entre a fase gasosa e o sólido nos leitos fluidizados.

Adicionalmente, no caso de secagem em leito fluidizado, deve-se considerar o balanço de energia e não se podem desprezar os mecanismos de transferência de calor e massa entre as fases, o que torna a modelagem e a solução do modelo, ainda mais complexos.

Duas abordagens distintas foram desenvolvidas para a aplicação da CFD em escoamentos multifásicos, incluindo os leitos fluidizados: a abordagem Euleriana-Lagrangeana, e a abordagem Euleriana-Euleriana. As previsões numéricas obtidas por cada uma destas formulações não são idênticas, e a escolha de uma formulação conveniente para um modelo específico depende dos objetivos do estudo numérico a ser realizado e do tipo de sistema considerado, se denso ou diluído (Jamaledine e Ray, 2010). No caso de sistemas densos, a formulação Euleriana-Lagrangeana parece ser a mais conveniente. No entanto, esta abordagem é computacionalmente dispendiosa e demorada, requerendo computadores muito velozes. Por outro lado, a formulação Euleriana-Euleriana pode ser empregada tanto para sistemas diluídos quanto para sistemas densos, mas não pode prever o comportamento local das partículas no campo do escoamento.

Na abordagem Euleriana-Lagrangeana, o modelo Euleriano é aplicado para o escoamento da fase fluida, e o modelo Lagrangeano é aplicado para a fase sólida particulada. O modelo Lagrangeano resolve as equações de Newton do movimento para cada partícula individualmente, com inclusão dos efeitos das colisões entre partículas e forças agindo nas partículas pelo gás no sistema gás-sólido. O grande número de partículas envolvidas na análise torna esta aproximação computacionalmente impraticável para simulações de leitos fluidizados com altas concentrações de sólido.

A abordagem Euleriana–Euleriana está baseada na mecânica do contínuo, tratando as duas fases como continuamente interpenetrantes. Como o volume de uma fase não pode ser ocupado pelo volume da outra fase, o conceito de fração volumétrica de fase é aplicado. As frações volumétricas das fases são consideradas funções contínuas no tempo e no espaço. Para a modelagem do escoamento multifásico, a abordagem desenvolve equações de conservação para cada uma das fases que se assemelham às equações de Navier-Stokes, e requer o desenvolvimento de equações constitutivas.

Segundo Syamlal e Pannala (2011), o ponto crucial do desenvolvimento de modelos multifásicos é a formulação de relações constitutivas, que podem estar baseadas em correlações empíricas (por exemplo, o uso da equação de arraste de Ergun), modelos fenomenológicos (p.e., equações de tensão de atrito) e teorias micromecânicas (p.e., tensão no regime viscoso deduzida da teoria cinética dos escoamentos granulares).

As simulações de fluidodinâmica dos sistemas multifásicos gás–sólido com modelos Eulerianos usando diferentes códigos de CFD têm mostrado a adequação desta abordagem para a modelagem de leitos fluidizados. O número reduzido de equações que precisam ser resolvidas é a principal vantagem da abordagem Euleriana em comparação com a abordagem Lagrangeana (Hamzehei *et al.*, 2010). No presente trabalho, a abordagem Euleriana–Euleriana é aplicada. Desta forma, as equações de balanço de massa, energia e momento são aplicadas para cada uma das fases individualmente.

Os princípios fundamentais de conservação de massa, de energia e de quantidade de movimento, podem ser expressos em termos de equações matemáticas básicas que na forma mais geral são equações integrais ou equações diferenciais parciais (EDP's). Como não existem métodos diretos disponíveis para a solução deste tipo de equação, uma alternativa é transformá-las em formas mais simples, menos complexas matematicamente e numericamente. Isto pode ser conseguido por meio de uma das técnicas normalmente utilizadas para a discretização das equações de transporte: diferenças finitas, volumes finitos e elementos finitos.

O código de CFD MFIX utiliza o método dos volumes finitos para discretização das equações conservativas. Segundo Patankar (1980), a característica mais atrativa da formulação do volume de controle é que a solução resultante implica que a conservação integral de quantidades como massa, momento e energia seja satisfeita sobre qualquer grupo de volumes de controle e, desta forma, sobre todo o domínio de cálculo. Outra característica

atrativa é que mesmo utilizando-se malhas mais “grosseiras”, a solução exibe balanços integrais exatos.

O código aberto de fluidodinâmica computacional MFIX é utilizado neste trabalho. Este código utiliza a abordagem Euleriana–Euleriana para a modelagem de escoamentos multifásicos e, como citado acima, utiliza o método dos volumes finitos para a discretização das equações de conservação de massa, energia e momento. A seguir, uma breve descrição do código será apresentada.

2.4.1 Código Aberto de Fluidodinâmica Computacional, MFIX

O código aberto de fluidodinâmica computacional MFIX (**M**ultiphase **F**low with **I**nterphase **eX**change) foi utilizado no presente trabalho para realizar as simulações numéricas relativas ao processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado.

De acordo com Syamlal (1998), a essência do método foi desenvolvida por Harlow e Amsden (1975), sendo implementado no código K-FIX, e depois adaptado para descrever os escoamentos fluido-sólido. O desenvolvimento do MFIX iniciou em 1991 no *National Energy Technology Laboratory*, NETL, USA (Syamlal *et al.*, 2008). O principal objetivo foi desenvolver uma ferramenta para modelagem de reatores de leito fluidizado, como os gaseificadores de carvão normalmente usados nas plantas de combustível fóssil. A primeira versão foi completada em janeiro de 1993. Os primeiros conjuntos de simulações foram realizados em 1995. A distribuição pública do código através do *Energy Science and Technology Software Center*, EUA, iniciou em 1995.

O MFIX é um código computacional de propósito geral para descrever a fluidodinâmica, transferência de calor e reações químicas em sistemas fluido-sólido. O código tem um enfoque maior para sistemas envolvendo altas concentrações de sólido. O MFIX resolve um conjunto, geralmente bem aceito, de equações diferenciais parciais (EDP's) de conservação de massa, momento, espécies e energia para múltiplas fases. Tem sido utilizado para simular processos que ocorrem em leitos fluidizados circulantes e borbulhantes, bem como leitos de jorro.

O MFIX é escrito em linguagem de programação FORTRAN, e tem as seguintes potencialidades: sistemas de coordenadas cilíndricas ou cartesianas bi e tridimensionais, malhas uniformes e não uniformes. Os cálculos realizados pelo MFIX fornecem dados

transientes com distribuições tridimensionais de pressão, velocidade, temperatura, e fração mássica das espécies.

As simulações são configuradas usando um arquivo de entrada de dados (*mfix.dat*) e, em alguns casos, subrotinas definidas pelo usuário (*user-defined subroutines*). Dois códigos de pós-processamento são usados para a visualização dos resultados e extração dos dados gerados na forma de tabelas dos arquivos de saída.

Ainda segundo Syamlal *et al.* (2008), o código sofreu várias revisões desde 1995. A técnica numérica usada no código foi alterada e métodos de discretização de alta resolução foram adicionados em 1996. Em 1998, o código foi alterado do FORTRAN 77 para o FORTRAN 90. Subsequentemente, o código foi paralelizado para correr em processadores com memória compartilhada (SMP), processadores com memória distribuída, ou máquinas híbridas.

Um website foi lançado em 2001 para a distribuição do código fonte e distribuição de informações relacionadas ao escoamento gás-sólido computacionais. Em agosto de 2006, mais de 1000 pesquisadores de 250 instituições de pesquisa em todo o mundo estavam registrados neste site (Syamlal *et al.*, 2008). O endereço eletrônico que fornece acesso ao MFIX é: <www.mfix.netl.doe.gov>, onde são encontradas todas as documentações, manuais, resultados obtidos por usuários do código, além de links para acesso a alguns trabalhos publicados na área.

O método hoje é baseado no método SIMPLE (*SemiImplicit Method for Pressure Linked Equations*) desenvolvido por Patankar e Spalding (1980) citado em Syamlal (1998). Modificações do SIMPLE foram introduzidas no MFIX para melhorar a estabilidade e a velocidade dos cálculos. A primeira delas é que o MFIX utiliza uma equação da fração volumétrica dos sólidos ao invés de uma equação para correção da pressão dos sólidos, que ajuda na convergência para frações de sólidos próximas à máxima. Esta equação também incorpora o efeito da pressão dos sólidos que ajuda a estabilizar os cálculos nas regiões mais densas.

A segunda modificação é que o MFIX utiliza um ajuste do passo de tempo automático a fim de garantir o progresso da simulação com a mais alta velocidade de execução possível. Para aumentar a precisão do código, discretização de segunda ordem nos termos convectivos foi adicionada ao MFIX.

A aplicação da fluidodinâmica computacional utilizando a abordagem Euleriana-Euleriana em leitos fluidizados, com o código MFIX, bem como com outros códigos de

fluidodinâmica computacional, comerciais ou não, normalmente se restringe ao estudo da fluidodinâmica dos leitos e estão limitados a curtos períodos de tempo de simulação devido ao esforço computacional.

Guenther e Syamlal (2001) investigaram a sensibilidade da solução numérica das equações de escoamento gás-sólido para um leito fluidizado, com a ordem de precisão dos termos convectivos discretizados. As simulações numéricas foram realizadas com o código MFIX, aplicando-se o modelo Euleriano-Euleriano. Quatro esquemas de discretização do termo convectivo da equação do momento foram utilizados, o *first-order upwind* (FOU), SMART, Superbee e MINMOD. Os autores usaram as bolhas formadas no leito fluidizado como uma medida para a comparação dos diferentes esquemas de discretização. As bolhas previstas com um esquema de primeira ordem (*first-order upwind*), apresentaram uma forma pontiaguda não realística. Métodos de maiores ordens, especialmente SMART e Superbee, produziram bolhas arredondadas mais realísticas fisicamente. Os autores concluíram que a forma da bolha não realística prevista pelo FOU, é causada pela difusão numérica introduzida pela discretização dos termos convectivos da equação de conservação do momento da fase sólida. Segundo estes autores, os resultados não realísticos foram efetivamente removidos usando-se esquemas de discretização de maior ordem para discretizar os termos convectivos e concluíram que simulações com malhas muito refinadas utilizando FOU, também forneceram resultados realísticos, no entanto, exigem muito esforço computacional. Ainda segundo estes autores, métodos de maiores ordens predizem instabilidades na superfície de uma bolha que não são evidentes usando FOU.

Ainda na análise da difusão numérica, que surge devido ao processo de discretização dos termos convectivos das equações de transporte no escoamento gás-sólido de leitos fluidizados, Braun *et al.* (2010) também apresentaram uma análise comparativa de resultados numéricos obtidos utilizando duas formas de interpolação para os termos convectivos das equações conservativas: o FOUP (*First Order UPwind*) e, um de maior ordem, o Superbee. Os autores utilizaram o código MFIX para o desenvolvimento de seu trabalho. Assim como no trabalho de Guenther e Syamlal (2001), a forma da bolha foi usada como uma medida para a descrição dos resultados. A influência da malha computacional também foi analisada. Braun *et al.* (2010) concluíram que o esquema Superbee fornece melhores resultados sendo recomendado para discretizações dos termos convectivos de malhas mais “grosseiras”. O FOUP somente pode ser usado em malhas mais refinadas, mas requer um alto esforço computacional. No entanto, usando o método Superbee e uma malha mais refinada é possível

predizer instabilidades que produzem irregularidades no perfil de uma bolha e que podem significativamente afetar a dinâmica do leito.

Taghipour *et al.* (2005) estudaram a fluidodinâmica de um reator de leito fluidizado gás-sólido bidimensional, comparando os resultados de simulação de fluidodinâmica computacional, obtidos usando o código comercial FLUENT®, com resultados obtidos experimentalmente em um leito fluidizado com esferas de vidro. Os autores utilizaram um modelo Euleriano, incorporando a teoria cinética para partículas sólidas para simular o escoamento gás-sólido. Os coeficientes de transferência de momento foram calculados usando as correlações de Syamlal-O'Brien, Gidaspow e Wen-Yu. A flutuação da energia cinética da fase sólida foi caracterizada variando-se os valores do coeficiente de restituição de 0,9 a 0,99. O coeficiente de restituição quantifica a elasticidade das colisões entre partículas entre 1, para colisões totalmente elásticas e 0 para colisões totalmente inelásticas. Os resultados numéricos obtidos utilizando os três modelos de arraste, demonstraram um consistente aumento na expansão do leito com a velocidade do gás e predizem a expansão do leito razoavelmente bem. A comparação dos valores da perda de carga, obtidos usando as correlações de Syamlal-O'Brien, Gidaspow e Wen-Yu, com os valores obtidos experimentalmente, mostrou que uma maior concordância entre os resultados é encontrada para velocidades acima da mínima de fluidização. As diferenças encontradas para velocidades menores que a da mínima fluidização foi atribuída a não fluidização dos sólidos, considerando que os mesmos sejam dominados por forças de atrito entre as partículas, que não são preditas pelos modelos multifluidos para simulações multifásicas. Em relação ao coeficiente de restituição, resultados obtidos para um coeficiente de restituição igual a 0,9 concordaram bem com resultados experimentais, ao passo que, para um coeficiente de restituição no valor de 0,99 para todos os modelos de arraste, levaram à predição de um borbulhamento vigoroso, não observado experimentalmente, para velocidades abaixo da mínima de fluidização.

Makkawi *et al.* (2006) realizaram uma análise comparativa das características fluidodinâmicas (distribuição dos sólidos, forma das bolhas e expansão do leito) de um leito fluidizado, extraídas de medidas de tomografia de capacitância elétrica e de predições utilizando o código MFIX. Segundo estes autores, para um leito fluidizado de partículas do grupo B, segundo a classificação de Geldart, o código não forneceu uma predição precisa da forma das bolhas e da expansão do leito para velocidades que variam de intermediárias a altas. Para partículas coesivas, como as do grupo A/B, o código mostrou uma expansão

excessiva do leito. Estas deficiências foram atribuídas principalmente ao fato de que no código MFIX, negligenciam-se completamente as forças coesivas e parcialmente as forças de atrito, durante o regime de escoamento intermediário, entre os regimes plástico e viscoso. Desta forma, os autores propuseram um modelo considerando a possível coexistência das tensões colisional e de atrito no escoamento denso-intermediário e um termo de forças de coesão, aplicável a partículas coesivas, foi testado para investigar seus efeitos nas características gerais fluidodinâmicas de escoamentos verticais. Observou-se que ambos os termos têm efeito direto na redução de carregamento do material, que implica em uma redução da expansão do leito. A análise paramétrica mostrou que os modelos propostos são numericamente significativos e podem ser implementados nos modelos de teoria cinética clássicos para melhor predição das características fluidodinâmicas dos processos de fluidização ou de escoamentos gás-sólidos gerais.

Xie *et al.* (2008a) realizaram simulações computacionais, com o código de CFD MFIX, com o intuito de estudar e determinar o efeito de usar diferentes sistemas de coordenadas e configurações geométricas para modelar reatores de leito fluidizado. Sistemas de coordenadas cilíndricas e cartesianas foram usados para resolver as equações de transporte e simulações, baseadas em um sistema de coordenadas cartesianas bidimensionais (2-D), foram realizadas para aproximar leitos fluidizados cilíndricos e retangulares. Três regimes de fluidização foram empregados nas simulações: *bubbling*, *slugging* e turbulento. Para o regime *bubbling*, os resultados das simulações 2-D e tridimensionais (3-D) foram apresentados para domínios retangulares e cilíndricos. Comparações das simulações 2-D e 3-D para geometria cilíndrica foram mostradas para os regimes *slugging* e turbulento. Os autores concluíram que para o regime de fluidização *bubbling*, existe uma concordância qualitativa satisfatória entre as simulações 2-D e 3-D para as geometrias cilíndrica e retangular. Estes resultados indicam que um sistema cartesiano 2-D pode ser usado com sucesso para simular e prever um regime *bubbling* requerendo um menor esforço computacional. No entanto, é preciso ter cautela ao utilizar o sistema de coordenadas cartesiano 2-D para os outros regimes de fluidização estudados.

Ainda na investigação sobre o efeito da utilização de diferentes sistemas de coordenadas nos resultados numéricos, Xie *et al.* (2008b) avaliaram individualmente os termos das equações conservativas em simulações 2D e 3D com sistemas de coordenadas cilíndricas e cartesianas. Segundo estes autores, os termos adicionais que aparecem nas equações tridimensionais podem ser usados para explicar as discrepâncias encontradas entre

as simulações 2D e 3D que foram obtidas em Xie *et al.* (2008a). Os valores dos termos adicionais aumentam com o aumento da velocidade de entrada do gás. Isto explica a boa concordância entre simulações 2D e 3D que foram observadas para o regime *bubbling*, com baixa velocidade do gás, e porque as diferenças entre as simulações 2D e 3D aumentam para os regimes *slugging* e turbulento. Para o leito fluidizado no regime *slugging*, as velocidades verticais apresentam valores menores quando usando o sistema de coordenadas cartesiano 2D quando comparado ao sistema cilíndrico 3D. Uma velocidade menor do gás é predita com simulações cartesianas 2D *versus* simulações cilíndricas 3D observadas para o regime turbulento. As menores velocidades previstas para estes dois regimes de escoamento podem ser atribuídas aos termos adicionais modelados no domínio cilíndrico 3D.

Ahuja e Patwardhan (2008) estudaram a fluidodinâmica de um leito fluidizado gás-sólido usando medidas experimentais e simulações em CFD. Os experimentos foram realizados utilizando partículas de polipropileno como fase sólida, e ar como fase gasosa. O modelo Euleriano-Euleriano, incorporando a teoria cinética dos escoamentos granulares, foi empregado para simular o escoamento gás-sólido. O coeficiente de transferência de momento entre as fases foi calculado utilizando a correlação de arraste de Gidaspow, e os efeitos na distribuição do *hold-up* dos sólidos e no padrão de circulação dos sólidos em relação à velocidade do gás, à forma de distribuição do ar e à presença de um *draft tube* no interior do leito, foram investigadas. Segundo estes autores, os perfis previstos do *hold-up* dos sólidos concordaram razoavelmente bem com os dados experimentais e a configuração do distribuidor teve um grande efeito nos perfis de *hold-up* dos sólidos. Os autores concluíram que o modelo é capaz de prever o comportamento fluidodinâmico do leito fluidizado gás – sólido.

Reuge *et al.* (2008) estudaram a influência dos modelos para as tensões da fase sólida, e dos parâmetros associados, na simulação dos leitos fluidizados gás-sólido. Dois modelos de tensão das partículas foram utilizados neste estudo: Schaeffer e Princeton. Diferentes valores do coeficiente de restituição, que reflete a dissipação da energia devido às colisões entre as partículas, e do ângulo de fricção interno, que está relacionado à dissipação no regime denso com o contato direto, foram utilizados objetivando avaliar a influência destes parâmetros na fluidodinâmica do leito fluidizado. Os autores utilizaram o código MFIX para simular os experimentos que foram realizados em um leito fluidizado com partículas de alumina, operando em diferentes velocidades do gás envolvendo dois regimes hidrodinâmicos de fluidização: *bubbling* e *slugging*. A expansão do leito, a altura das

flutuações e a frequência das flutuações foram medidas através de filmagem do leito fluidizado. Simulações usando geometrias 2-D e 3-D foram realizadas e os resultados apontaram que as simulações 3-D são necessárias para reproduzir corretamente a expansão do leito e a altura das flutuações que foram obtidas experimentalmente. Segundo estes autores, as simulações 2-D superestimam estas quantidades. Os resultados mostram que o coeficiente de restituição parece depender do regime de fluidização: no regime *bubbling*, um aumento neste parâmetro leva a uma maior expansão do leito e menor altura das flutuações, e no regime *slugging* observou-se menores expansões do leito e uma grande redução na altura das flutuações. Concluíram também que o ângulo de fricção interno tem mínima influência na expansão do leito, mas uma redução neste parâmetro pode levar a uma redução significativa na altura das flutuações. As simulações demonstram também a importância da escolha do modelo de tensões do sólido para a simulação de leitos fluidizados nos regimes *bubbling* e *slugging* sendo o modelo de Princeton o que melhor representou os dados experimentais.

Outros autores a empregar a abordagem Euleriana–Euleriana para estudar o comportamento do escoamento gás-partícula foram Geng *et al.*, (2009). Estes autores realizaram simulações tridimensionais para investigar o comportamento do escoamento durante a secagem de tabaco em leito fluidizado. Os resultados numéricos obtidos indicaram que as partículas de tabaco normalmente concentram-se na região próxima à parede e que existe uma concentração máxima de partículas no tubo de alimentação. As predições nas regiões de alta concentração de partículas concordaram bem com os dados experimentais. Este tipo de agregação dinâmica das partículas pode levar a um aglomerado, fazendo com que variações instáveis no fluxo ocorram no tempo e no espaço, podendo influenciar a eficiência da secagem e a qualidade do produto final. As características destes aglomerados são de vital importância para os processos de secagem deste tipo de material (alto teor de umidade e partículas não uniformes), já que estas propriedades podem determinar a fluidodinâmica que deve ser conhecida para o projeto deste sistema de secagem, bem como, para compreender como ocorre a distribuição deste tipo de material dentro do secador. Estes autores concluíram que o modelo de CFD proposto é válido para prever a fluidodinâmica do tabaco no secador, e os resultados obtidos por simulações numéricas forneceram informações úteis para melhorias no secador. Desta forma, o modelo pode ser utilizado para investigar a distribuição das partículas em um secador com melhorias no projeto, com economia de tempo e mão de obra.

Hosseini *et al.* (2010), utilizaram o código aberto de fluidodinâmica computacional MFIX, aplicando a abordagem Euleriana–Euleriana 2D, para investigar a distribuição radial de *hold-up* dos sólidos em um leito fluidizado a gás, em várias localizações axiais e velocidades do gás. Também estudaram a influência de se utilizar diferentes tipos de distribuidores de ar no comportamento fluidodinâmico dos leitos fluidizados a gás. Além disso, o efeito de utilizar um *draft tube* na distribuição do *hold-up* dos sólidos e nos padrões de circulação do leito fluidizado gás-sólido também foi investigado. Diferentes modelos de tensão de atrito, modelos de arraste, modelos de turbulência e esquemas de discretização foram usados nas simulações para avaliar a adequação dos diferentes modelos para vários distribuidores de gás, e leitos fluidizados com *draft tube*. Estes autores concluíram que, para diferentes velocidades do gás, os padrões de circulação nos leitos são completamente diferentes, a velocidade do gás e a razão entre a altura estática do leito e sua largura são parâmetros importantes para a predição do padrão de circulação em um leito fluidizado borbulhante usando completa distribuição do ar. Segundo os autores, os resultados de CFD podem ser melhorados considerando pratos perfurados nas simulações numéricas. Quando utilizando diferentes distribuidores de ar ou adicionando internos ao leito, investigações devem ser conduzidas para avaliar a influência nos resultados numéricos das diferentes correlações de arraste. Esquemas de discretização também conduzem a diferentes resultados da fluidodinâmica de leitos fluidizados e, portanto, devem ser examinados quando utilizando diferentes condições.

Utilizando os códigos de fluidodinâmica computacional FLUENT[®] (código comercial), MFIX e OpenFOAM (códigos abertos), Herzog *et al.* (2011) apresentaram um estudo da fluidodinâmica de leito fluidizado, comparando os resultados numéricos, obtidos através das simulações com os três códigos, com dados numéricos e experimentais existentes na literatura. Os coeficientes de transferência de momento foram calculados usando as correlações de arraste de Gidaspow e Symalal–O’Brien. Os resultados numéricos obtidos para os valores de perda de carga e expansão do leito, utilizando os três códigos, apresentaram boa concordância com os dados experimentais e numéricos de referência, sendo que, os resultados obtidos por meio do MFIX concordaram exatamente com os resultados obtidos pelo FLUENT[®]. As comparações dos campos de fluxo mostraram boa concordância entre os resultados obtidos pelo MFIX e pelo FLUENT, mas não com o OpenFOAM. Os autores concluíram que os códigos MFIX e FLUENT foram capazes de prever o fenômeno de fluidização, baseando-se no método Euleriano-Euleriano.

Li *et al.* (2011a) realizaram uma investigação numérica do escoamento hidrodinâmico em um leito fluidizado com um feixe de tubos submersos, com o código MFIX. Uma nova técnica foi empregada para tratar com a superfície curvada dos tubos submersos. Esta técnica, implementada no MFIX, foi apresentada por Dietiker (2009) citado em Li *et al.* (2011), e permite a definição de contornos curvados ou inclinados, em que as células computacionais são truncadas na parede para combinar com a forma dos contornos. Li *et al.* (2011a) realizaram simulações computacionais bi e tridimensionais objetivando estudar os efeitos da velocidade do gás e do arranjo dos tubos no padrão de escoamento. Os autores observaram diferenças significativas entre os resultados das simulações bi e tridimensionais em relação à expansão do leito, distribuição das bolhas, porosidade e perfis de velocidade do sólido, concluindo que simulações 3D são necessárias para a predição quantitativa da fluidodinâmica do escoamento. Por outro lado, as características de escoamento e o comportamento das bolhas na superfície dos tubos são similares com simulações 2D e 3D, e sendo assim, os autores concluíram que, na condução de um estudo qualitativo, simulações 2D são capazes de prever satisfatoriamente o comportamento do escoamento próximo aos tubos.

Segundo Li *et al.* (2011b), nos processos em leito fluidizado, a velocidade superficial do gás pode variar devido à combinação de alguns fatores, como por exemplo, gradientes de pressão hidrostática, variações na temperatura local, variações na taxa de fluxo molar devido a reações químicas, variações na área da seção transversal da coluna, regiões onde as superfícies de transferência de calor restringem a área da seção transversal livre. Assim, os autores pretenderam mostrar que a inconsistência na especificação da velocidade superficial do gás, e a suposição implícita de que esta seja constante, pode levar a confusões e erros na interpretação e comparação com dados experimentais para sistemas com substancial perda de carga hidrostática. Adicionalmente, foi mostrado que, falhando em especificar as condições de escoamento de referência para a velocidade superficial do gás, pode resultar em considerável incerteza nos modelos e simulações. Segundo os autores, nas simulações de CFD de leitos fluidizados a gás, uma condição de contorno do fluxo de ar na entrada do leito deve ser fornecida para o distribuidor de gás. Normalmente, esta condição de contorno é especificada como sendo uma velocidade do gás uniforme, assumindo implicitamente que a perda de carga através do distribuidor seja relativamente alta para flutuações da pressão, e a densidade do gás é então tratada como constante ao longo da coluna. Quando a variação da densidade do gás é relativamente pequena, como em muitos experimentos, uma densidade

média do gás pode ser usada com pouco erro, e a velocidade do ar pode ser usada diretamente, não importando em que condições experimentais foram obtidas. Segundo *Li et al.* (2011b), *Johansson et al.* (2006), em seu estudo, confirmou que a compressibilidade da fase gasosa não tem efeito significativo na predição do comportamento do escoamento de leito fluidizados de pequena escala. No entanto, para leitos fluidizados mais profundos, onde a perda de carga é significativa em relação à pressão absoluta na superfície, a velocidade superficial do gás varia substancialmente com a altura do leito. Assim, para estas situações, estes autores propuseram uma forma padrão para a determinação da velocidade superficial do gás, baseando-se na temperatura e na pressão no topo da coluna, que são relativamente constantes na maioria dos sistemas.

Simulações tridimensionais (3D) de fluidodinâmica computacional de um leito fluidizado borbulhante gás – sólido foram realizadas por Esmaili e Mahinpey (2011), com o objetivo de investigar o efeito nos resultados numéricos, de se utilizar diferentes correlações de arraste nas simulações de fluidodinâmica. Estes autores utilizaram as correlações de Richardson e Zaki, Wen–Yu, Gibilaro, Gidaspow, Syamlal-O’Brien, Arastoopour, RUC, Di Felice, Hill-Koch-Ladd, Zhang e Reese, e Syamlal ajustada para simular a transferência de momento entre as fases. Adicionalmente, propuseram um método para ajustar o modelo de Di Felice em um domínio tridimensional, baseados nos valores experimentais da velocidade mínima de fluidização, como ponto de calibração. Comparações foram feitas com simulações 2D e dados experimentais, baseadas na fração volumétrica dos sólidos, expansão do leito e perda de carga dentro do leito para diferentes velocidades superficiais do gás. Os autores afirmaram que, usando um modelo de arraste adequado, aumenta-se significativamente a precisão dos resultados nas simulações tridimensionais de leitos fluidizados. Concluíram que o modelo de Di Felice ajustado prediz o comportamento hidrodinâmico do leito mais precisamente do que os demais modelos. O efeito de usar análise tridimensional e bidimensional nas simulações também foi investigado. Os resultados mostraram que, embora simulações 3D exijam maior esforço computacional do que as simulações 2D, são capazes de fornecer resultados mais precisos quando são comparados aos dados experimentais.

Feng *et al.* (2011) apresentaram um estudo numérico do escoamento gás-sólido em um leito fluidizado circulante. A dinâmica do gás e do sólido foi calculada usando o código comercial de CFD, ANSYS/Fluent e um modelo Euleriano–Euleriano com teoria cinética dos escoamentos granulares usado para calcular as tensões dos sólidos. Simulações foram

realizadas para avaliar o efeito das variações dos seguintes parâmetros de operação: ângulos do prato distribuidor, presença de um feixe de tubos para troca de calor, velocidades de fluidização superficiais e alturas de empacotamento iniciais dos sólidos. O mecanismo governando a recirculação dos sólidos no leito fluidizado circulante foi explicado, baseado na dinâmica dos sólidos e do gás obtida das simulações, e o efeito dos parâmetros de operação foi quantificado em termos da taxa de recirculação dos sólidos. Os resultados das simulações mostraram que o modelo de CFD pode capturar as características padrão de um sistema de leito fluidizado circulante, rápida fluidização na câmara de reação, fluidização borbulhante na câmara de recuperação de calor e circulação dos sólidos entre as câmaras. A velocidade superficial e a altura de empacotamento inicial dos sólidos afetam consideravelmente a taxa de circulação dos sólidos. A presença do feixe de tubos reduziu a taxa de recirculação do sólido, enquanto que a inclinação do prato distribuidor não apresentou influência significativa.

Aumentando o grau de complexidade das investigações realizadas por meio da fluidodinâmica computacional, alguns trabalhos relativos ao estudo da transferência de calor em conjunto com a fluidodinâmica de leitos fluidizados podem ser destacados.

Behjat *et al.* (2008) aplicaram técnicas de CFD para investigar a fluidodinâmica e a transferência de calor em um reator de leito fluidizado. O reator de leito fluidizado foi simulado baseado na abordagem Euleriana–Euleriana. Os autores assumiram que as partículas sólidas liberam uma quantidade constante de calor, que é independente da hidrodinâmica das partículas, bem como, que as partículas mais finas de polímero têm maior atividade e geram mais calor do que as partículas mais grossas. Outras suposições realizadas por estes autores foram que a fase fluida é ideal e incompressível, e a transferência de calor entre diferentes fases sólidas é desprezível. As distribuições de temperatura das fases fluida e sólida foram calculadas, considerando a fluidodinâmica do leito e o calor gerado pela reação de polimerização. Os resultados apresentados mostraram que a temperatura da fase fluida aumenta à medida que a mesma se move ascendentemente no reator, devido ao calor da reação de polimerização. Adicionalmente, foi verificado que um aumento na velocidade do gás acarreta em um aumento da temperatura do mesmo e um decréscimo na temperatura do sólido, devido a um maior coeficiente de transferência de calor entre as fases. Estes autores concluíram que os gradientes de temperatura entre as fases foram maiores no topo do leito, gerando maiores taxas de transferência de calor nesta área quando comparado ao fundo do leito. A comparação entre resultados simulados e experimentais mostrou que o

modelo aplicado pode prever o comportamento fluidodinâmico do leito razoavelmente bem.

Dehnavi *et al.* (2010) realizaram simulações de fluidodinâmica computacional para investigar a fluidodinâmica de um reator de polimerização de leito fluidizado e a transferência de calor entre partículas de polietileno e a fase fluida, considerada gás etileno. Segundo estes autores, simulações numéricas foram realizadas para investigar os efeitos de diferentes condições de operação e, desta forma, obter uma descrição adequada do padrão de escoamento gás-sólido no leito. Para prever a razão de expansão e a perda de carga no leito, foram realizadas simulações empregando-se as correlações de arraste de Gidaspow, Syamlal–O’Brien e Wen–Yu. As razões de expansão do leito previstas pelas três correlações apresentaram comportamento similar. Os valores da perda de carga previstos pelas correlações de Syamlal–O’Brien e Gidaspow concordaram razoavelmente bem com valores de medidas experimentais reportadas na literatura. Estes autores observaram também que quando a velocidade superficial do gás aumenta, as flutuações da fração volumétrica da fase sólida na direção axial do leito são maiores. Para velocidades superficiais do gás menores, as partículas se acumulam na porção inferior do leito. Os efeitos dos modelos de arraste na temperatura foram investigados. Segundo estes autores, o gradiente de temperatura na seção primária do leito é muito maior do que em outra seção e que as previsões do gradiente de temperatura ao longo do leito são similares, utilizando os três modelos de arraste.

Hamzehei *et al.* (2010) aplicaram a fluidodinâmica computacional para estudar a transferência de calor e a hidrodinâmica de um reator não reativo de leito fluidizado gás-sólido bidimensional. Estes autores avaliaram a influência da temperatura e da velocidade do gás na fluidodinâmica e na transferência de calor entre o gás e o sólido. Adicionalmente, a sensibilidade dos resultados das simulações em relação ao uso de diferentes correlações de arraste, Syamlal–O’Brien, Gidaspow e Cao–Ahmadi, foi avaliada. Segundo estes autores, os resultados numéricos relativos à fluidodinâmica do leito, razão de expansão do leito e perda de carga, utilizando os três modelos de arraste foram comparados com resultados experimentais e apresentaram boa concordância entre eles. Em especial, uma concordância muito próxima dos resultados numéricos com os experimentais foi encontrada para os valores da perda de carga obtidos para velocidades acima da mínima de fluidização. Como não houve diferenças significativas nos resultados para os três modelos de arraste, estes autores concluíram que os três modelos são apropriados para prever a fluidodinâmica do escoamento gás-sólido, porém que a correlação de Syamlal–O’Brien pode prever mais

realisticamente a fluidodinâmica do leito nas condições utilizadas no estudo. Resultados numéricos e experimentais mostram que a temperatura do gás decresce à medida que o gás atravessa o leito. Os resultados mostraram também que um aumento da velocidade do gás acarreta uma diminuição da temperatura do gás e um aumento na temperatura do sólido. Os autores concluíram que o modelo é capaz de prever a fluidodinâmica e a transferência de calor do leito fluidizado razoavelmente bem.

Chang *et al.* (2012) realizaram uma investigação computacional da transferência de calor, mais especificamente, da transferência de calor partícula-partícula, considerando-se partículas de diferentes classes em um leito fluidizado gás-sólido de partículas binárias usando o código comercial de CFD FLUENT®. Um modelo de transferência de calor partícula-partícula entre diferentes classes de partículas foi proposto e incorporado ao modelo Euleriano-Euleriano. Estes autores encontraram que, inicialmente, os coeficientes de transferência de calor gás-partícula aumentam, aproximando-se de um valor máximo, e então decrescem gradativamente na fase densa do leito. Diminuindo-se o tamanho da partícula, o coeficiente de transferência de calor médio aumenta, porém é quase independente da velocidade superficial do gás. A transferência de calor partícula-partícula ocorre principalmente na fase densa do leito fluidizado de partículas binárias. O coeficiente de transferência de calor partícula-partícula diminui gradualmente na fase densa e então se eleva até atingir um valor máximo próximo à superfície do leito. O coeficiente de transferência de calor partícula-partícula também não é uniforme na direção radial, apresentando maiores valores na região da parede e menores valores no centro do leito. O coeficiente de transferência de calor partícula-partícula aumenta com o aumento do tamanho das partículas, bem como com o aumento da velocidade superficial do gás.

A transferência de massa com aplicação de CFD também foi estudada. Wang *et al.* (2009) investigou a transferência de massa do ar para aglomerados de partículas de naftaleno em um leito fluidizado circulante aplicando fluidodinâmica computacional. As distribuições de concentração de vapor do naftaleno e da velocidade no aglomerado esférico foram previstas numericamente, e os coeficientes de transferência de massa calculados foram comparados com resultados estimados por meio de equações empíricas. A transferência de massa relacionada às variações do fluxo e concentração de vapor do naftaleno no aglomerado de partículas foi obtida quantitativamente. Segundo estes autores, os resultados numéricos indicaram que a taxa de transferência de massa do aglomerado de partículas no leito fluidizado circulante é menor quando comparada com as taxas obtidas utilizando-se

partículas dispersas sob as mesmas condições de operação. Os coeficientes de transferência de massa do aglomerado aumentaram com o aumento da porosidade do aglomerado e com a velocidade de entrada do ar, porém apresentaram um decréscimo com o diâmetro das partículas. O movimento descendente do aglomerado gerou maior transferência de massa do que o movimento ascendente, ou seja, uma maior eficiência na transferência de massa foi conseguida com o aglomerado movendo-se descendentemente no leito, pois, segundo os autores, desta forma o aglomerado comporta-se como um trocador de massa em contracorrente e, assim, as taxas de transferência de massa variam devido à complexidade da fluidodinâmica dos aglomerados nos leitos fluidizados circulantes. No entanto, os autores concluíram que o modelo precisa passar por refinamentos e ajustes.

A aplicação de CFD com o objetivo de estudar os mecanismos de secagem, em sistemas de secagem diretos, pode ser vista na literatura como uma tarefa promissora, mas ainda computacionalmente complexa (Jamaledine e Ray, 2010). A CFD lentamente vem ganhando aceitação como um meio viável de avaliar e projetar secadores comerciais para as indústrias de alimentos, farmacêutica, química, entre outras. Segundo estes autores, as principais vantagens que os métodos de CFD podem oferecer para a secagem na indústria são: capacidade de prever as condições locais das fases (gás/partícula) presentes na câmara de secagem; capacidade em esboçar uma comparação de diferentes *layouts* de pontos de alimentação; capacidade em fornecer informações em relação à dispersão das partículas; podem ser usados como uma poderosa ferramenta para solução de problemas, incluindo a avaliação dos efeitos de se mudar a geometria da câmara de secagem, ou os parâmetros de operação.

Xia e Sun (2002) apresentaram uma revisão da aplicação de CFD na indústria de alimentos, incluindo o processo de secagem. Segundo estes autores, pesquisadores, projetistas de equipamentos e engenheiros de processo, crescentemente têm utilizado a CFD para analisar os escoamentos e o desempenho de equipamentos de processo. No projeto e desenvolvimento, os programas de CFD são considerados ferramentas numéricas padrões para prever não somente o comportamento dos escoamentos, mas também da transferência de calor e massa, da mudança de fase, das reações químicas, de movimentos mecânicos e tensões e deformações de estruturas sólidas. Estes autores afirmaram que a CFD é uma poderosa ferramenta para ajudar na predição de processos de secagem, podendo ser usada para prever o padrão de escoamento e a velocidade do ar durante o processo de secagem, bem como o desempenho e o projeto de secadores para a indústria de alimentos.

Os trabalhos de Huang *et al.* (2003), Huang *et al.* (2006) e Salem *et al.* (2011) são exemplos de estudos realizados com o intuito de investigar os efeitos de se utilizar diferentes parâmetros de operação no processo de secagem de secadores do tipo *spray dryer*. Huang *et al.* (2003) utilizaram a fluidodinâmica computacional com a abordagem Euleriana–Lagrangeana, com o código FLUENT[®], para investigar o padrão do fluxo de ar, e os perfis de temperatura e umidade em diferentes níveis em uma câmara de secagem. Os efeitos da pressão de operação, da perda de calor e das condições de entrada do ar no padrão de escoamento do gás, na trajetória das gotículas (*droplets*) e no desempenho global do secador também foram investigados. Os resultados foram apresentados e discutidos em termos da velocidade do gás, perfis de temperatura e de umidade dentro da câmara de secagem. Estes autores apresentaram uma comparação entre resultados numéricos, obtidos via simulações em CFD, e dados experimentais da literatura, para os perfis de velocidade do ar e temperatura, na direção radial, que apresentaram boa concordância entre si. Resultados numéricos dos perfis de velocidade, temperatura e umidade na direção radial do secador também foram apresentados. Segundo os autores, a pressão de operação e a umidade do ar na entrada do secador influenciam significativamente a taxa de evaporação, ou seja, reduzindo-se a pressão, a taxa de evaporação também irá decrescer. Aumentando-se a umidade do ar de entrada, a taxa de evaporação reduz significativamente. Em relação às perdas de calor, os resultados numéricos, segundo os autores, mostraram a importância de se considerar o isolamento nestes secadores.

Posteriormente, Huang *et al.* (2006), utilizando a mesma metodologia numérica empregada em seu trabalho anterior (Huang *et al.* (2003)), realizaram simulações tridimensionais de um *spray dryer*, utilizando disco rotativo (*rotary disk*) e bico de pressão (*pressure nozzle*). Os autores compararam os resultados numéricos obtidos com resultados experimentais extraídos da literatura, e uma boa concordância entre os mesmos foi encontrada. Segundo estes autores, os resultados numéricos encontrados mostraram que o modelo tridimensional é mais apropriado para a simulação do *spray dryer* do que o modelo bidimensional utilizado em Huang *et al.* (2003), que o padrão de fluxo neste tipo de secador é muito complexo, sendo que a utilização de bicos de pressão pode levar a uma grande variação da velocidade no núcleo formado no centro da câmara.

Salem *et al.* (2011) investigaram a efetividade do método CFD para prever as variações da umidade durante o processo de secagem de soluções salinas em um *spray dryer*. Os resultados numéricos preditos foram comparados com dados experimentais reportados

na literatura. O modelo também foi empregado para investigar a influência de parâmetros de operação como a concentração do sal, taxa de alimentação, taxa de escoamento e temperatura do ar, bem como a umidade de entrada o ar. O código FLUENT[®] foi usado para modelar o escoamento gás-líquido em uma abordagem Euleriana–Lagrangeana. Os autores apresentaram a comparação entre resultados numéricos e experimentais para as distribuições radiais de temperatura e umidade relativa, a qual apresentou boa concordância. Desta forma, os autores estudaram numericamente o efeito de diversos parâmetros, apresentando os perfis, na direção radial, da umidade relativa em função da concentração do sal, da taxa e alimentação, da velocidade do ar, da temperatura do ar e da umidade do ar. Segundo os autores, os resultados mostraram a efetividade do modelo CFD para a predição do perfil de umidade durante a secagem da solução salina em um *spray dryer*, fornecendo informações quantitativas no que se refere ao efeito dos parâmetros de operação na distribuição da umidade no secador, podendo ser utilizado para examinar vários parâmetros do processo que são difíceis, se não impossíveis, de serem determinados na prática.

Jamaledine e Ray (2010) apresentaram uma revisão da literatura referente à aplicação de CFD nos processos de secagem com a utilização de diferentes tipos de secadores, incluindo os de leito fluidizado. Ao passo que extensas listas de referência foram apresentadas, principalmente para os secadores do tipo *spray dryer* e leito de jorro, para leitos fluidizados os autores apresentaram somente duas referências, os trabalhos de Theologos *et al.* (1997) e Assari *et al.* (2007).

Jamaledine e Ray (2010), citando Theologos *et al.* (1997), colocam que os autores desenvolveram um modelo matemático para predizer um problema de escoamento bifásico, tridimensional, com mecanismos de transferência de calor e massa usando a abordagem a dois fluidos formulada no software comercial PHOENICS. O objetivo do trabalho de Theologos *et al.* (1997), segundo Jamaledine e Ray (2010), foi determinar o efeito da dinâmica do escoamento e de fatores geométricos nas distribuições de temperatura e do teor de umidade do ar das partículas. No entanto os resultados numéricos não foram validados com dados experimentais e a teoria cinética dos escoamentos granulares não foi utilizada na formulação do problema e, desta forma, os termos de pressão e viscosidade do sólido não foram considerados nas predições.

Assari *et al.* (2007) desenvolveram um modelo matemático bidimensional para secagem, baseado na abordagem Euleriana–Euleriana. Os efeitos no teor de umidade e na temperatura do sólido e do gás, com o emprego de diferentes condições de velocidade e

temperatura do gás foram avaliados. Os resultados numéricos foram comparados com dados experimentais da secagem de trigo em leito fluidizado. Para a obtenção dos dados experimentais de temperatura, foram instalados termopares ao longo de toda a altura do leito e, para medir a taxa de secagem das partículas, todo o leito e partículas foram pesados instantaneamente. As comparações entre resultados numéricos e experimentais foram apresentadas para um tempo de secagem de aproximadamente 250 segundos, apresentando boa concordância entre os mesmos. Os autores ainda colocaram que as diferenças encontradas entre os resultados numéricos e experimentais foram em decorrência da precisão das ferramentas utilizadas para as medidas experimentais, e da perda de calor das paredes do equipamento, considerando-se que nas simulações considera-se que o leito seja totalmente isolado. Os autores concluíram que com a aplicação do modelo, o comportamento de todo o processo de secagem pode ser predito razoavelmente bem, pois os mecanismos de transferência de calor e massa foram incorporados juntamente com a fluidodinâmica do leito fluidizado.

Com o objetivo de investigar a hidrodinâmica e a cinética de secagem de sólidos particulados em leitos de jorro, Szafran e Kmiec (2004) desenvolveram um modelo de transferência de calor e de massa que foi incorporado no código comercial de CFD FLUENT®. Os autores empregaram o modelo Euleriano–Euleriano para prever o comportamento do leito de jorro usando o modelo de arraste de Gidaspow e a teoria cinética do escoamento granular para descrever as forças interfaciais e as tensões dos sólidos, respectivamente. Para simulações da secagem, um modelo cinético foi adicionado ao código que compreende o modelo clássico e o modelo de difusão, para os períodos de taxa de secagem constante e de taxa decrescente, respectivamente. As concentrações e velocidades das partículas calculadas estão em concordância com os resultados experimentais. As características de secagem dos grãos no secador de leito de jorro foram descritas baseadas na distribuição da umidade, na taxa de transferência de massa, previstas pelos resultados numéricos. Porém, segundo os autores, poucas simulações numéricas foram realizadas devido ao enorme esforço computacional.

Wang *et al.* (2008) apresentaram um trabalho onde utilizaram modelagem matemática, análise de CFD e tomografia de capacitância elétrica (ECT), com o objetivo de estudar a secagem em leito fluidizado. A modelagem matemática realizada por estes autores baseou-se na teoria a três fases, que é usada para descrever a transferência de calor e de massa entre as fases. O modelo de CFD baseia-se em um modelo Euleriano–Euleriano

fundamentado na teoria cinética para fluxos granulares, onde a temperatura termodinâmica é substituída pela temperatura do fluxo granular (θ). O código de CFD utilizado para as simulações numéricas foi o FLUENT[®], porém, segundo os autores, como as simulações em CFD consomem muito tempo devido ao complexo fluxo gás-partícula, as simulações realizadas são utilizadas principalmente para a otimização do processo. Para a obtenção dos dados experimentais de secagem de grânulos farmacêuticos, os autores utilizaram condições de operação semelhantes às utilizadas na indústria para a secagem de grânulos úmidos. Em intervalos de 4 a 5 minutos, amostras do sólido foram retiradas medindo-se o teor de umidade em um medidor de umidade de forma que a taxa de secagem pudesse ser determinada e usada para validar a simulação e os resultados de ECT. Segundo estes autores, com as simulações de CFD pode-se observar que a hidrodinâmica tem um importante papel na transferência de massa e energia nos secadores de leite fluidizado. Os autores concluíram que o modelo de CFD utilizado pode prever com precisão o processo de secagem e que o uso de ECT combinada com a modelagem matemática é uma poderosa ferramenta para medidas em tempo real do teor de umidade.

O estudo da fluidodinâmica acoplada à secagem, utilizando fluidodinâmica computacional, foi realizado por Zhonghua e Mujumdar (2007) para um secador de leite de jorro. Para investigar as características de secagem do sólido particulado em um leite de jorro com simetria em relação ao eixo, um modelo de transferência de calor e de massa foi desenvolvido e incorporado no código comercial FLUENT[®]. O modelo cinético de secagem abrange os modelos clássico e difusional, para os períodos de taxa constante e de taxa decrescente, respectivamente. Neste estudo, somente um processo de secagem foi simulado, pois, segundo estes autores, estudos paramétricos usando modelos de CFD exigem muito esforço computacional. Desta forma, com relação aos resultados de secagem, neste trabalho os autores apresentaram predições instantâneas das distribuições de temperaturas do gás e do sólido no interior do leite, bem como da fração mássica do vapor no ar quente durante a secagem do grão. Os tempos de simulação apresentados no referido trabalho foram de no máximo 2,3 segundos.

Mesmo com todas as vantagens, e com o crescente desenvolvimento da fluidodinâmica computacional para aplicação nos sistemas de secagem, os métodos de CFD apresentam algumas desvantagens. Segundo Massah e Oshinowo (2000), citados por Jamaledine e Ray (2010), muitos dos processos reais envolvem sólidos de formas irregulares e com uma distribuição de tamanhos que afeta as interações entre as fases e que

estes fatores, bem como a coesão entre partículas que pode ocorrer na fase sólida, não podem ser totalmente capturados no processo de modelagem, afetando a forma final dos resultados. Em segundo lugar, os modelos Eulerianos–Eulerianos dependem da abordagem da teoria cinética dos escoamentos granulares para descrever relações constituintes para a viscosidade e a pressão dos sólidos, que são baseadas em colisões binárias de partículas esféricas lisas e não consideram as variações na forma ou distribuição de tamanhos. Em terceiro lugar, Massah e Oshinowo (2000), citados por Jamaledine e Ray (2010), colocaram que a interação entre os campos de fluxo das fases é descrita por fórmulas de arraste, que são deduzidas experimentalmente. Além do já colocado, os autores apontaram que simulações de CFD de geometrias tridimensionais exigem grande esforço computacional e, embora este possa ser reduzido modelando-se uma representação bidimensional da geometria, o comportamento realístico do sistema simulado pode não ser totalmente capturado. Ainda, poucas correlações de transferência de calor e massa são fornecidas pelos softwares de CFD e a implementação das correlações nos mesmos requer a necessidade de utilizar UDF (*user defined function*). Embora os modelos de transferência de calor sejam capazes de capturar bem os mecanismos de transferência de calor, os modelos de transferência de massa raramente são incluídos nos códigos de CFD. A física por trás destes mecanismos é rica e complexa e não totalmente capturada pelos métodos de CFD. Com tudo isso, embora predições qualitativas possam ser atingidas a um grau razoável, predições quantitativas ainda são um grande desafio.

2.5 CONCLUSÕES DA REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A revisão bibliográfica apresentada teve como principal objetivo fundamentar os conhecimentos necessários para o desenvolvimento do presente trabalho, em relação ao farelo de soja, ao processo de secagem, ao equipamento utilizado para este fim, o leito fluidizado, e ao código de fluidodinâmica computacional MFIX.

A revisão na literatura mostrou que secadores de leito fluidizado têm sido utilizados com sucesso como uma forma alternativa aos métodos convencionais de secagem de vários tipos de materiais. Os resultados experimentais apresentados na literatura relativos à secagem em leito fluidizado mostraram que é possível obter altas taxas de secagem utilizando-se temperaturas inferiores que as aplicadas nos métodos convencionais, e que o tempo requerido para a obtenção de um produto com teor de umidade que atenda às

especificações do mercado é muito menor. Em se tratando de materiais alimentícios, melhorias na qualidade do produto final, em termos de sabor, aroma e cor, também são alcançadas utilizando-se os secadores de leito fluidizado.

A fluidodinâmica de leitos fluidizados gás-sólido tem sido bastante estudada com aplicação da fluidodinâmica computacional. Os resultados encontrados na literatura com aplicação desta técnica mostraram que a CFD é uma poderosa ferramenta na predição da fluidodinâmica e do mecanismo de transferência de calor em leitos fluidizados. No entanto, na análise dos processos de secagem em leitos fluidizados, poucos trabalhos foram encontrados na literatura. Devido à complexidade do processo de secagem, aliada ao esforço computacional, as análises se restringiram a curtos períodos de tempo, mostrando algumas tendências em relação à variação do teor de umidade e da temperatura com o tempo ou focando-se principalmente na fluidodinâmica destes secadores.

Em relação ao processo de secagem do farelo de soja propriamente dito, destacam-se os trabalhos de Luz (2006) e Luz (2010). Luz (2006) apresentou um estudo sobre o desempenho energético da secagem industrial do farelo de soja em secador rotativo com aquecimento indireto. Neste estudo, a autora apresentou dados da cinética de secagem do farelo de soja obtidos em um secador de bandeja. Posteriormente, Luz (2010), estudou e comparou a secagem do farelo de soja em secador rotativo direto e indireto, avaliando as estratégias de operação e de controle nestes secadores.

O processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado foi estudado por Castilho *et al.* (2005). Neste estudo, os autores avaliaram a secagem medindo a quantidade de umidade arrastada pelo ar ao passar pelo leito de partículas, usando ar à temperatura ambiente, em diferentes condições de vazão do ar, massa de farelo no leito e tamanho de partículas. Os resultados apresentados foram em termos da umidade relativa do ar em função do tempo de secagem.

Diante do exposto, considerando-se que a técnica do leito fluidizado tem se mostrado uma alternativa atraente para a secagem de vários produtos, e que a fluidodinâmica computacional tem sido usada com sucesso para a predição de processos em leito fluidizado, torna-se interessante a aplicação desta técnica no estudo da secagem do farelo de soja em leito fluidizado.

CAPÍTULO III

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo, serão apresentados os materiais e a sequência dos procedimentos necessários para a obtenção dos dados experimentais relativos à fluidodinâmica e à secagem do farelo de soja em leito fluidizado.

3.1 MATERIAIS

3.1.1 Farelo de Soja

O farelo de soja tostado, ou seja, farelo submetido a tratamento térmico após a extração do óleo, utilizado nos testes experimentais foi obtido em uma indústria de processamento de soja do noroeste do Paraná, sendo a coleta do material realizada na saída do dessolventizador – tostador (DT). O teor de umidade final do farelo de soja após o processo de secagem deverá ser de no máximo 12,5 % (b.u.) ou, o equivalente a 14,0 % (b.s.) de acordo com a Portaria nº 795 de 15/12/1993 do Ministério da Agricultura, que define as características de identidade, qualidade, apresentação, amostragem e transporte do farelo de soja que se destina a comercialização interna.

3.2 METODOLOGIA EXPERIMENTAL

3.2.1 Análise Granulométrica do Farelo de Soja

Para a realização dos ensaios experimentais de secagem do farelo de soja em leito fluidizado, foi necessário, inicialmente, submeter o farelo de soja a uma operação de peneiramento para a retirada de pós e aglomerados presentes nas amostras do material coletado na indústria. Esta operação foi realizada utilizando-se peneiras da série Tyler 6 e 20 *mesh*, e o diâmetro médio das partículas de farelo de soja foi calculado por meio da média aritmética das aberturas das malhas das peneiras. No entanto, para a realização de ensaios

experimentais objetivando avaliar a influência do tamanho das partículas no processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado, foi necessário obter frações do mesmo com partículas na mesma faixa de tamanho. Desta forma, a separação do farelo foi realizada com peneiras da série Tyler 6, 12, 28 e 150 *mesh*, descartando-se o material retido na peneira 6, e o material que passou pela peneira 150. As frações de farelo retidas em cada peneira (FR_i) foram calculadas dividindo-se a massa retida na peneira i (m_i) pela massa total da amostra (M):

$$FR_i = \frac{m_i}{M} \quad (26)$$

e caracterizadas como a fração representada por partículas de diâmetro igual a média aritmética das aberturas das malhas das peneiras i e $i-1$, conforme procedimento descrito em Gomide (1983).

3.2.2 Determinação da Densidade do Farelo de Soja e da Porosidade

A densidade do farelo de soja, ρ_s , e a porosidade do leito, ε , foram determinadas simultaneamente, adicionando-se uma amostra de farelo de soja previamente pesada em uma proveta com um volume conhecido de água. O volume de água deslocado corresponde ao volume das partículas de farelo e, sendo assim, a densidade foi calculada por meio da relação:

$$\rho_s = \frac{m_s}{V_s} \quad (27)$$

em que m_s e V_s são, respectivamente, a massa e o volume do farelo de soja.

A porosidade do leito (ε) representa a fração do volume total do leito que está vazio, ou seja, é a relação entre o volume de vazios e o volume total:

$$\varepsilon = \frac{V_{\text{vazios}}}{V_{\text{Total}}} \quad (28)$$

sendo que, $V_{\text{vazios}} = V_{\text{Total}} - V_{\text{sólidos}}$

3.2.3 Determinação do Teor de Umidade Inicial do Farelo de Soja

O teor de umidade inicial do farelo de soja, X_0 , em base seca (b.s.), foi determinado pelo método da estufa, que consiste em colocar uma amostra de massa conhecida em estufa na temperatura de 105°C , por um período de 24 horas. Ao término deste período, a amostra de farelo seco foi pesada em balança digital (Shimadzu AY220, precisão: 0,0001 g), sendo o teor de umidade calculado pela equação:

$$X_0 = \frac{m_{su} - m_{ss}}{m_{ss}} \quad (29)$$

em que, m_{su} é a massa de sólido úmido e m_{ss} , a massa de sólido seco.

3.2.4 Módulo Experimental

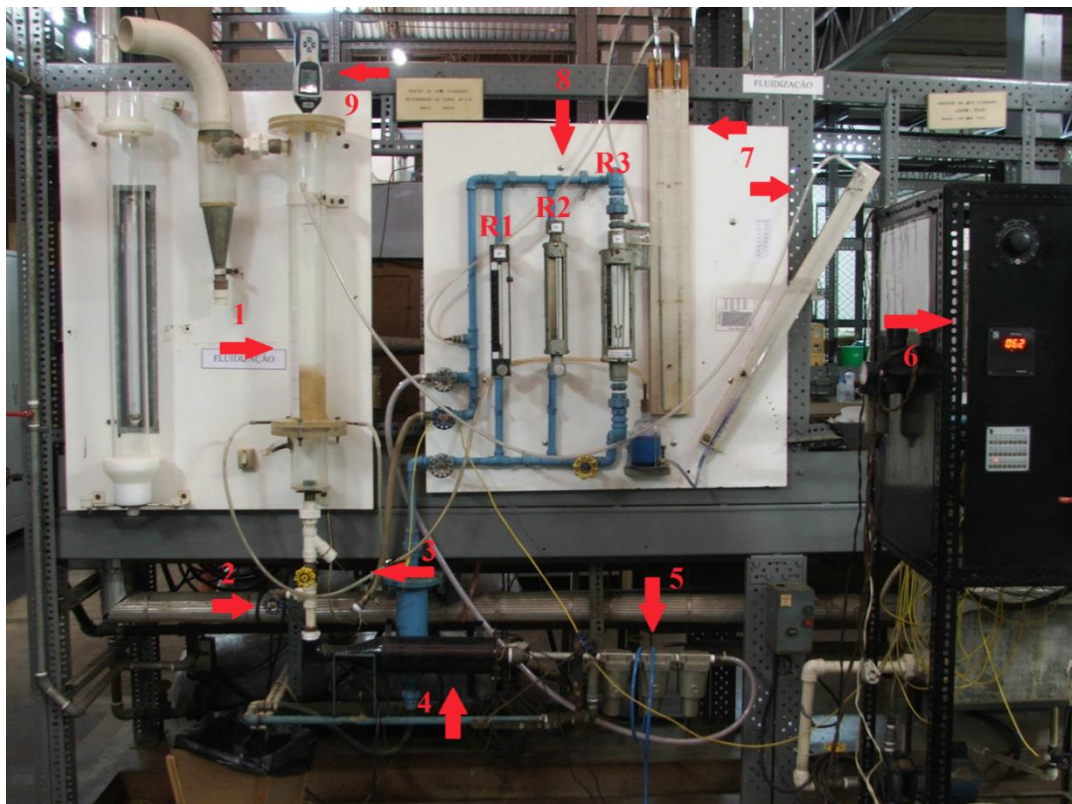


Figura 10. Módulo experimental do sistema de leito fluidizado localizado no Laboratório de Engenharia Química II, DEQ/UEM.

1. Leito Fluidizado, 2. Válvulas, 3. Termopar, 4. Aquecedor, 5. Filtros, 6. Ajuste de temperatura, 7. Manômetros, 8. Rotômetros (R1, R2 e R3), 9. Psicrômetro.

Para a realização dos testes experimentais relativos à secagem do farelo de soja em leito fluidizado, foi utilizado o módulo experimental do Laboratório de Engenharia Química II, do Departamento de Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá (DEQ/UEM), apresentado na Figura 10. Este é constituído de seis partes importantes: um tubo de acrílico, rotâmetros que possuem diferentes capacidades de vazão de ar, manômetros de mercúrio (tubo em U) e de água (inclinado) para avaliação da perda de carga, equipamento para ajuste da temperatura do ar, filtros de óleo e umidade do ar e aquecedor. Além disso, ao módulo original foram incorporadas duas válvulas para o direcionamento do fluxo de ar, e tubo de PVC com orifício para inserção de um termopar, utilizado para realizar leituras da temperatura de entrada do ar no leito durante o procedimento de secagem.

O leito fluidizado está contido no tubo de acrílico, que possui 8,9 cm de diâmetro e 70,0 cm de altura. O distribuidor de ar consiste de um disco de cerâmica poroso. O sistema conta também com tomadas de pressão logo acima do distribuidor e próximo ao topo do tubo de acrílico para avaliação da perda de carga no leito. O ar, utilizado como agente secante do farelo de soja, é fornecido por um compressor industrial, sendo sua vazão ajustada pelos rotâmetros.

Antes de entrar no tubo de acrílico, o ar passa por um sistema de filtros, usados para a retenção de partículas de óleo e de água que porventura ainda estejam presentes no ar e, subsequentemente, pelo aquecedor, constituído de resistências elétricas ajustadas por um reostato. A Figura 11 representa uma parte destacada do módulo experimental (Figura 10), para melhor visualização das válvulas, termopar, filtros e aquecedor.

3.2.5 Determinação da Velocidade Mínima de Fluidização

A velocidade mínima de fluidização foi determinada de acordo com o procedimento apresentado em Couderc (1985). Este procedimento consiste em obter valores da perda de carga no leito para valores crescentes de velocidade do ar e, na sequência, para valores decrescentes da velocidade do ar, colocando-se estes valores em um gráfico, obtendo-se assim a curva característica de fluidização.

Segundo Couderc (1985), as condições de mínima fluidização são definidas no ponto de transição entre leito fixo e leito fluidizado, observado na taxa de escoamento decrescente. Outro método para se determinar a velocidade mínima de fluidização é a aplicação da Equação 6, apresentada anteriormente. Partindo desta equação fundamental, muitos autores

propuseram formas simplificadas, porém, segundo Couderc (1985), o principal problema com estas equações é que elas são muito sensíveis aos valores da porosidade na mínima fluidização (ϵ_{mf}) e do fator de esfericidade (ψ). Quando estes valores são escolhidos corretamente, resultados convenientes são obtidos, caso contrário, desvios significativos para os valores da velocidade mínima de fluidização podem ser encontrados. Desta forma, a velocidade mínima de fluidização foi determinada experimentalmente por meio da curva da perda de carga em função da velocidade superficial do ar, para diferentes condições de altura do leito e tamanho das partículas.

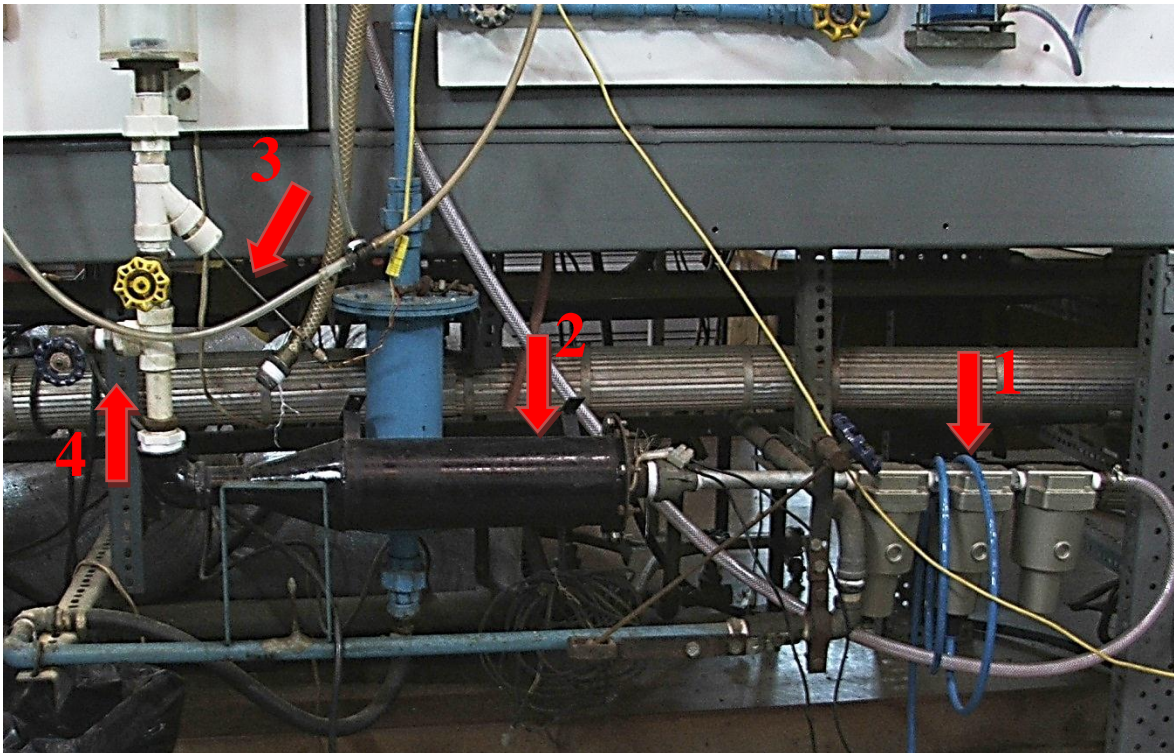


Figura 11. Destaque do módulo experimental.

1 - Filtros de óleo e de umidade; 2 - aquecedor; 3 - Termopar; 4 - Válvulas.

O procedimento consiste em colocar uma amostra de farelo de soja no tubo de acrílico, em quantidade suficiente para atingir a altura do leito desejada. Na sequência, a vazão do ar é regulada adequadamente por meio da válvula do rotâmetro **R2** (ver Figura 10), anotando-se a leitura do manômetro de água (manômetro inclinado, utilizado para determinar a perda de carga no leito), e a leitura do manômetro de mercúrio (manômetro de tubo em U, utilizado para determinar ΔP de operação). Em seguida, regulam-se

adequadamente as demais vazões pelo rotâmetro **R2**, seguindo o mesmo procedimento descrito anteriormente. Concluídas as leituras no rotâmetro **R2**, fecha-se o mesmo, abrindo simultaneamente o rotâmetro **R3**, regulando-se adequadamente as vazões e anotando-se as leituras dos manômetros. Após a última leitura realizada pelo rotâmetro **R3**, procede-se com as leituras decrescentes por meio do mesmo, anotando-se as leituras dos manômetros descritos anteriormente. Concluído o trabalho de leitura decrescente no rotâmetro **R3**, fecha-se o mesmo abrindo simultaneamente **R2**, regulando-se adequadamente até atingir a vazão máxima, prosseguindo então com as leituras decrescentes por meio do rotâmetro **R2**.

A correção das vazões lidas pelos rotâmetros **R2** e **R3** é realizada por meio das Equações 30 e 31.

$$Q_{real} = Q_{lida} f \quad (30)$$

em que

$$f = \sqrt{\frac{1,033 + P_{op} \text{ (kgf/cm}^2\text{)}}{1,033}} \quad (31)$$

e, P_{op} é a perda de carga lida no manômetro de mercúrio.

3.2.6 Determinação das Curvas de Secagem e da Taxa de Secagem

O farelo de soja foi submetido à secagem em leito fluidizado empregando-se diferentes condições de temperatura do ar de secagem (T_{ar}), altura do leito de partículas (H), velocidade do ar de secagem (v_{ar}) e tamanho das partículas (d_p), com o objetivo de avaliar a influência destes fatores no processo de secagem deste material. A Tabela 1 apresenta as condições de temperatura, velocidade e altura do leito de partículas utilizadas no presente trabalho. Estas condições foram escolhidas em decorrência de limitações do módulo experimental, no que diz respeito à capacidade máxima dos rotâmetros instalados e das dimensões do tubo de acrílico. A vazão máxima permitida pelo rotâmetro **R3** (Figura 10), fornece uma velocidade do ar de 2,06 m/s. Desta forma, buscou-se trabalhar com velocidades que variassem de valores próximos ao da velocidade mínima de fluidização até valores máximos permitidos pelo equipamento utilizado, com o intuito de verificar a influência da velocidade no processo de secagem. Em relação as alturas de leito de partículas utilizadas

no presente trabalho, estas foram escolhidas baseando-se nas limitações impostas pelas dimensões do equipamento. A altura máxima de 12,0 cm foi empregada, considerando-se que alturas do leito de partículas superiores a esta poderia acarretar o arraste das partículas quando utilizando a velocidade de 2,06 m/s.

Tabela 1. Condições Experimentais

Altura do leito de partículas (H), cm	7,5; 10,0; 12,0
Temperatura do ar (T_{ar}), °C	40; 50; 60
Velocidade do ar (v_{ar}), m/s	1,01; 1,34; 1,64; 2,06

A velocidade do ar foi determinada por meio da expressão:

$$v_{ar} = \frac{Q_{real}}{A} \quad (32)$$

em que, Q_{real} é dado pela Equação 30, e A é a área da seção transversal do tubo onde se encontra o leito, com um valor de 61,79 cm². Os diâmetros de partículas utilizados foram determinados experimentalmente e serão apresentados posteriormente.

Antes do início de cada corrida experimental, anotou-se a temperatura e a umidade relativa do ar ambiente, bem como a temperatura e a umidade relativa do ar fornecido pelo compressor industrial, por meio de um psicrômetro digital, modelo PY 5080 da ICEL (precisão de $\pm 0,5^\circ$ C, para a temperatura e $\pm 2,0$ a 4,0%, para umidade relativa). A temperatura e a umidade relativa do ar fornecido pelo compressor foram medidas no topo do tubo de acrílico (ver Figura 10), fazendo-se passar o ar, sem aquecimento, através do tubo, bem como em um ponto anterior ao tubo, desviando-se o fluxo de ar para o ambiente por meio das válvulas instaladas no módulo experimental (ver Figura 11).

O procedimento utilizado para a obtenção dos dados a serem utilizados para a construção das curvas de secagem e de taxa de secagem do farelo de soja consiste, inicialmente, em passar o ar a uma vazão pré-determinada pelo tubo de acrílico ainda vazio, ajustando-se a temperatura do ar por meio do reostato que controla as resistências do aquecedor. Após o ajuste da temperatura do ar, seu fluxo é desviado para o ambiente, por meio das válvulas instaladas no equipamento, e uma amostra de farelo de soja, previamente pesada, é colocada no tubo de acrílico pelo topo do mesmo. Retornando o fluxo de ar

aquecido para o tubo de acrílico, para efetivar o processo de secagem, inicia-se a coleta dos dados experimentais. Leituras da umidade relativa e da temperatura do ar na saída do tubo foram realizadas a cada minuto, durante todo o processo, por meio do psicrômetro digital.

Para determinar a variação da umidade do sólido (X_s) com o tempo, pequenas amostras de farelo de soja, da região central do leito, foram retiradas com o auxílio de um “pescador”. As amostras retiradas do interior do tubo contendo o leito fluidizado foram imediatamente pesadas (a fim de se obter o valor da massa úmida) e levadas à estufa por um período de 24 horas a 105° C, seguindo o mesmo procedimento realizado para a determinação do teor de umidade inicial do sólido. O teor de umidade da amostra no tempo t , (X_s), foi determinado pela Equação 29, substituindo-se X_0 por X_s .

Este procedimento foi realizado até que a umidade relativa do ar na saída do tubo de acrílico apresentasse o mesmo valor em dez medidas. Com estes dados, construiu-se a curva de secagem do farelo de soja.

As curvas de taxa de secagem foram obtidas a partir da derivação das respectivas curvas de secagem pelo método de diferenças ($\Delta X/\Delta t$), ajustado para obter os valores da taxa nos pontos originalmente utilizados na construção das curvas de secagem, conforme Motta Lima *et al.* (2003). O procedimento para o cálculo da taxa de secagem no ponto i é apresentado na Equação 33:

$$\begin{aligned} &(\Delta X/\Delta t)_{i-} \text{ (entre } i-1 \text{ e } i) \text{ e } (\Delta X/\Delta t)_{i+} \text{ (entre } i \text{ e } i+1) \\ &(\Delta X/\Delta t)_i = [(\Delta X/\Delta t)_{i-} + (\Delta X/\Delta t)_{i+}]/2 \\ &X_0 = (\Delta X/\Delta t)_{0+} \text{ ou } (\Delta X/\Delta t)_{i+} \end{aligned} \quad (33)$$

3.2.7 Ajuste de Modelos Semi-empíricos aos Dados de Secagem

Segundo Corrêa *et al.* (2007), embora vários modelos tenham sido propostos para prever o comportamento da secagem de grãos e sementes, na maioria das vezes, as relações semi-empíricas e empíricas têm-se mostrado como melhores opções para prever o processo de secagem, apesar de sua validade estar restrita às condições sob as quais os dados experimentais foram obtidos. Estes modelos, geralmente, baseiam-se em variáveis externas ao produto, como temperatura e umidade relativa do ar de secagem. Entretanto, não fornecem indicações sobre os fenômenos de transporte de energia e de umidade no interior

dos produtos e consideram que todo o processo de secagem ocorra no período de taxa decrescente.

As equações semi-empíricas têm como base a lei de resfriamento de Newton, que considera que, durante a secagem, as condições sejam isotérmicas e que a transferência de umidade se restrinja à superfície do produto.

Brooker *et al.* (1992), citado em Junior e Corrêa (1999), afirma que Lewis sugeriu que, durante o processo de secagem de materiais higroscópios porosos no período de taxa decrescente, a variação da umidade fosse proporcional à diferença instantânea entre o teor de umidade do material e o teor de umidade de equilíbrio, ou seja:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = -k(X - X_e) \quad (34)$$

em que, k é a constante de secagem, X é o teor de umidade, X_e é o teor de umidade de equilíbrio e t , o tempo.

Assumindo k como constante, e integrando a Equação 34 para incrementos de tempo de 0 a t , para teores de umidade decrescentes, X , a partir do teor de umidade inicial X_0 , tem-se:

$$\frac{X - X_e}{X_0 - X_e} = RU = \exp(-kt) \quad (35)$$

em que RU é a razão de umidade, adimensional.

Aos dados de secagem, foram ajustados nove modelos semi-empíricos, modelos estes que, segundo Corrêa *et al.* (2007), são frequentemente utilizados na representação da secagem de produtos agrícolas, e cujas expressões são apresentadas a seguir.

- *Aproximação da difusão* (Sharaf-Elden *et al.* (1980), citado em Radúnz *et al.* (2010))

$$RU = a \exp(-kt) + (1-a) \exp(-kbt) \quad (36)$$

- *Dois termos* (Henderson (1974), citado em Radúnz *et al.* (2010))

$$RU = a \exp(-kt) + b \exp(-qt) \quad (37)$$

- *Exponencial de dois termos* (Kassem (1998), citado em Radúnz *et al.* (2010))

$$RU = a \exp(-kt) + (1-a) \exp(-kat) \quad (38)$$

- *Henderson e Pabis* (Henderson e Pabis (1961), citado em Radúnz *et al.* (2010))

$$RU = a \exp(-kt) \quad (39)$$

- *Logarítmico* (Akpinar e Bicer (2005), citado por Radúnz *et al.* (2010))

$$RU = a \exp(-kt) + c \quad (40)$$

- *Midilli et al.* (Midilli *et al.* (2002), citado em Radúnz *et al.* (2010))

$$RU = a \exp(-kt^n) + bt \quad (41)$$

- *Newton* (O'Callaghan *et al.* (1971), citado em Radúnz *et al.* (2010))

$$RU = \exp(-kt) \quad (42)$$

- *Page* (Page (1949), citado em Radúnz *et al.* (2010))

$$RU = \exp(-kt^n) \quad (43)$$

- *Page Modificada* (Overhults *et al.* (1973), citado em Radúnz *et al.* (2010))

$$RU = \exp(-kt)^n \quad (44)$$

Os parâmetros dos modelos foram obtidos por regressão não linear pelo método *Quasi-Newton*, critério de convergência de 0,0001, com o auxílio do *software*

STATISTICA 7.1[®]. O critério para a escolha do melhor ajuste aos dados experimentais foi baseado nos maiores valores obtidos para o coeficiente de determinação, (R^2), e nos menores valores do erro médio estimado, (SE). A Equação 45 apresenta como são calculados os valores de SE .

$$SE = \sqrt{\frac{\sum (Y - \hat{Y})^2}{GLR}} \quad (45)$$

em que Y representa o valor observado experimentalmente, \hat{Y} representa o valor calculado pelo modelo e GLR , graus de liberdade do modelo.

CAPÍTULO IV

4 MODELAGEM MATEMÁTICA

Neste capítulo, será apresentada, inicialmente, a modelagem matemática do processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado, constituída pelas equações de balanço de calor, massa e de quantidade de movimento, bem como de relações constitutivas, necessárias para o “fechamento” das equações de balanço. Na sequência, a geometria e a malha utilizadas nas simulações numéricas, bem como as condições de contorno e iniciais, serão apresentadas no tópico procedimento de solução numérica.

4.1 Modelo Matemático

O modelo matemático disponível no código aberto MFIX e aplicado na modelagem da secagem do farelo de soja em leito fluidizado será apresentado, baseando-se nos trabalhos de Syamlal *et al.* (1993), que se refere ao guia teórico da documentação do MFIX, e Syamlal e Pannala (2011). Este modelo está baseado na abordagem Euleriana-Euleriana, que trata as duas fases como contínuas e totalmente interpenetrantes. Desta forma, as equações de conservação são resolvidas para cada fase individualmente. Equações constitutivas são necessárias para o “fechamento” do conjunto de equações de balanço, como por exemplo, equação de estado para a fase fluida, de transferência de movimento e de calor entre as fases, e para o tensor tensão para as fases.

Assumindo que as fases podem ser descritas matematicamente como contínuas e interpenetrantes, duas aproximações distintas podem ser usadas para obter as equações de escoamento multifásico: a do modelo de dois fluidos ou pelo uso da teoria de mistura.

No código MFIX, é implementada a solução do modelo de dois fluidos e as variáveis são calculadas sobre uma região que é grande, comparada com o espaçamento entre as partículas, mas muito menor do que o domínio do escoamento. Assim, novas variáveis de campo, as frações volumétricas das fases, são introduzidas nos cálculos para quantificar a fração do volume médio ocupado por cada uma das fases. Estas são denotadas por ε_g para a fase fluida e ε_m

para a fase sólida. Assume-se que as frações volumétricas sejam contínuas no tempo e no espaço. Por definição, as frações volumétricas de todas as fases devem somar 1, ou seja:

$$\varepsilon_g + \sum_{m=1}^M \varepsilon_m = 1 \quad (46)$$

em que, M é o número total de fases sólidas. Em nosso caso específico, existe somente uma fase sólida e, desta forma, $M = 1$.

A densidade efetiva da fase fluida é dada pela expressão:

$$\rho'_g = \varepsilon_g \rho_g \quad (47)$$

e, da fase sólida é dada por:

$$\rho'_m = \varepsilon_m \rho_m \quad (48)$$

que, para um sistema bifásico, é igual a densidade aparente.

4.1.1 Conservação de Massa

As equações da continuidade para as fases fluida e sólida são apresentadas nas Equações 49 e 50 abaixo:

- Equação da continuidade para a fase fluida g :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \rho_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \vec{v}_g) = \sum_{n=1}^{N_g} R_{gn} \quad (49)$$

- Equação da continuidade para a fase sólida m :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_m \rho_m) + \nabla \cdot (\varepsilon_m \rho_m \vec{v}_m) = \sum_{n=1}^{N_m} R_{mn} \quad (50)$$

Nas Equações 49 e 50, N_g e N_m representam, respectivamente, o número total de espécies químicas presentes na fase fluida e na fase sólida. No presente trabalho, considera-se a fase sólida composta de duas espécies: água líquida e farelo de soja seco. A fase fluida é composta de ar seco e vapor de água. Nas Equações 49 e 50, e demais equações deste capítulo, ε_g , ε_m , ρ_g , ρ_m , \vec{v}_g e \vec{v}_m são, respectivamente, a fração volumétrica, a densidade e o vetor velocidade das fases fluida e sólida. O primeiro termo do lado esquerdo das Equações 49 e 50 é a taxa de acúmulo de massa por unidade de volume e o segundo termo, é a taxa líquida de fluxo de massa convectivo. O termo do lado direito caracteriza a transferência de massa entre as fases em decorrência da evaporação. R_{gn} é a taxa de produção da espécie n da fase gasosa do total de N_g espécies da fase gasosa. R_{mn} é a taxa de produção da espécie n da fase sólida m .

4.1.1.1 Equação de estado

A equação da continuidade da fase fluida é suplementada por uma equação de estado, como a lei dos gases ideais:

$$\rho_g = \frac{P_g M_w}{RT_g} \quad (51)$$

ou, o fluido é considerado incompressível. O usuário do MFIX pode especificar qualquer outra equação de estado modificando a sub-rotina de equação de estado (EOSG). Normalmente, considera-se que a densidade da fase sólida seja constante.

4.1.2 Conservação da Energia

No MFIX, os balanços de energia são apresentados em termos das temperaturas. Desta forma, as equações de balanço para as fases são dadas por:

- Balanço de energia para a fase fluida g :

$$\varepsilon_g \rho_g C_{pg} \left(\frac{\partial T_g}{\partial t} + \vec{v}_g \cdot \nabla T_g \right) = -\nabla \cdot \vec{q}_g + \gamma_{gm} (T_m - T_g) - \Delta h_g \quad (52)$$

- Balanço de energia para a fase sólida m :

$$\varepsilon_m \rho_m C_{pm} \left(\frac{\partial T_m}{\partial t} + \vec{v}_m \cdot \nabla T_m \right) = -\nabla \cdot \vec{q}_m - \gamma_{gm} (T_m - T_g) - \Delta h_m \quad (53)$$

Nas Equações 52 e 53, C_{pg} e C_{pm} representam, respectivamente, o calor específico da fase fluida e da fase sólida, T_g e T_m representam as temperaturas das fases fluida e sólida, respectivamente, \vec{q}_g e \vec{q}_m representam, respectivamente, o fluxo de calor condutivo da fase fluida e da fase sólida. O segundo termo do lado direito de ambas as equações é a transferência de calor entre as fases, que é função da diferença de temperatura entre elas. γ_{gm} é o coeficiente de transferência de calor. Δh representa a transferência de energia entre as fases devido à transferência de massa.

4.1.2.1 Transferência de Calor Fluido-Sólido

A transferência de calor entre a fase fluida e a fase sólida, segundo termo do lado direito das Equações 52 e 53, é função da diferença de temperatura entre o fluido e o sólido, sendo γ_{gm} o coeficiente de transferência de calor entre as fases, que é determinado partindo-se do coeficiente de transferência de calor na ausência de transferência de massa, γ_{gm}^0 , corrigido para a transferência de massa entre as fases usando-se:

$$\gamma_{gm} = \frac{C_{pg} R_{gm}}{\exp(C_{pg} R_{gm} / \gamma_{gm}^0) - 1} \quad (54)$$

Na Equação 54, R_{gm} está relacionada à taxa de transferência de massa entre as fases fluida e sólida. O coeficiente de transferência de calor está relacionado ao número de Nusselt da partícula (Nu_m) por meio da seguinte expressão:

$$\gamma_{gm}^0 = \frac{6\kappa_g \varepsilon_m \text{Nu}_m}{d_{pm}^2} \quad (55)$$

em que κ_g é a condutividade térmica da fase fluida e d_{pm} é o diâmetro da partícula.

Para a determinação do número de Nusselt da partícula (Nu_m), o MFIX utiliza a correlação proposta por Gunn (1978):

$$\text{Nu}_m = (7 - 10\varepsilon_g + 5\varepsilon_g^2) \left(1 + 0,7 \text{Re}_m^{0,2} \text{Pr}^{1/3}\right) + (1,33 - 2,4\varepsilon_g + 1,2\varepsilon_g^2) \text{Re}_m^{0,7} \text{Pr}^{1/3} \quad (56)$$

O número de Prandtl (Pr) é definido por:

$$\text{Pr} = \frac{C_{pg} \mu_g}{k_g} \quad (57)$$

em que μ_g representa a viscosidade da fase fluida, e o número de Reynolds (Re_m) é dado por:

$$\text{Re}_m = \frac{d_p \rho_g v_g}{\mu_g} \quad (58)$$

4.1.2.2 Fluxo de Calor Condutivo

O fluxo de calor condutivo na fase fluida, \vec{q}_g , é descrito pela lei de Fourier:

$$\vec{q}_g = -\varepsilon_g k_g \nabla T_g \quad (59)$$

em que k_g é a condutividade térmica do gás. E, para a fase sólida, temos:

$$\vec{q}_m = -\varepsilon_m k_m \nabla T_m \quad (60)$$

com k_m representando a condutividade térmica da fase sólida.

4.1.3 Conservação das Espécies

As fases fluida e sólida podem conter um número arbitrário de espécies químicas, N_g . Como colocado anteriormente, considera-se a fase sólida composta de duas espécies: água líquida e farelo de soja seco. A fase gasosa é composta de ar seco e vapor de água. As equações de conservação de massa para a espécie n das fases são dadas abaixo.

- *Balanço das espécies para a fase fluida g:*

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \rho_g X_{gn}) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g X_{gn} \vec{v}_g) = R_{gn} \quad (61)$$

- *Balanço das espécies para a fase sólida m:*

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_m \rho_m X_{mn}) + \nabla \cdot (\varepsilon_m \rho_m X_{mn} \vec{v}_m) = R_{mn} \quad (62)$$

Nas Equações 61 e 62, são consideradas as taxas de acúmulo, convecção, e geração de massa das espécies. Ainda, na Equação 61, X_{gn} é a fração mássica e R_{gn} é a taxa de formação da espécie n da fase fluida. Na Equação 62, X_{mn} representa a fração mássica e R_{mn} é a taxa de formação da espécie n na fase sólida.

4.1.3.1 Taxa de Evaporação

Neste trabalho, em particular, R_{mn} representa a taxa de evaporação da água líquida na fase sólida. Considerando que a taxa de evaporação, ou a taxa de secagem, no período de taxa decrescente seja proporcional à diferença instantânea entre o teor de umidade do material e o seu teor de umidade de equilíbrio, segundo Lewis, citado em Junior e Corrêa (1999), temos:

$$R_{mn} = K(X_s - X_e) \quad (63)$$

em que K é o coeficiente de transferência de massa, X_s é o teor de umidade e X_e é o teor de umidade de equilíbrio do farelo de soja. Esta expressão foi inserida no código numérico por meio de uma rotina para o tratamento da transferência de massa entre as fases.

4.1.3.2 Coeficiente de transferência de massa

Luz *et al.* (2009) determinaram uma correlação para estimar o coeficiente de transferência de massa do farelo de soja para aplicação em um secador industrial, utilizando dados de cinética de secagem do farelo de soja, e que foram apresentados nas Figuras 4 e 5. Luz *et al.* (2009) verificaram que seus dados foram influenciados somente pela temperatura, concluindo, assim, que o coeficiente de transferência de massa, K , pode ser utilizado na modelagem de qualquer tipo de secador de farelo de soja. Desta forma, o modelo empírico apresentado pelos autores foi utilizado no presente trabalho, sendo incorporado ao modelo MFIX por meio da rotina *rrates* (utilizada para o tratamento da transferência de massa) disponível no código numérico. A expressão que define o coeficiente de transferência de massa é apresentada na Equação 64.

$$K = (-0,0047 T_{ar} + 0,7668) X_s^2 + (0,0022 T_{ar} - 0,2515) X_s + 0,0027 \exp(71.8130 / T_{ar}) \quad (64)$$

em que T_{ar} é a temperatura do ar de secagem e X_s é o teor de umidade do sólido em base seca.

4.1.4 Conservação da Quantidade de Movimento

- Balanço de momento para a fase fluida g :

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g \vec{v}_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) = -\varepsilon_g \nabla P_g + \nabla \cdot \overline{\overline{\tau}}_g + \varepsilon_g \rho_g \vec{g} - F_{gm} (\vec{v}_m - \vec{v}_g) \quad (65)$$

- Balanço de momento para a fase sólida m :

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_m \rho_m \vec{v}_m) + \nabla \cdot (\varepsilon_m \rho_m \vec{v}_m \vec{v}_m) = -\varepsilon_m \nabla P_g - \nabla \cdot \overline{\overline{S}}_m + \varepsilon_m \rho_m \vec{g} + F_{gm} (\vec{v}_m - \vec{v}_g) \quad (66)$$

Nas Equações 65 e 66, P_g é a pressão da fase fluida, F_{gm} é o coeficiente de arraste entre as fases fluida e sólida, representando a transferência de quantidade de movimento entre as fases, $\varepsilon_g \rho_g \vec{g}$ representa a força devido à gravidade. Na Equação 65, $\overline{\tau}_g$ é o tensor tensão da fase fluida. Na Equação 66, \overline{S}_m representa o tensor tensão da fase sólida. O primeiro termo do lado esquerdo das equações representa a taxa líquida de acréscimo de momento e, o segundo termo, a taxa líquida de transferência de quantidade de movimento por convecção. O modelo assume comportamento Newtoniano para ambas as fases.

4.1.4.1 Tensor Tensão da Fase Fluida, $\overline{\tau}_g$

O tensor tensão da fase fluida, $\overline{\tau}_g$, na Equação 66, é dado pela Equação 67:

$$\overline{\tau}_g = 2\varepsilon_g \mu_g \overline{D}_g - \frac{2}{3} \varepsilon_g \mu_g \text{tr}(\overline{D}_g) \overline{I} \quad (67)$$

em que μ_g é a viscosidade da fase fluida, \overline{I} é o tensor identidade e,

$$\overline{D}_g = \frac{1}{2} [\nabla \vec{v}_g + (\nabla \vec{v}_g)^T] \quad (68)$$

4.1.4.2 Tensor Tensão da Fase Sólida, \overline{S}_m :

O comportamento da fase sólida está dividido entre um regime plástico (nas regiões densas do leito em que as partículas estão em contato permanente e a fração volumétrica dos sólidos é alta) e um regime viscoso (nas regiões diluídas em que as partículas estão em contato por colisão e a fração volumétrica dos sólidos é baixa). As relações constitutivas para o regime plástico estão relacionadas à teoria mecânica dos solos e o comportamento no regime viscoso é governado por parâmetros relacionados à teoria cinética dos escoamentos granulares. A transição entre os regimes pode ser vista como uma função da fração de vazios, como mostrado esquematicamente na Figura 12.

O comportamento reológico da zona de transição entre os dois regimes, plástico e viscoso, não é empregado na formulação do modelo implementado no MFIIX. No entanto,

várias aplicações importantes de escoamento gás-sólido, incluindo os leitos fluidizados, tem uma transição rápida entre estes dois regimes (Xie *et al.* 2008a).

A combinação das teorias empregadas para os regimes de escoamento plástico e viscoso conduzem para as seguintes relações para o cálculo das equações constitutivas para a fase sólida:

$$\bar{S}_m = \begin{cases} -P_m^p \bar{I} + \bar{\tau}_m^p & \text{se } \varepsilon_g \leq \varepsilon_g^* \\ -P_m^v \bar{I} + \bar{\tau}_m^v & \text{se } \varepsilon_g > \varepsilon_g^* \end{cases} \quad (69)$$

Na Equação 69, P_m^p e P_m^v são, respectivamente, a pressão do sólido no regime plástico e a pressão do sólido no regime viscoso. A variável ε_g^* é igual à fração de vazios nas condições de mínima fluidização.

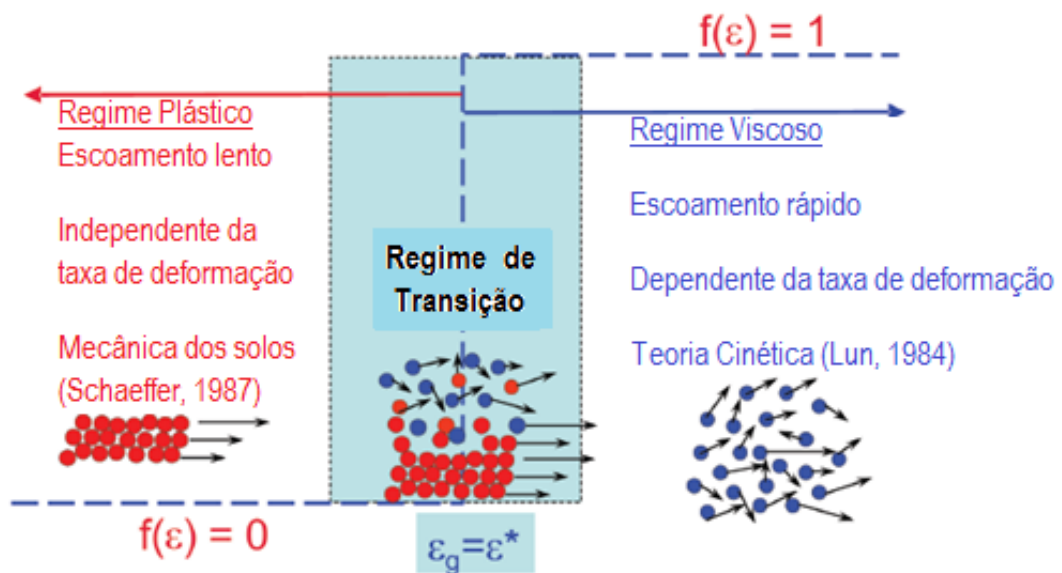


Figura 12. Esboço retratando a transição entre os regimes plástico e viscoso em função da fração de vazios (Syamlal e Pannala, 2011)

4.1.4.2.1 Regime Plástico

As tensões no regime de escoamento plástico normalmente são descritas adotando-se as teorias do estudo da mecânica dos solos. As tensões surgem devido ao atrito das partículas e, segundo Syamlal *et al.* (1993), são melhor descritas usando modelos fenomenológicos. Semelhante às funções normalmente usadas nas teorias de escoamento plástico (Jenike (1987), citado por Syamlal *et al.* (1993)), uma função arbitrária que permite uma certa quantidade de compressibilidade na fase sólida representa o termo da pressão dos sólidos para o regime plástico:

$$P_m^p = A(\varepsilon_g^* - \varepsilon_g)^n \quad (70)$$

Tipicamente, valores de $A = 10^{25}$ e $n = 10$ são usados.

A tensão viscosa da fase sólida no regime plástico é calculada usando a formulação de Schaeffer (1987), na forma da expressão:

$$\bar{\tau}_m^p = 2\mu_m^p \bar{D}_m \quad (71)$$

em que, a viscosidade do sólido no regime plástico é dada por:

$$\mu_m^p = \frac{P_m^p \text{sen}\phi}{2\sqrt{I_{2D}}} \quad (72)$$

Na Equação 72, ϕ é o ângulo de fricção interno e I_{2D} representa o segundo invariante do tensor da taxa de deformação, \bar{D}_m , sendo dado por:

$$I_{2D} = \frac{1}{6}[(D_{s11} - D_{s22})^2 + (D_{s22} - D_{s33})^2 + (D_{s33} - D_{s11})^2] + D_{s12}^2 + D_{s23}^2 + D_{s31}^2 \quad (73)$$

4.1.4.2.2 Regime Viscoso

O termo da tensão viscosa baseia-se em uma forma modificada da teoria cinética dos escoamentos granulares de partículas esféricas, inelásticas e lisas desenvolvida por Lun *et al.* (1984), citado em Syamlal *et al.* (1993). A pressão da fase sólida é dada por:

$$P_m^v = K_1 \varepsilon_m^2 \Theta \quad (74)$$

em que a constante K_1 é dada por

$$K_1 = 2(1+e) \rho_m g_0 \quad (75)$$

em que o termo (e) representa o coeficiente de restituição para as colisões da fase sólida. O termo g_0 é a função de distribuição radial no contato das partículas, sendo dado por:

$$g_0 = \frac{1}{\varepsilon_g} + \frac{1,5 \varepsilon_m}{\varepsilon_g^2} \quad (76)$$

Na Equação 74, Θ representa a temperatura granular, que é uma medida da variação da energia cinética das partículas devido aos choques entre as mesmas. O transporte da energia granular na fase sólida m é dado pela relação:

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} \varepsilon_m \rho_m \Theta + \nabla \cdot (\rho_m \varepsilon_m \vec{v}_m \Theta) \right] = \nabla \cdot (k_m \nabla \Theta) + \left(-P_m \bar{\bar{I}} + \bar{\bar{\tau}}_m \right) : \nabla \vec{v}_m + \Pi_m - \varepsilon_m \rho_m J_m \quad (77)$$

Na Equação 77, o primeiro termo do lado direito corresponde ao fluxo difusivo da energia granular, o segundo termo representa a geração de energia pelo tensor tensão do sólido. Π_m é a transferência da energia granular entre as fases fluida e sólida. Fisicamente, Π_m representa a transferência, para a fase fluida, da energia cinética do movimento aleatório das partículas. O último termo da Equação 77 representa a taxa de dissipação da energia granular devido às colisões.

O coeficiente de difusão para a energia granular, k_m , é dado por:

$$k_m = \frac{15 d_p \rho_m \varepsilon_m \sqrt{\pi \Theta}}{4(41-33\eta)} \left[1 + \frac{12}{5} \eta^2 (4\eta-3) \varepsilon_m g_0 + \frac{16}{15\pi} (41-33\eta) \eta \varepsilon_m g_0 \right] \quad (78)$$

em que a constante η é dada por:

$$\eta = \frac{1+e}{2} \quad (79)$$

No último termo da Equação 77, que representa a taxa de dissipação da energia devido a colisões entre as partículas, J_m é determinado pela expressão:

$$J_m = \frac{48}{\sqrt{\pi} d_p} \eta (1-\eta) \varepsilon_m g_0 \Theta^{3/2} \quad (80)$$

O termo representando a transferência da energia granular entre as fases é dado por:

$$\Pi_m = -3 F_{gm} \Theta + \frac{81 \varepsilon_m \mu_g^2 |\bar{v}_g - \bar{v}_m|^2}{g_0 d_p^3 \rho_m \sqrt{\pi \Theta}} \quad (81)$$

O tensor das tensões do sólido no regime viscoso é dado pela expressão:

$$\bar{\tau}_m^v = 2 \mu_m^v \bar{D}_m + \lambda_m^v \text{tr}(\bar{D}_m) \bar{I} \quad (82)$$

em que μ_m^v e λ_m^v representam, respectivamente, as viscosidades dinâmica e volumétrica no regime viscoso, sendo expressas por:

$$\mu_m^v = K_3 \varepsilon_m \sqrt{\Theta} \quad (83)$$

$$\lambda_m^v = K_2 \varepsilon_m \sqrt{\Theta} \quad (84)$$

As constantes K_2 e K_3 que aparecem nas Equações 83 e 84 são dadas por:

$$K_2 = \frac{4}{3\sqrt{\pi}} d_p \rho_m (1+e) \varepsilon_m g_0 - \frac{2}{3} K_3 \quad (85)$$

$$K_3 = \frac{d_p \rho_m}{2} \left[\frac{\sqrt{\pi}}{3(3-e)} [0,5(3e+1) + 0,4(1+e)(3e-1) \varepsilon_m g_0] + \frac{8\varepsilon_m g_0(1+e)}{5\sqrt{\pi}} \right] \quad (86)$$

$\overline{\overline{D}}_m$ representa o tensor da taxa de deformação para a fase sólida:

$$\overline{\overline{D}}_m = \frac{1}{2} [\nabla \vec{v}_m + (\nabla \vec{v}_m)^T] \quad (87)$$

4.1.4.3 Transferência de Quantidade de Movimento Entre as Fases

O código MFIX permite ao usuário a escolha da correlação para o coeficiente de arraste a ser utilizada nas simulações numéricas. A correlação utilizada nas simulações numéricas realizadas neste trabalho foi a de Syamlal – O'Brien, pois é a única que permite o ajuste para a velocidade mínima de fluidização e, também, por apresentar um melhor desempenho quando comparada com resultados experimentais, como será demonstrado adiante. Desta forma, a correlação de Syamlal – O'Brien para o coeficiente de arraste é dada por:

$$F_{gm} = \frac{3\varepsilon_m \varepsilon_g \rho_g}{4V_{rm}^2 d_{pm}} (0,63 + 4,8\sqrt{V_{rm} / \text{Re}_m})^2 |\vec{v}_m - \vec{v}_g| \quad (88)$$

em que d_{pm} é o diâmetro da partícula e Re_m é o número de Reynolds para a partícula dado por:

$$\text{Re}_m = \frac{d_{pm} |\vec{v}_m - \vec{v}_g| \rho_g}{\mu_g} \quad (89)$$

O parâmetro adimensional V_{rm} é dado por:

$$V_m = 0,5(A - 0,06 \text{Re}_m + \sqrt{(0,06 \text{Re}_m)^2 + 0,12 \text{Re}_m (2B - A) + A^2}) \quad (90)$$

em que:

$$A = \varepsilon_g^{4,14} \quad (91)$$

$$B = \begin{cases} c_1 \varepsilon_g^{1,28} & \varepsilon_g \leq 0,85 \\ \varepsilon_g^{d_1} & \varepsilon_g > 0,85 \end{cases} \quad (92)$$

As constantes c_1 e d_1 da Equação 92 são determinadas a partir das propriedades físicas do gás e do sólido (densidade, diâmetro do sólido e velocidade mínima de fluidização, determinadas experimentalmente). A Figura 13 abaixo representa a planilha, em EXCEL™, na qual são calculados os coeficientes c_1 e d_1 da Equação 92, disponível no site <www.mfix.netl.doe.gov>. Os parâmetros de entrada são mostrados em azul e os valores calculados (de saída) são mostrados em vermelho. Na Figura 13, pode-se observar que o valor da velocidade mínima de fluidização calculada pela correlação de Syamlal-O'Brien é igual ao valor determinado experimentalmente.

4.2 Procedimento de Solução Numérica

O modelo matemático constituído de equações governantes e equações constitutivas foi apresentado na seção anterior.

No código MFIX, o modelo é resolvido usando-se uma aproximação por volumes finitos com discretização em malha deslocada (*staggered grid*), utilizando-se discretização de segunda ordem para os termos convectivos em todas as células do domínio. Após a discretização das equações diferenciais governantes, um algoritmo iterativo é usado para obtenção das variáveis para cada passo de tempo.

O principal algoritmo numérico utilizado é o método SIMPLE (*SemiImplicit Method for Pressure Linked Equations*), desenvolvido por Patankar e Spalding (Patankar (1980)), aplicado para ambas as fases. Modificações deste algoritmo no MFIX incluem um algoritmo de eliminação parcial para tratamento do termo de interação entre as fases. O MFIX também

utiliza um passo de correção da fração volumétrica dos sólidos ao invés da correção da pressão.

		MINIMUM FLUIDIZATION VELOCITY CALCULATIONS				
		-----	-----	-----	-----	--
1. GAS	AIR			PARTICLE DATA		
T (K)	323,00			DP (cm)	0,2080	
P (atm)	1,00			RP(g/cc)	1,240	
RG (g/cc)	1,1E-03			Ar	3,1E+05	
MU (g /cm s)	2,0E-04			-Sq(ar)	-646,286	
				VOID FR	0,346	
				Uterminal =	828,764	cm/s Khan & Richardson 1987
A	0,630		a1	0,012		
			c1	1,089		
			d1	0,7556		
B	4,800		b1	0,280	Re	222,12
				Umf diff =	0,00	
				Umf=	66,00	cm/s Experimental
Res	8,1E+02		Ur	0,275	Umf=	66,00 cm/s Syamlal et al. 1993
A & B:	42,24835	2368,322			Umf=	53,698 cm/s Ergun
					Umf=	72,369 cm/s Wen and Yu

Input in shown in blue, and output is shown in red.

To match theoretical and exp Umf first ensure that DP and Void fr are correct. Then adjust c1 with "goal seek" to drive Umf diff to zero (or use Control-D for a macro to do this). Use c1 and d1 in drag_gs.f (MFX).

Figura 13. Planilha para determinação das constantes c_1 e d_1 para a determinação do coeficiente de arraste de Syamlal – O'Brien. <www.mfix.netl.doe.gov>

Se um passo de tempo muito grande é escolhido, as simulações transientes divergem. Para um passo de tempo muito pequeno, os cálculos tornam-se muito lentos. Desta forma, o MFIX automaticamente ajusta o passo de tempo, dentro de limites especificados pelo usuário, para reduzir o tempo computacional.

Todas as simulações foram realizadas empregando-se:

- Código de fluidodinâmica computacional MFIX, versão 2007 (*stable*), distribuída gratuitamente no endereço eletrônico <www.mfix.netl.doe.gov>
- Compilador do MFIX: INTEL FORTRAN COMPILER 10.0.023
- Ambiente LINUX

- OPEN SUSE 10.2, o executável para LINUX.
- Ferramentas de visualização dos dados gerados pelo MFIX:
 - PARAVIEW, versão 2.4 <www.paraview.org>
 - VISIT, versão 2.0 <www.wci.llnl.gov/codes/visit>

A ferramenta de visualização PARAVIEW foi utilizada para obter as curvas de secagem e os perfis de temperatura em função do tempo. A ferramenta VISIT foi utilizada para obter os instantâneos de porosidade e campos de velocidade do sólido e do ar, que serão apresentados posteriormente.

A escolha da geometria e da malha empregadas neste trabalho é resultado de um cuidadoso balanço entre tempos de processamento, tempo real de simulação e recursos computacionais disponíveis. Deve ser observado que, devido aos tempos longos de simulação, o esforço computacional, as simulações numéricas foram realizadas utilizando o sistema de coordenadas cilíndricas 2D, com simetria em relação ao eixo (*axisymmetric*). A malha empregada foi de 5 (radial) x 20 (axial) células.

A Figura 14 apresenta um diagrama esquemático do leito. A Tabela 2 apresenta as condições de contorno e iniciais utilizadas nas simulações. As condições iniciais de temperatura e velocidade do ar, e altura do leito de partículas, estão apresentadas na Tabela 1. Neste trabalho, os parâmetros utilizados para o controle da solução numérica (sub-relaxação, direção de varredura, *solvers* da equação linear, número de iterações, tolerâncias residuais) foram mantidos com seus valores *default* do código.

Tabela 2. Parâmetros, condições de contorno e iniciais usados nas simulações.

Passo de tempo, (s)	1.0E-4
Número máximo de interações	500
<i>Geometria</i>	
Coordenadas	Cilíndrica
Comprimento do leito na direção r, (cm)	4.435
Número de células na direção r	5

Tabela 2. Continuação

Comprimento do leito na direção y, (cm)	20,0
Número de células na direção y	20
Fase Fluida	
Espécies	Vapor de água e ar seco
Fase Sólida	
Número de fases sólidas	1
Espécies	Água líquida e farelo de soja seco
Condições Iniciais	
1. Leito	
Fração de vazios	0,346
Velocidade do gás no leito denso (cm/s)	v_{ar} /fração de vazios (conforme apresentado em Massarani (2002))
As temperaturas do ar e os teores de umidade inicial do farelo de soja serão fornecidos para cada uma das situações simuladas e apresentadas nos resultados	
2. Freeboard	
Fração de vazios	1,0
As temperaturas do ar e os teores de umidade inicial do farelo de soja, bem como a velocidade superficial do ar, serão fornecidos para cada uma das situações simuladas e apresentadas nos resultados	
Condições de Contorno	
1. Distribuidor de fluxo de ar	
Fração de vazios	1,0
As temperaturas do ar e os teores de umidade inicial do farelo de soja serão fornecidos para cada uma das situações simuladas e apresentadas nos resultados	
2. Saída	
Pressão do ar na saída do leito (dyna/cm ²)	1,0E+6

Os parâmetros referentes à fase sólida, coeficiente de restituição, ângulo de fricção interno, foram mantidos com seus valores *default* do código.

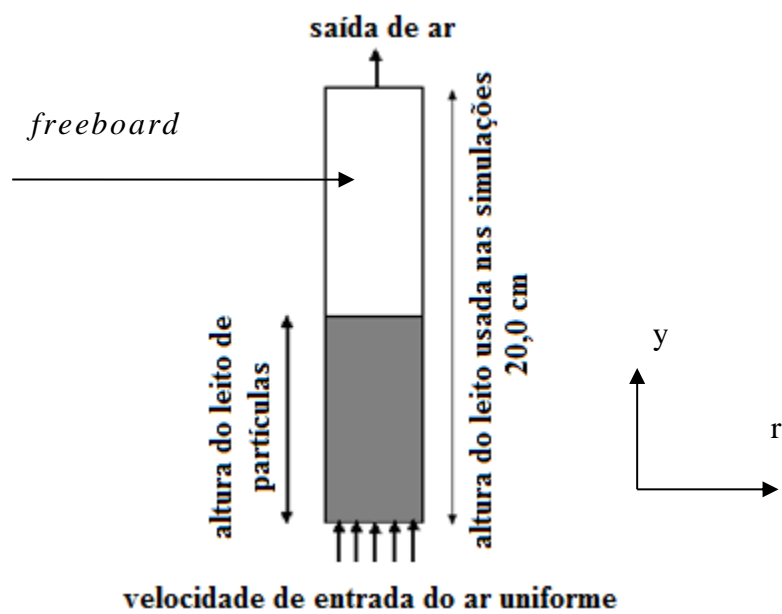


Figura 14. Diagrama esquemático do leito.

CAPÍTULO V

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo, serão apresentados os resultados experimentais e numéricos que foram obtidos no decorrer do presente trabalho, relativos à secagem do farelo de soja em leito fluidizado. O capítulo divide-se em dois tópicos. No primeiro tópico, serão apresentados, inicialmente, os resultados experimentais relativos à fluidodinâmica do leito, no que diz respeito à obtenção da curva característica de fluidização e da velocidade mínima de fluidização para diferentes condições de operação. Na sequência, os resultados obtidos relativos à cinética de secagem do farelo de soja para diferentes condições de operação serão apresentados. No segundo tópico, os resultados numéricos obtidos para a fluidodinâmica e para a secagem do farelo de soja em leito fluidizado, a partir de simulações numéricas baseadas nas condições trabalhadas na parte experimental, realizadas com o código aberto de fluidodinâmica computacional MFIX, bem como a comparação entre os resultados numéricos e experimentais, serão apresentados.

5.1 RESULTADOS EXPERIMENTAIS

5.1.1 Densidade do Farelo de Soja e Porosidade do Leito

A densidade do farelo de soja e a porosidade do leito foram determinadas conforme procedimento descrito na seção materiais e métodos, utilizando-se as Equações 27 e 28. A Tabela 3 apresenta os resultados obtidos para a densidade do farelo de soja e a porosidade do leito, bem como ΔP de operação.

Tabela 3. Dados de densidade do farelo de soja, porosidade e ΔP de operação.

Densidade do farelo de soja, ρ_s (kg/m ³)	1250,0
Porosidade do leito, ε	0,346
ΔP de operação (kgf/cm ²), $v_{ar} = 1,01$ m/s	1,05
ΔP de operação (kgf/cm ²), $v_{ar} = 1,34$ m/s	1,24
ΔP de operação (kgf/cm ²), $v_{ar} = 1,64$ m/s	1,29
ΔP de operação (kgf/cm ²), $v_{ar} = 2,06$ m/s	1,35

O valor experimental encontrado para a densidade do farelo de soja está muito próximo ao valor reportado por Luz (2010) e por Wang *et al.* (1995), que foi de 1340 kg/m³. O desvio relativo apresentado em relação ao valor reportado por estes autores foi de aproximadamente 7%.

5.1.2 Análise Granulométrica do Farelo de Soja

Objetivando-se avaliar a influência do tamanho das partículas no processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado, o mesmo foi submetido à operação de peneiramento a fim de obter frações do sólido em diferentes faixas de tamanho. Desta forma, a operação foi realizada até que a massa retida em cada peneira apresentasse peso constante. Os resultados obtidos podem ser visualizados na Tabela 4.

Tabela 4. Resultados obtidos para a operação de peneiramento do farelo de soja

Sistema Tyler <i>Mesh</i>	Abertura D++ (cm)	Massa Retida (g)	Fração em Massa Retida	Fração em Massa Acumulada de Grossos	Fração em Massa Acumulada de Finos	Diâmetro Médio (cm)
1- <i>Mesh</i> 6	0,3327	156,40	0,1373	0,8627	0,1373	0,4016
2- <i>Mesh</i> 12	0,1397	293,90	0,2580	0,6047	0,3953	0,2362
3- <i>Mesh</i> 28	0,0589	453,80	0,3984	0,2063	0,7937	0,0993
4- <i>Mesh</i> 150	0,0104	232,60	0,2042	0,0021	0,9979	0,0347
Fundo	0,0000	2,40	0,0021	0,0000	1,0000	0,0052
Total		1139,10	1,0000			

O diâmetro médio para a peneira da série Tyler 6 *mesh* foi calculado de acordo com a Equação 93:

$$\bar{D}_i = [(\sqrt{2} \text{ abertura (D++)}) + \text{abertura (D++)}] / 2 \quad (93)$$

pois, segundo Gomide (1983), quando se passa de uma peneira para a imediatamente superior, a área da abertura é multiplicada por dois e, portanto, o lado da malha é multiplicado por $\sqrt{2}$.

Com os resultados obtidos por meio da operação de peneiramento, apresentados na Tabela 4, construiu-se o histograma de distribuição de frequência e a curva de fração acumulada de grossos, apresentados nas Figuras 15 e 16.

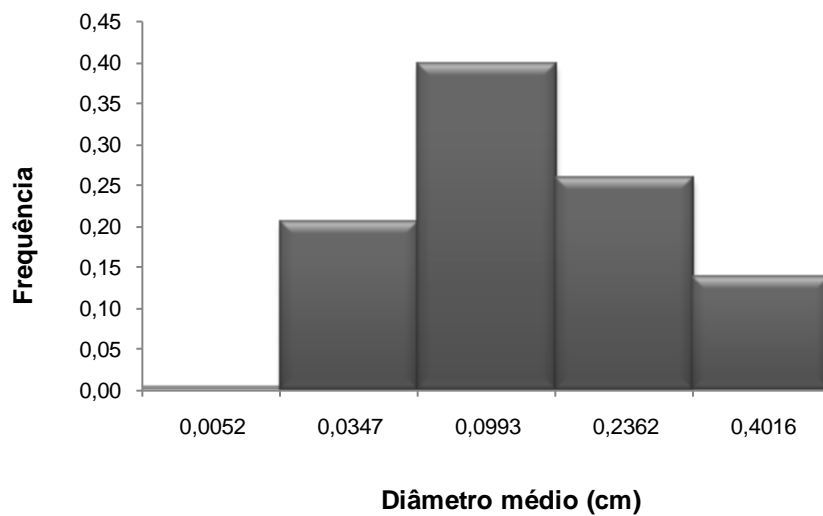


Figura 15. Histograma de distribuição de frequência.

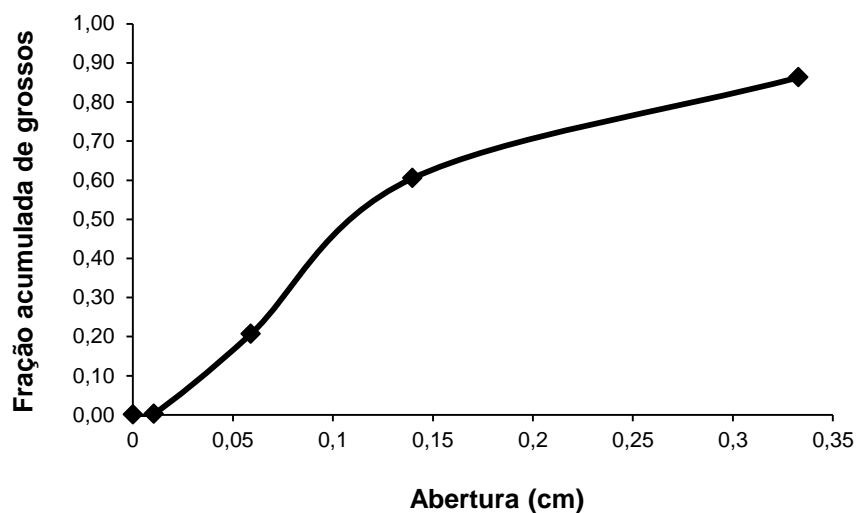


Figura 16. Fração acumulada de grossos.

Pode-se observar na Figura 15 que, com o conjunto de peneiras utilizado, a maior parte das partículas de farelo de soja ficaram retidas na peneira de *mesh* 28, seguida das peneiras de *mesh* 12, 150 e 6. No entanto, para a obtenção dos dados experimentais, foram utilizadas somente as frações de farelo de soja apresentando diâmetros médios iguais a 0,0347, 0,0993 e 0,2362 cm. As demais frações foram descartadas por apresentarem aglomerados ou, então, um pó muito fino, proveniente do processo de produção do farelo de soja e, desta forma, não sendo utilizáveis para o processo de secagem em leito fluidizado em questão.

Na Figura 16, a fração acumulada de grossos representa a fração em massa das partículas maiores que a dimensão característica assinalada, no caso, a abertura da malha de uma peneira, D_{++} (cm). A maior fração acumulada de grossos de farelo ocorre para a abertura de 0,3327 cm.

As frações de farelo de soja com diâmetros médios iguais a 0,0347, 0,0993 e 0,2362 cm, foram utilizadas para avaliar a influência do tamanho das partículas tanto na velocidade mínima de fluidização e na perda de carga do leito, quanto na cinética de secagem do farelo em leito fluidizado, e os resultados desta análise serão apresentados posteriormente. No entanto, para que as condições experimentais pudessem ser as mais próximas possíveis do processo industrial, optou-se por obter frações de farelo de soja com somente uma faixa de tamanhos. Desta forma, a operação de peneiramento foi realizada novamente, utilizando-se peneiras da série Tyler 6 e 20 *mesh*, somente para a retirada dos aglomerados e pós presentes na amostra de farelo de soja coletada na indústria. Assim, o diâmetro médio das partículas de farelo foi obtido por meio da média aritmética das aberturas das malhas das peneiras 6 e 20 *mesh*, que correspondem a 0,3327 cm e 0,0833 cm, respectivamente, apresentando um valor igual a 0,2080 cm.

5.1.3 Velocidade Mínima de Fluidização

A velocidade mínima de fluidização foi determinada experimentalmente, por meio das curvas da perda de carga em função da velocidade superficial do ar, conforme procedimento descrito na metodologia experimental. Diferentes condições de altura do leito de partículas e tamanho de partículas foram utilizadas com o intuito de avaliar o efeito destes parâmetros na perda de carga do leito e na velocidade mínima de fluidização.

As Figuras 17 a 19 apresentam as curvas de fluidização obtidas para as diferentes condições utilizadas. Pode-se observar que as curvas obtidas correspondem a curvas típicas de fluidização, conforme apresentado nos trabalhos de Kunii e Levenspiel (1969) e Couderc (1985), sendo possível identificar as regiões de leito fixo, nas quais a perda de carga aumenta com o acréscimo da velocidade superficial do ar, e as regiões de leito fluidizado, nas quais a perda de carga permanece praticamente constante com o aumento da velocidade superficial do ar.

Na Figura 17, é possível observar, inicialmente, que para uma mesma altura de leito ($H = 7,5$ cm), e diferentes condições de tamanho das partículas, a perda de carga, necessária

para manter os sólidos suspensos no leito em regime de fluidização, permanece praticamente a mesma, apresentando valores entre 4,0 e 5,0 cm H₂O, nas diferentes condições utilizadas. Por outro lado, observa-se que, quanto maior o tamanho das partículas, maior será a velocidade mínima de fluidização, o que está em concordância com a literatura, pois, segundo Gomide (1983), a velocidade necessária para fluidizar aumenta com o diâmetro das partículas. Este mesmo comportamento da perda de carga e da velocidade mínima de fluidização foi observado para alturas do leito de partículas iguais a 10,0 e 12,0 cm, como pode ser observado nas Figuras 18 e 19. Entretanto, foi observado que, aumentando-se a altura do leito de partículas, os valores máximos da perda de carga também irão aumentar. Para altura do leito igual a 10,0 cm (Figura 18), a perda de carga necessária para a fluidização

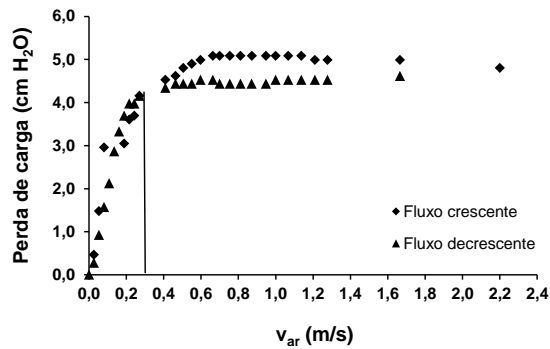
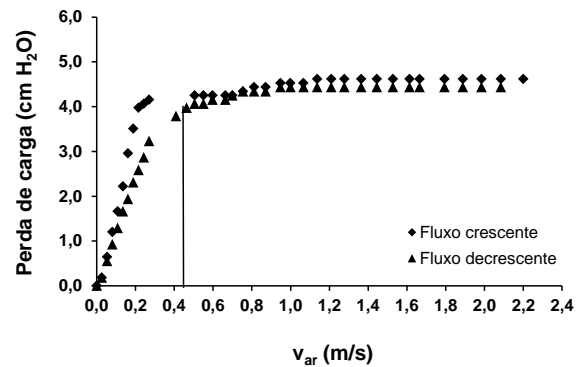
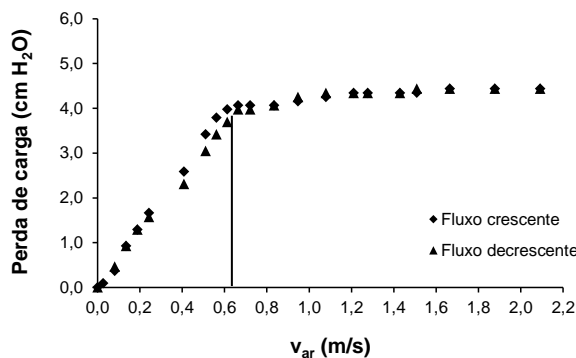
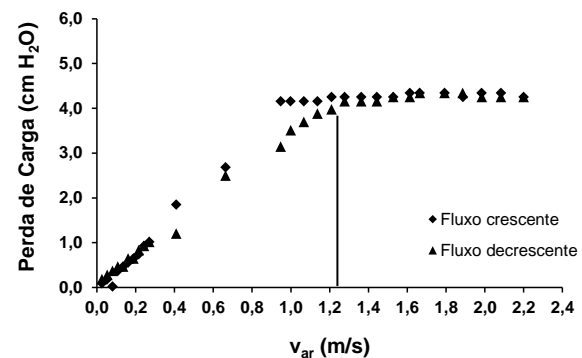
(a) $d_p = 0,0347$ cm(b) $d_p = 0,0993$ cm(c) $d_p = 0,2080$ cm(d) $d_p = 0,2363$ cm

Figura 17. Curvas de perda de carga em função da velocidade do ar para $H = 7,5$ cm.

dos sólidos apresenta valores entre 6,0 e 7,0 cm H₂O, enquanto que, para altura do leito igual a 12,0 cm (Figura 19), a perda de carga apresenta valor máximo que se situa entre 7,0 e 8,0 cm H₂O. Ou seja, aumentando-se o peso do farelo de soja no leito, utilizando-se uma maior quantidade de farelo para se obter maiores alturas de leito de partículas, maior será a perda de carga necessária para equilibrar o peso aparente do farelo de soja no leito.

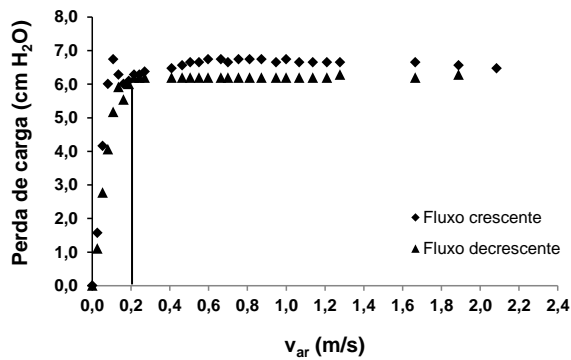
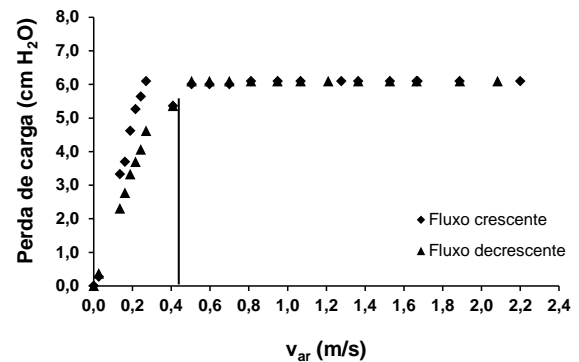
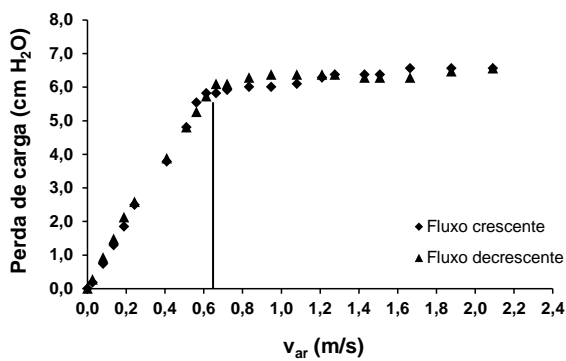
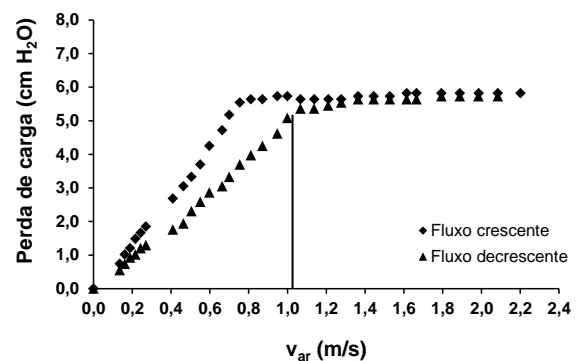
(a) $d_p = 0,0347$ cm(b) $d_p = 0,0993$ cm(c) $d_p = 0,2080$ cm(d) $d_p = 0,2362$ cm

Figura 18. Curvas de perda de carga em função da velocidade do ar para $H = 10,0$ cm.

Ao contrário do que foi observado para variações no tamanho das partículas, a velocidade mínima de fluidização não varia com o aumento da altura do leito estático. Pode-se observar nas Figuras 17 a 19 que, mantendo-se o mesmo tamanho das partículas, valores equivalentes para a velocidade mínima de fluidização são encontrados para as diferentes condições de altura do leito, ao passo que, mantendo-se a mesma altura do leito e variando-se o tamanho das partículas, os valores da velocidade mínima de fluidização irão apresentar diferenças significativas, ou seja, quanto maior o tamanho das partículas, maior será a velocidade mínima de fluidização.

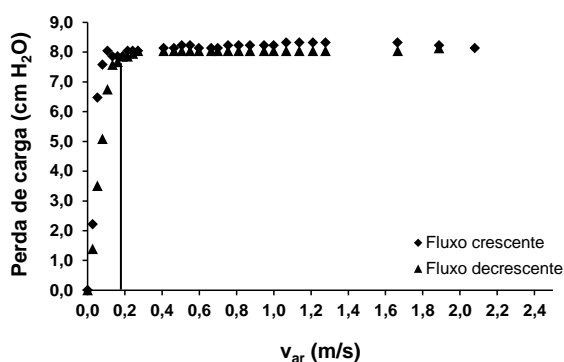
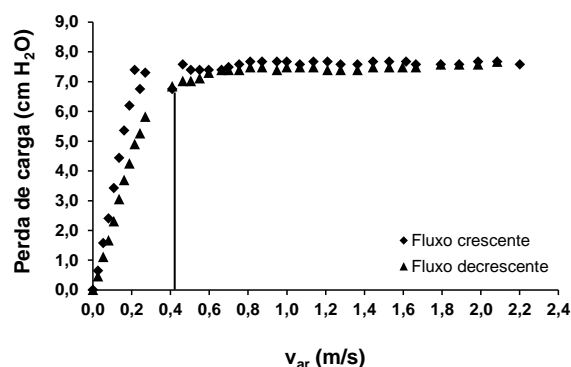
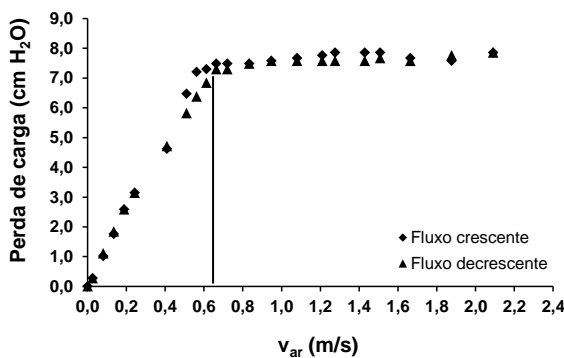
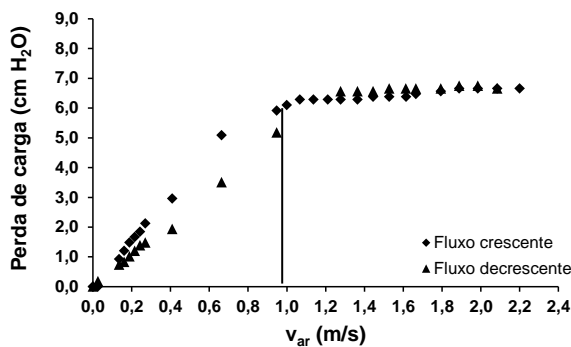
(a) $d_p = 0,0347$ cm(b) $d_p = 0,0993$ cm(c) $d_p = 0,2080$ cm(d) $d_p = 0,2362$ cm

Figura 19. Perda de carga em função da velocidade do ar para $H = 12,0$ cm.

A velocidade mínima de fluidização, como colocado anteriormente, é determinada no ponto de transição entre o leito fixo e o leito fluidizado, observada na curva obtida para fluxo decrescente do ar. A Tabela 5 apresenta os resultados obtidos para a velocidade mínima de fluidização em diferentes condições de altura do leito e tamanho das partículas. As diferenças encontradas nos valores da velocidade mínima de fluidização para partículas de mesmo tamanho, porém diferentes alturas do leito, foram atribuídas a erros de leitura que possam ter ocorrido durante os ensaios experimentais. Deve-se salientar, no entanto, que para cada condição experimental utilizada, foram obtidos dados em triplicata.

Tabela 5. Resultados obtidos para a velocidade mínima de fluidização em diferentes condições de altura do leito e tamanho de partículas

Altura do Leito, (H) (cm)	Diâmetro da Partícula, (d_p) (cm)	Velocidade Mínima de Fluidização (u_{mf}) (m/s)
7,5	0,0347	0,28
	0,0993	0,45
	0,2080	0,64
	0,2363	1,20
10,0	0,0347	0,22
	0,0993	0,45
	0,2080	0,64
	0,2363	1,12
12,0	0,0347	0,20
	0,0993	0,44
	0,2080	0,64
	0,2363	1,00

5.1.4 Curvas de Secagem e da Taxa de Secagem do Farelo de Soja

5.1.4.1 Curvas de Secagem do Farelo de Soja para Diferentes Condições de Temperatura do Ar

Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de temperatura inicial do ar, mantendo-se as mesmas condições de altura do leito de partículas e velocidade superficial do ar, são mostradas nas Figuras 20 a 23, bem como as respectivas curvas da taxa de secagem do farelo de soja. Nestas figuras, são apresentados os resultados obtidos para as

condições limites de altura do leito de partículas, ou seja, $H = 7,5$ cm e $H = 12,0$ cm. Os resultados obtidos para altura do leito igual a 10,0 cm podem ser vistos no Apêndice A.

As condições de operação utilizadas na obtenção dos resultados apresentados nas Figuras 20 a 23 estão relacionadas na Tabela 6. Para todas as condições, foi utilizado farelo de soja apresentando diâmetro médio (d_p) igual a 0,2080 cm. O teor de umidade inicial do farelo de soja, X_0 , foi determinado por meio da Equação 29. A umidade relativa do ar (UR) e a temperatura ambiente (T_{amb}) foram medidas antes do início de cada corrida experimental, por meio do psicrômetro digital.

Tabela 6. Condições de operação utilizadas na obtenção das curvas de secagem para diferentes temperaturas iniciais do ar.

Figura	H (cm)	v_{ar} (m/s)	T_{ar} (°C)	X_0 (kg água/kg sólido seco)	UR (%)	T_{amb} (°C)
20	7,5	1,64	40	0,2114	77,9	26,6
			50	0,2079	68,5	22,7
			60	0,1954	85,7	22,8
21	7,5	2,06	40	0,2126	66,5	21,1
			50	0,2101	70,0	19,0
			60	0,1979	84,4	25,0
22	12,0	1,64	40	0,2026	78,5	24,7
			50	0,2026	54,6	25,7
			60	0,2048	79,6	24,6
23	12,0	2,06	40	0,2187	54,9	23,4
			50	0,2198	70,5	21,6
			60	0,2103	63,8	22,8

A taxa de secagem foi calculada conforme procedimento apresentado anteriormente, empregando-se a Equação 33. Estes cálculos foram realizados para cada uma das condições utilizadas para a obtenção das curvas de secagem apresentadas nas Figuras 20 a 23.

Em todas as curvas de secagem obtidas nas diferentes condições de temperatura, foi possível verificar que a temperatura do ar apresenta uma influência significativa sobre o processo de secagem do farelo de soja, tornando este mais efetivo à medida que se eleva a temperatura, ou seja, quanto maior a temperatura, maior o grau de secagem do farelo de soja em um menor tempo de processo.

Pode-se observar, por meio das Figuras 20 a 23, que a taxa de secagem do farelo de soja apresenta somente o período de taxa decrescente, indicando que a migração da umidade do interior do farelo é o fator limitante do processo de secagem deste material. Este mesmo comportamento foi obtido por Luz (2006), na secagem do farelo de soja em um secador convectivo do tipo bandeja, empregando temperaturas iniciais do ar de secagem iguais a 50, 74, 85 e 96° C e velocidades do ar de secagem de 1,1 e 2,5 m/s.

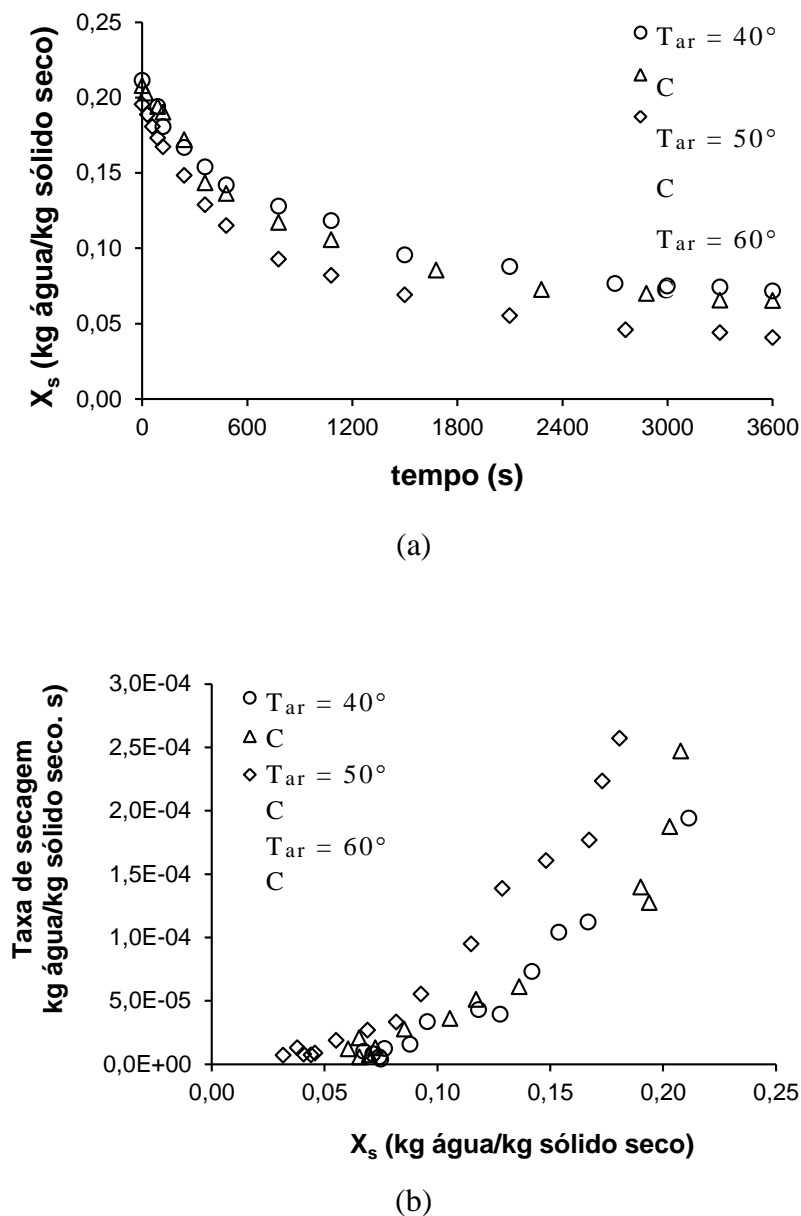
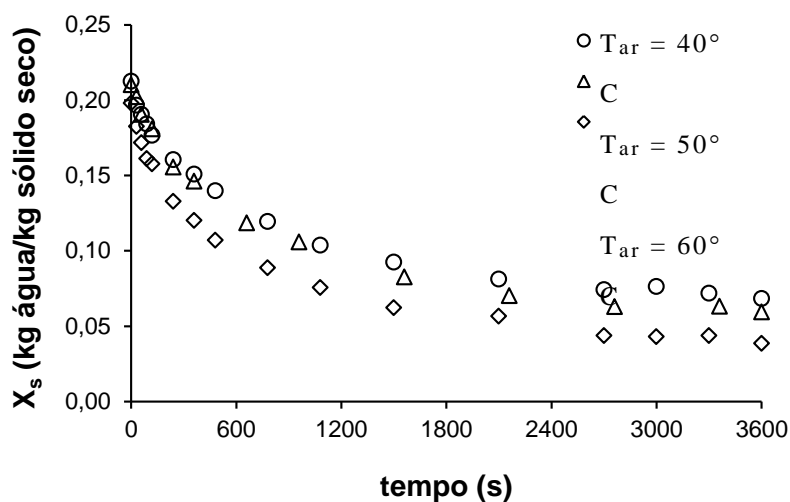
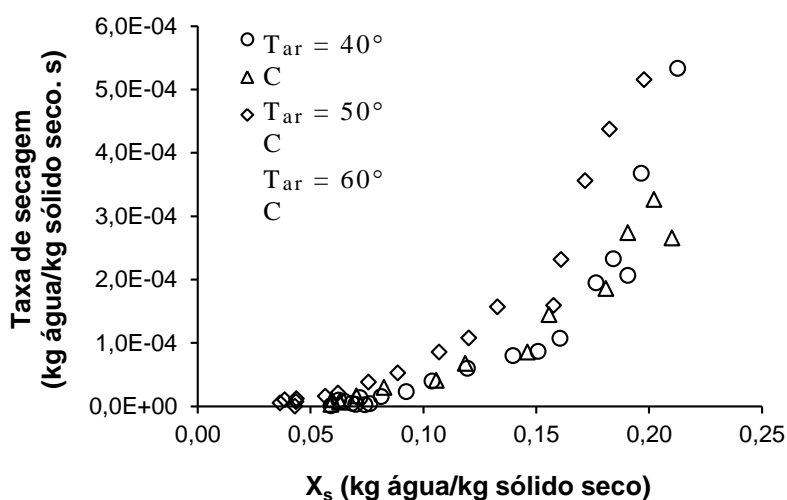


Figura 20. (a) curvas de secagem e, (b) curvas da taxa de secagem do farelo de soja para diferentes condições de temperatura do ar. $H = 7,5$ e $v_{ar} = 1,64$ m/s.

Adicionalmente, pode-se observar nas curvas da taxa de secagem, que a secagem ocorre de uma forma mais acentuada, na maioria dos casos, nos minutos iniciais do processo, e depois mais lentamente no decorrer do tempo de secagem. Ao final do processo, a taxa de secagem tende a zero, indicando que o farelo de soja se encontra próximo à condição de equilíbrio.

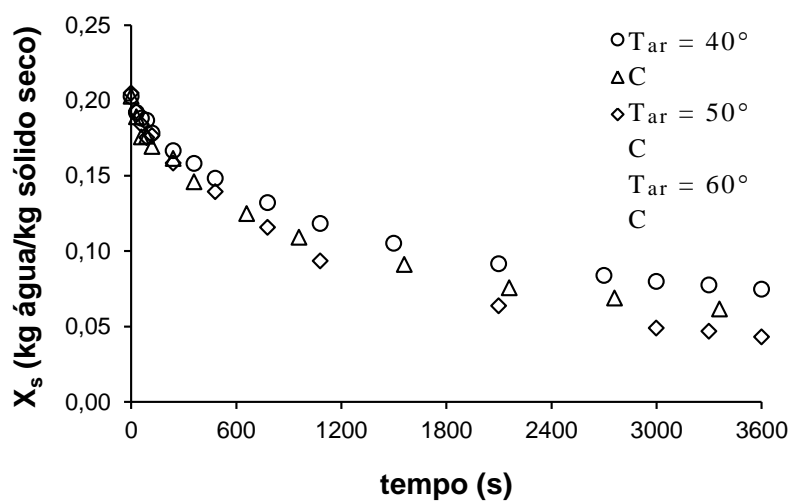


(a)

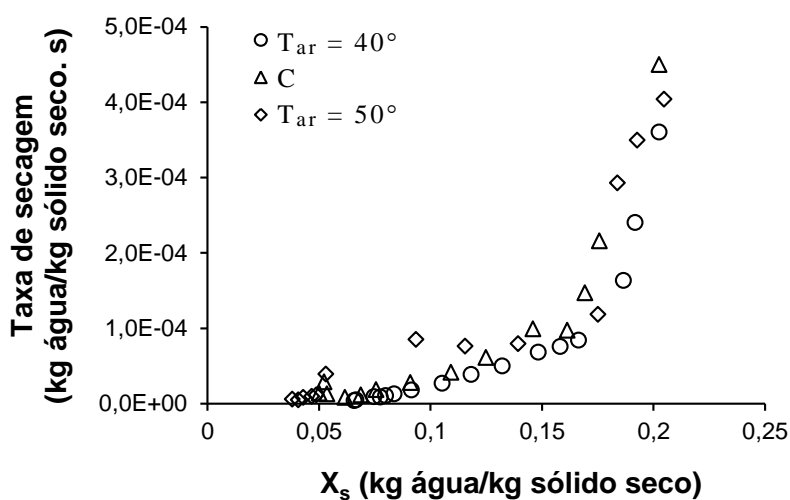


(b)

Figura 21. (a) curvas de secagem e, (b) curvas da taxa de secagem do farelo de soja para diferentes condições de temperatura do ar. $H = 7,5$ e $v_{ar} = 2,06$ m/s.



(a)



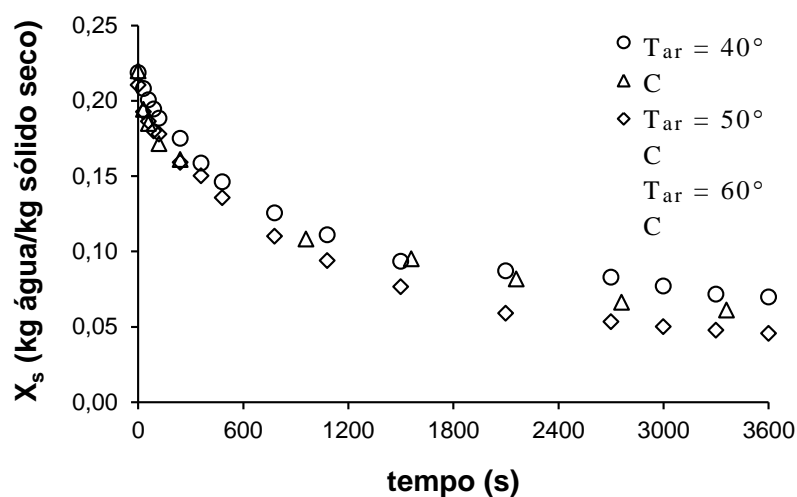
(b)

Figura 22. (a) curvas de secagem e, (b) curvas da taxa de secagem do farelo de soja para diferentes condições de temperatura do ar. $H = 12,0$ cm e $v_{ar} = 1,64$ cm/s.

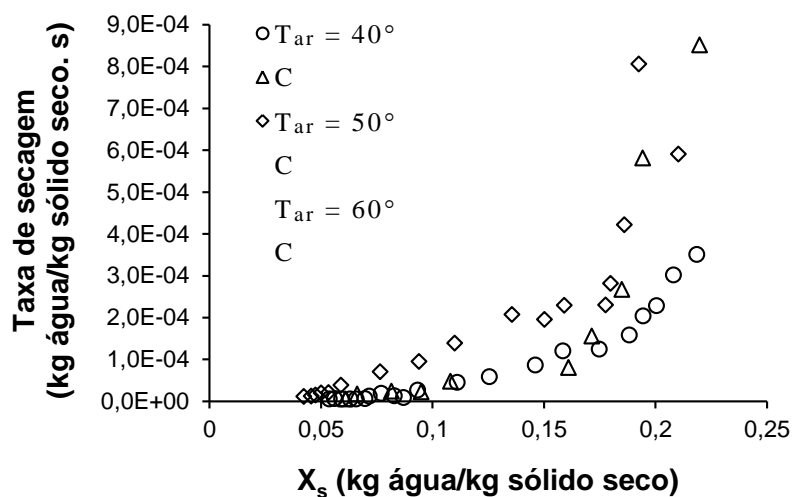
5.1.4.2 Curvas de Secagem do Farelo de Soja para Diferentes Condições de Altura do Leito de Partículas

Com o objetivo de verificar a influência da altura do leito de partículas no processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado, dados experimentais foram obtidos empregando-se diferentes condições deste parâmetro, mantendo-se as mesmas condições de

temperatura e velocidade do ar de secagem. As curvas construídas com os dados experimentais obtidos são mostradas nas Figuras 24 a 27. Novamente, as curvas aqui apresentadas representam os resultados obtidos para as condições limites de temperatura, 40 e 60° C, e velocidade superficial do ar, 1,64 e 2,06 m/s. Curvas semelhantes foram obtidas para as demais condições de operação, e podem ser verificadas no Apêndice A.



(a)



(b)

Figura 23. (a) curvas de secagem e, (b) curvas da taxa de secagem do farelo de soja para diferentes condições de temperatura do ar. $H = 12,0$ cm, $v_{ar} = 2,06$ m/s.

Na Tabela 7 são apresentadas as condições de operação empregadas na obtenção dos dados experimentais mostrados nas Figuras 24 a 27. Farelo de soja com diâmetro médio igual a 0,2080 cm foi utilizado em todas as corridas experimentais apresentadas neste tópico, e o teor de umidade inicial do farelo foi determinado aplicando-se a Equação 29.

Tabela 7. Condições de operação utilizadas na obtenção das curvas de secagem para diferentes condições de altura do leito de partículas.

Figura	T_{ar} (°C)	v_{ar} (m/s)	H (cm)	X_0 (kg água/kg sólido seco)	UR (%)	T_{amb} (°C)
24	40	1,64	7,5	0,2114	77,9	26,6
			10,0	0,1985	79,7	23,0
			12,0	0,2026	78,5	24,7
25	40	2,06	7,5	0,2126	66,5	21,1
			10,0	0,2195	54,9	23,4
			12,0	0,2137	54,9	23,4
26	60	1,64	7,5	0,1954	85,7	22,8
			10,0	0,1961	77,5	26,5
			12,0	0,2048	79,6	24,6
27	60	2,06	7,5	0,1979	84,4	25,0
			10,0	0,1958	49,9	23,9
			12,0	0,2103	63,8	22,8

Para uma melhor visualização das condições gerais utilizadas na obtenção dos dados experimentais apresentados nas Figuras 24 a 27, alguns dados que já haviam sido apresentados na Tabela 6, foram repetidos na Tabela 7.

É possível observar nas Figuras 24 a 27 que, para diferentes condições de temperatura e velocidade do ar, a altura do leito de partículas não influencia significativamente no processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado.

Este resultado, no entanto, vai contra as afirmações de Reay e Baker (1985) e Law e Mujumdar (2006), que afirmam que, para materiais com alta resistência interna à transferência de massa, como o trigo que seca muito lentamente, um aumento na altura do leito produz um decréscimo na taxa de secagem do material.

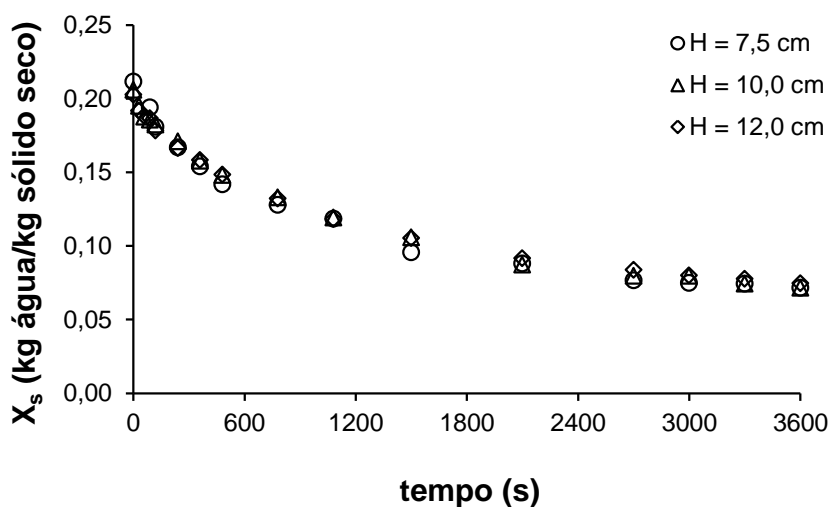


Figura 24. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 40^\circ C$, $v_{ar} = 1,64$ m/s.

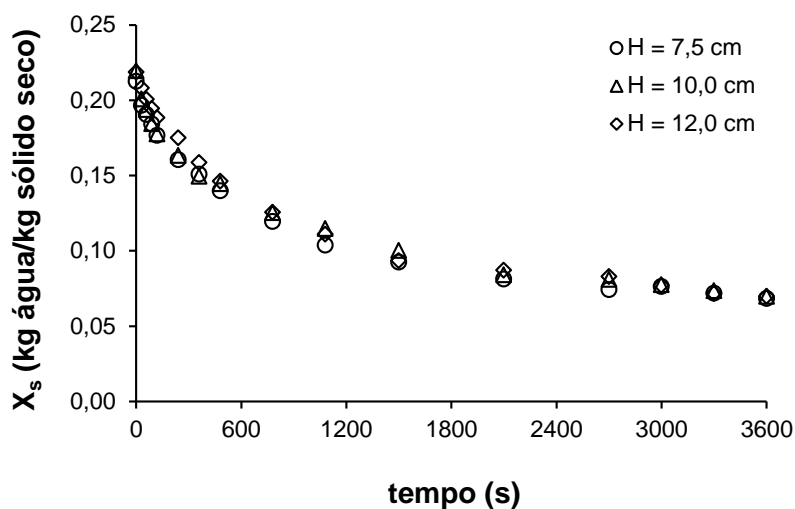


Figura 25. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 40^\circ C$, $v_{ar} = 2,06$ m/s.

Porém, os resultados encontrados podem estar relacionados ao regime de fluidização, ou a uma combinação de fatores. As velocidades do ar utilizadas para a obtenção das curvas apresentadas nas Figuras 24 a 27 produzem uma intensa agitação no leito, observada visualmente durante as corridas experimentais, independente da altura do leito de partículas, o que conduz a altas taxas de transferência de calor e de massa entre o farelo e o ar, utilizado

como agente secante. No entanto, velocidades do ar mais baixas, combinadas com menores temperaturas do agente secante podem levar a resultados um pouco diferentes.

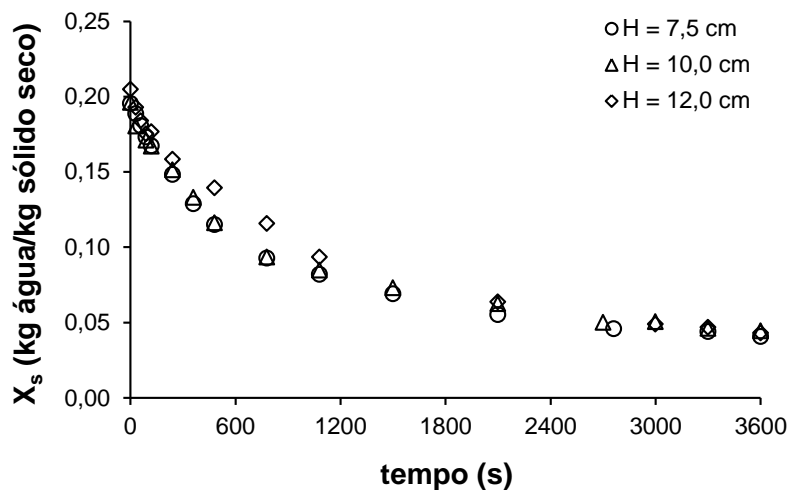


Figura 26. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 60^{\circ} \text{C}$, $v_{ar} = 1,64 \text{ m/s}$

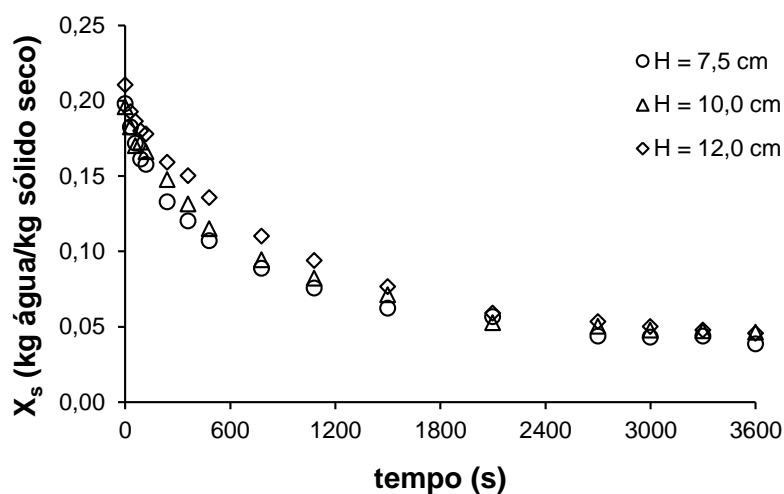


Figura 27. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 60^{\circ} \text{C}$, $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$

A Figura 28 apresenta curvas de secagem do farelo de soja para diferentes alturas do leito e condições constantes de velocidade e temperatura do ar iguais a 1,01 m/s, que corresponde a 1,6 u_{mf} , e 40° C, respectivamente.

Pode-se observar, na Figura 28, que para uma menor altura do leito de partículas, o decréscimo no teor de umidade do farelo de soja com o tempo de secagem, é levemente mais acentuado do que os valores obtidos para uma altura maior do leito. No entanto, para a mesma condição de velocidade do ar, 1,01 m/s, mas com uma temperatura do ar igual a 60° C, Figura 29, esta diferença é quase insignificante, concordando com os resultados obtidos anteriormente para curvas de secagem em diferentes condições de altura do leito, mas com velocidades que equivalem a 2,6 u_{mf} e 3,2 u_{mf} , que correspondem às velocidades de 1,64 m/s e 2,06 m/s.

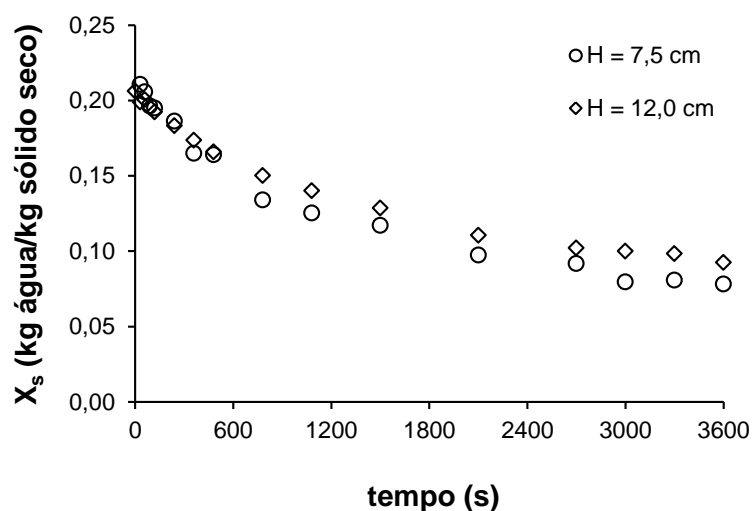


Figura 28. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 40^{\circ} C$, $v_{ar} = 1,01$ m/s.

Para uma velocidade do ar igual a 1,34 m/s, que corresponde a 2,1 u_{mf} , e para temperaturas do ar iguais a 40 e 60° C, foi observado novamente, que a altura do leito de partículas não apresenta influência sobre o processo de secagem do farelo de soja, como pode ser visto nas Figuras 30 e 31.

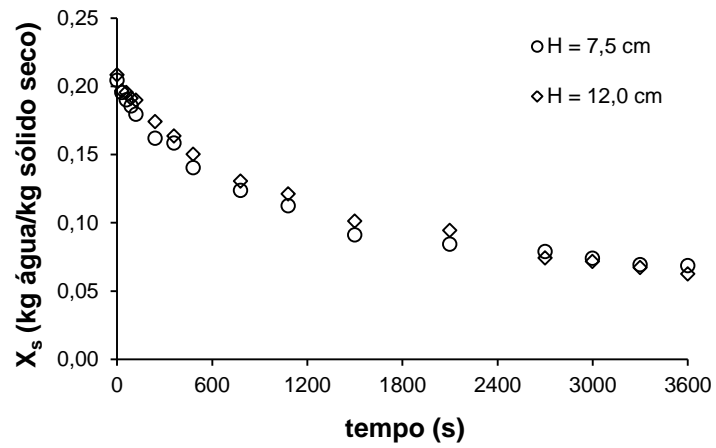


Figura 29. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 60^{\circ} \text{C}$, $v_{ar} = 1,01 \text{ m/s}$.

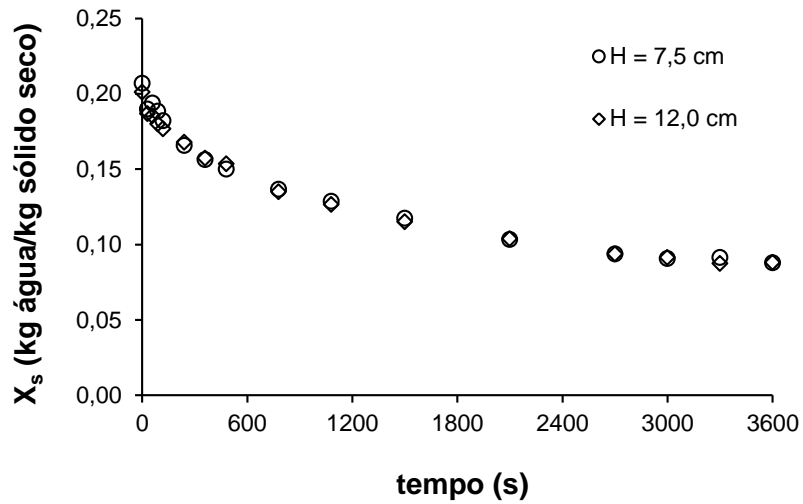


Figura 30. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 40^{\circ} \text{C}$, $v_{ar} = 1,34 \text{ m/s}$.

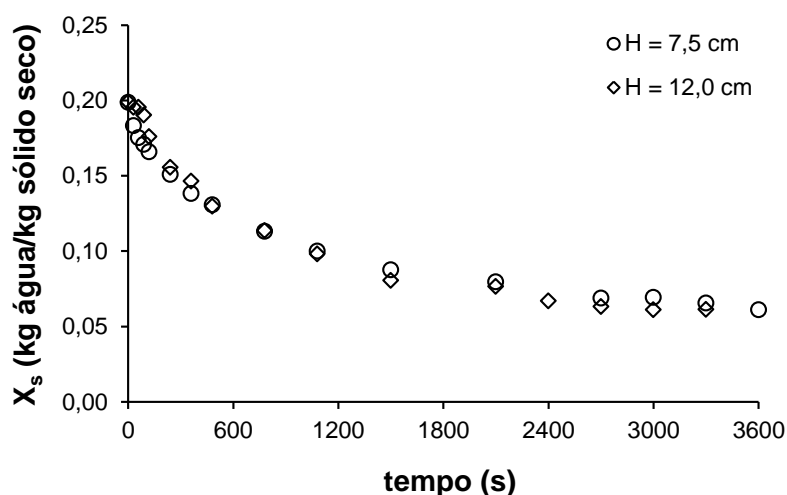


Figura 31. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura de leito de partículas. $T_{ar} = 60^{\circ} \text{C}$, $v_{ar} = 1,34 \text{ m/s}$.

Para a velocidade de 1,01 m/s, observou-se que a agitação no leito não é tão intensa quanto para as velocidades superiores e, desta forma, a utilização de maiores alturas do leito de partículas, combinadas com uma menor temperatura do agente secante, pode conduzir a menores taxas de secagem do farelo de soja para maiores alturas do leito.

As corridas experimentais com velocidades do ar iguais a 1,01 e 1,34 m/s, foram realizadas utilizando-se somente as condições limites de altura do leito de partículas ($H = 7,5 \text{ cm}$ e $H = 12,0 \text{ cm}$) e temperatura do ar de secagem ($T_{ar} = 40^{\circ} \text{C}$ e $T_{ar} = 60^{\circ} \text{C}$).

5.1.4.3 Curvas de Secagem do Farelo de Soja para Diferentes Condições de Velocidade do Ar

Com o objetivo de avaliar a influência da velocidade do agente secante no processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado, diferentes condições deste parâmetro foram utilizadas, mantendo-se as mesmas condições de temperatura do ar e altura do leito de partículas. Os resultados obtidos podem ser visualizados nas Figuras 32 a 35, que representam as curvas de secagem para diferentes condições de velocidade do ar.

A Tabela 8 apresenta as condições utilizadas na obtenção dos dados experimentais apresentados nas Figuras 32 a 35. Em todos os casos, foi utilizado farelo de soja

apresentando um diâmetro médio igual a 0,2080 cm, e o teor de umidade inicial foi determinado por meio da Equação 29.

Na Tabela 8, condições de operação já apresentadas anteriormente, foram inseridas novamente, apenas para uma melhor visualização dos dados gerais utilizados neste tópico.

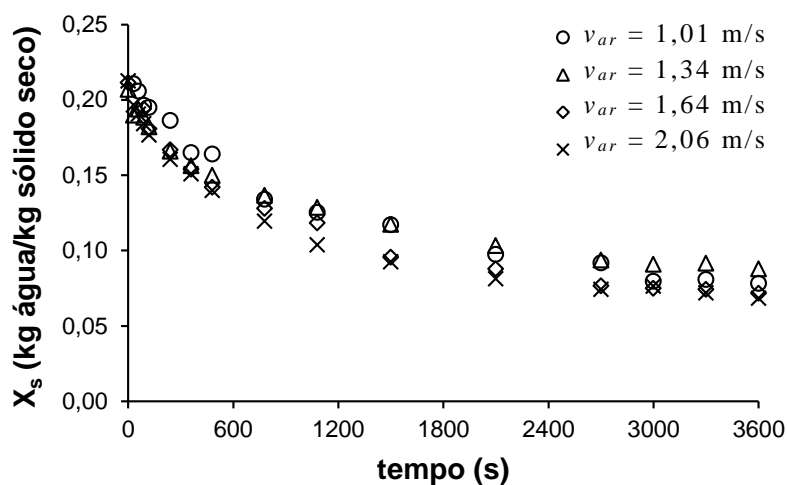
É possível observar, a partir das Figuras 32 a 35, uma leve influência da velocidade do ar sobre o processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado. No entanto, a comparação das curvas de secagem obtidas para as duas maiores velocidades do ar, 1,64 e 2,06 m/s, com as quais foram realizados a maior parte dos procedimentos experimentais, mostra que esta influência é pouco, ou quase nada significativa, o que vai ao encontro das afirmações de Reay e Baker (1985) e Law e Mujumdar (2006), de que a velocidade do gás não exerce influência significativa sobre o processo de secagem de materiais que possuem alta resistência interna à transferência de massa.

Reay e Allen (1982), citados por Reay e Baker (1985), encontraram que a taxa de secagem do trigo é completamente independente da velocidade do gás. Já Liébanes *et al.* (2006), na secagem em leito fluidizado do produto sólido resultante da extração do azeite de oliva, encontraram que a velocidade do agente secante influenciou de forma significativa o processo de secagem deste material, que ocorre à taxa de secagem decrescente. Liébanes *et al.* (2006), concluíram que esta dependência da taxa de secagem com a velocidade do ar pode revelar a influência de outros fatores relacionados ao regime de fluidização, como a velocidade da partícula, o número e a intensidade das colisões entre as partículas e a dinâmica das bolhas e que, sendo assim, variações no regime de fluidização podem introduzir diferenças significativas no contato ar-sólido que podem afetar a velocidade da secagem.

Na secagem do milho miúdo (*millet*) em leito fluidizado, Srinivasakannan e Balasubramanian (2009), encontraram uma dependência da taxa de secagem com a velocidade do agente secante, mesmo observando que a secagem ocorre no período de taxa decrescente. Estes autores atribuíram esta dependência à redução da transferência externa à transferência de massa, embora esta resistência não seja prevista diante da grandeza da resistência interna à transferência de massa. No entanto, estes autores observaram uma maior temperatura do leito com o aumento na taxa de escoamento do meio secante, contribuindo para o aumento na taxa de secagem.

Tabela 8. Condições de operação utilizadas na obtenção das curvas de secagem para diferentes condições de velocidade superficial do ar de secagem.

Figura	T_{ar} (°C)	H (cm)	v_{ar} (m/s)	X_0 (kg água/kg sólido seco)	UR (%)	T_{amb} (°C)
32	40	7,5	1,01	0,2105	58,7	21,1
			1,34	0,2069	62,1	23,2
			1,64	0,2114	77,9	26,6
			2,06	0,2126	66,5	21,1
33	40	12,0	1,01	0,2061	73,4	19,6
			1,34	0,2009	62,1	23,2
			1,64	0,2026	78,5	24,7
			2,06	0,2187	54,9	23,4
34	60	7,5	1,01	0,2043	66,0	19,5
			1,34	0,1986	57,9	23,9
			1,64	0,1954	85,7	22,8
			2,06	0,1979	84,4	25,0
35	60	12,0	1,01	0,2083	60,0	22,0
			1,34	0,2149	55,6	28,3
			1,64	0,2048	79,6	24,6
			2,06	0,2103	63,8	22,8

Figura 32. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de velocidade superficial do ar. $T_{ar} = 40^{\circ} \text{C}$, $H = 7,5 \text{ cm}$.

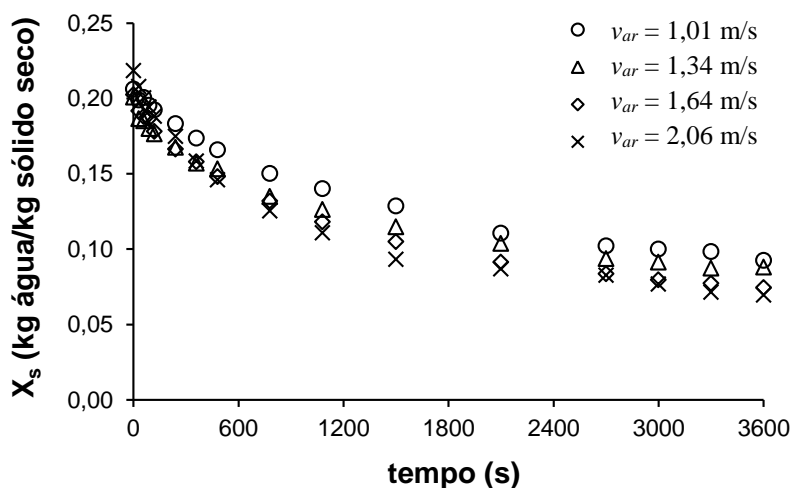


Figura 33. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de velocidade superficial do ar. $T_{ar} = 40^\circ \text{C}$, $H = 12,0 \text{ cm}$

Pode-se observar nas Figuras 32 a 35, que maiores diferenças no decréscimo do teor de umidade do farelo de soja com o tempo são observadas entre os resultados obtidos com a menor velocidade superficial do ar, 1,01 m/s, e as maiores velocidades, 1,64 e 2,06. Como já discutido anteriormente, e colocado por Liébanes *et al.* (2006), esta dependência do processo de secagem em relação à velocidade superficial do ar pode estar relacionada ao regime de fluidização, ou seja, menores velocidades do agente secante resultam em uma menor agitação no leito e, como consequência, menores taxas de transferência de calor e massa são alcançadas, tornando o processo de secagem mais lento.

5.1.4.4 Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes tamanhos de partículas.

Com o objetivo de avaliar a influência do tamanho das partículas no processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado, diferentes condições deste parâmetro foram utilizadas, mantendo-se as mesmas condições de temperatura do ar, altura do leito de partículas, e velocidade superficial do ar. Os resultados obtidos podem ser visualizados nas Figuras 36 e 37, que representam as curvas de secagem para diferentes condições de tamanho das partículas. A Tabela 9 apresenta as condições utilizadas na obtenção dos dados experimentais apresentados nas Figuras 36 e 37.

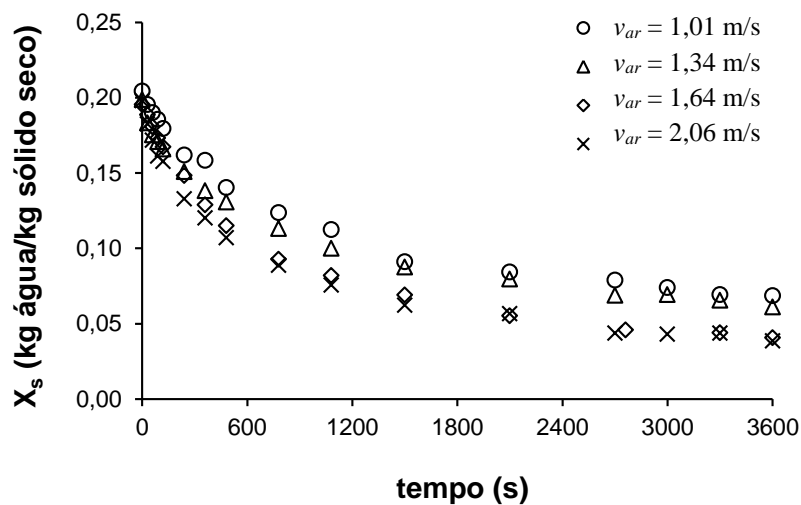


Figura 34. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de velocidade superficial do ar. $T_{ar} = 60^\circ \text{C}$, $H = 7,5$ cm.

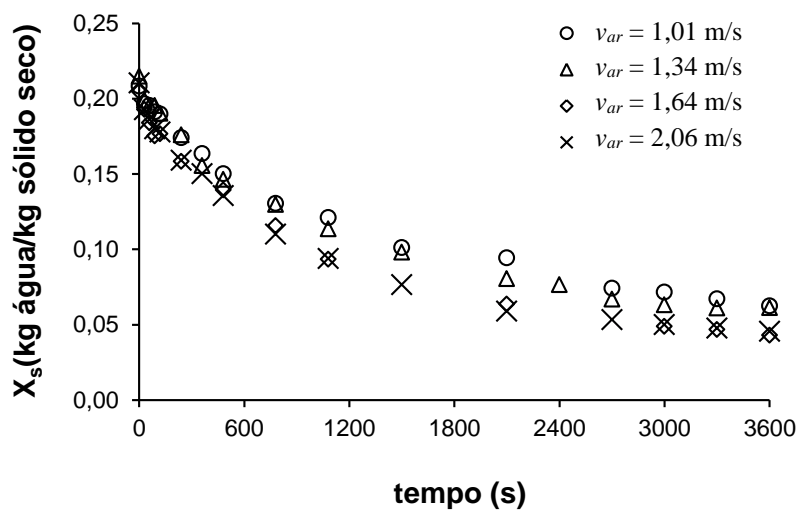


Figura 35. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de velocidade superficial do ar. $T_{ar} = 60^\circ \text{C}$, $H = 12,0$ cm.

Tabela 9. Condições de operação utilizadas na obtenção das curvas de secagem para diferentes condições de tamanho das partículas.

Figura	T_{ar} (°C)	H (cm)	v_{ar} (m/s)	d_p (cm)	X_0 (kg água/kg sólido seco)	UR (%)	T_{amb} (°C)
36	40	7,5	1,64	0,0347	0,2337	73,6	26,8
				0,0993	0,2145	81,7	24,3
				0,2362	0,2289	83,3	24,2
37	40	12,0	2,06	0,0347	0,2176	85,5	24,3
				0,0993	0,2116	83,0	24,4
				0,2362	0,2259	77,4	26,1

Pode-se observar nas Figuras 36 e 37 a influência do tamanho das partículas no processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado. Foi possível verificar que o processo de secagem do farelo de soja que apresentou uma menor distribuição de tamanhos, foi mais efetivo, ou seja, um maior decréscimo no teor de umidade do farelo de soja foi alcançado com um menor tempo de processo, para as duas condições de velocidade superficial do ar e altura do leito de partículas utilizadas.

Esta dependência do processo de secagem em leito fluidizado com o tamanho das partículas era esperada, pois, segundo Reay e Baker (1985) e Law e Mujumdar (2006), o tempo de secagem requerido para remover uma dada quantidade de umidade aumenta com o diâmetro das partículas, mantendo-se as mesmas condições de temperatura, velocidade e altura do leito de partículas. Vanecek *et al.* (1964), citado por Reay e Baker (1985), encontraram que, o tempo requerido para remover uma dada quantidade de umidade de um material do grupo B, segundo a classificação de Geldart, era proporcional ao quadrado do diâmetro da partícula.

Ainda, considerando-se que no período de taxa decrescente de secagem, a migração de umidade do interior do sólido é o fator que controla o processo, sendo este mecanismo uma função da natureza física do sólido, da sua temperatura e do seu teor de umidade, segundo Mujumdar (2006), e, como foi mostrado anteriormente, o processo de secagem do farelo de soja ocorre totalmente no período de taxa decrescente, pode-se afirmar que os resultados obtidos estão em concordância com a literatura.

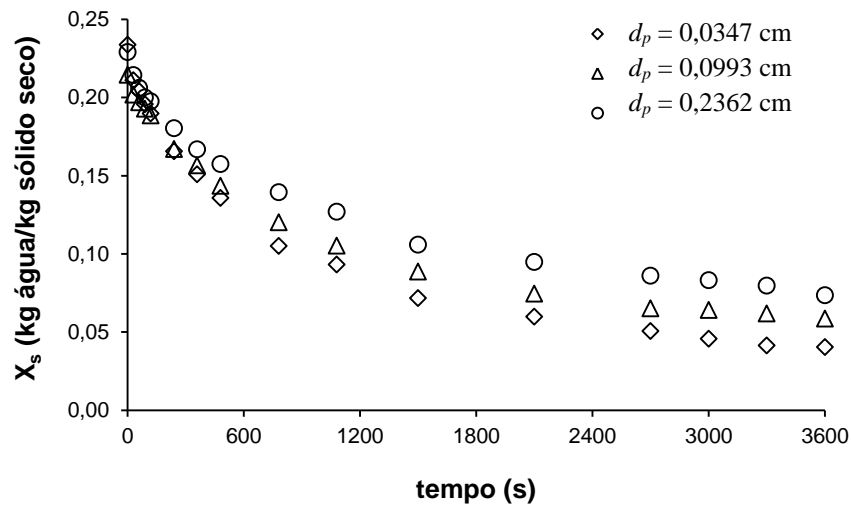


Figura 36. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de tamanho de partículas. $H = 7,5$ cm, $v_{ar} = 1,64$ m/s.

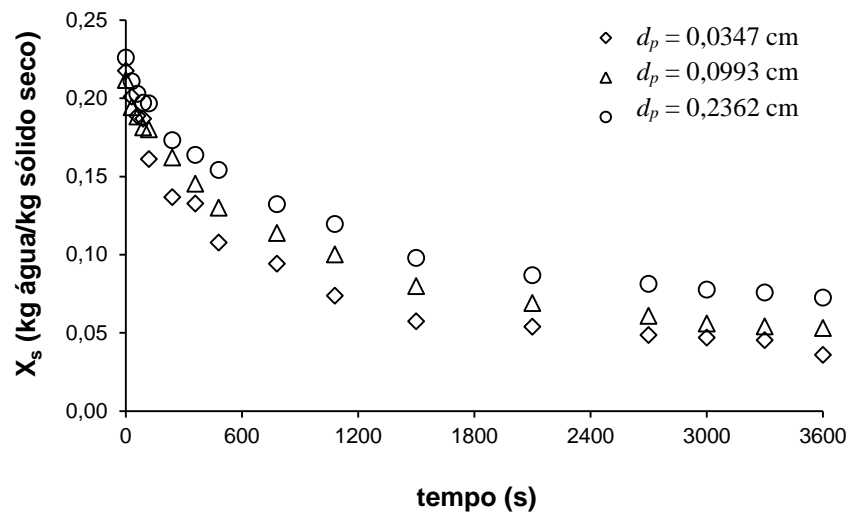


Figura 37. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de tamanhos de partícula. $H = 12,0$ cm, $v_{ar} = 2,06$ m/s.

5.1.5 Ajuste de Modelos Semi-empíricos aos Dados de Secagem

Os dados experimentais obtidos no secador de leito fluidizado para a secagem do farelo de soja foram modelados conforme as Equações 36 a 44. O comportamento dos modelos matemáticos, para cada uma das temperaturas, é mostrado nas Figuras 38 a 40.

As condições de velocidade do ar e de altura do leito de partículas para as três condições de temperatura apresentadas nas Figuras 38 a 40 correspondem a $H = 10,0$ cm e $v_{ar} = 1,64$ m/s.

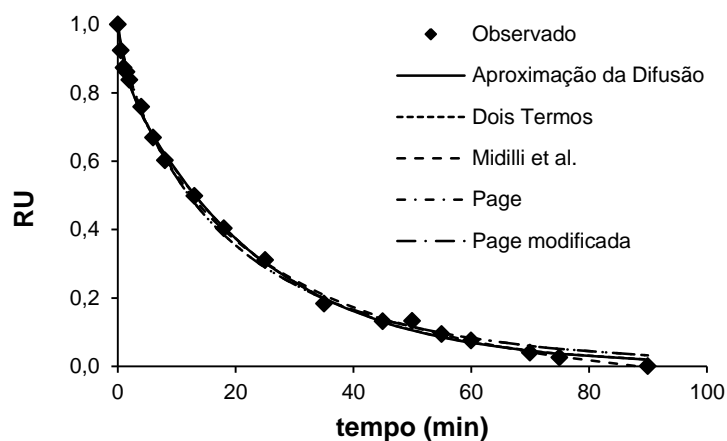
Pode-se observar a influência da temperatura no processo de secagem do farelo de soja pois, como previsto, o tempo de secagem diminui com o aumento da temperatura do ar. No entanto, este efeito é mais pronunciado quando se eleva a temperatura de 40° C para 50° C. Na comparação entre os resultados apresentados nas Figuras 39 e 40, que correspondem aos resultados para temperaturas de 50 e 60° C, não foi observada diferença significativa no tempo de secagem.

A Tabela 10 apresenta os valores encontrados do coeficiente de determinação (R^2) e do erro médio estimado (SE) para cada um dos nove modelos analisados para a secagem do farelo de soja, nas diferentes condições de temperatura. Na Tabela 10, observa-se que, para todos os modelos, e nas diferentes condições de temperatura, o coeficiente de determinação apresenta valores acima de 98 %. No entanto, os maiores valores apresentados foram para os modelos de Midilli *et al.*, Aproximação da Difusão, Dois Termos, Page e Page Modificado. Os menores valores do coeficiente de determinação encontrados foram para o modelo de Newton.

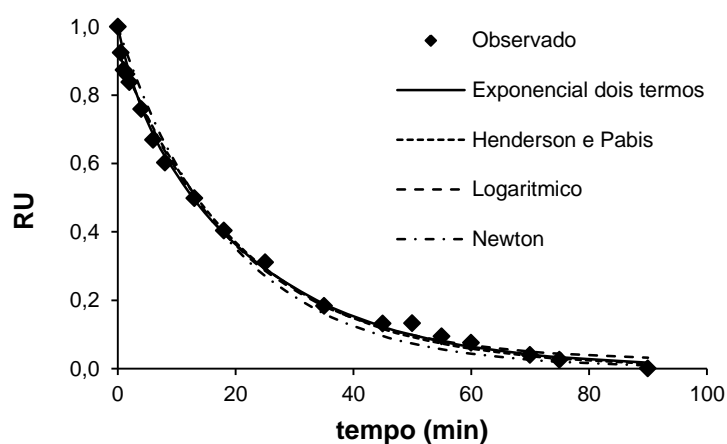
Em relação ao erro médio estimado, para a temperatura de 40° C, o menor valor encontrado foi para o modelo de Midilli *et al.*, seguido dos valores para os modelos Aproximação da Difusão, Dois Termos, Page e Page Modificado. Para a temperatura de 50° C, o menor valor encontrado foi para os modelos de Page e Page Modificado, seguido dos valores para os modelos de Midilli *et al.*, Aproximação da Difusão e Dois Termos. Para a temperatura de 60° C, o menor valor encontrado foi para os modelos de Page e Page Modificado, seguido dos valores para os modelos de Midilli *et al.*, Dois Termos e Aproximação da Difusão.

Desta forma, nas Figuras 38a a 40a, são apresentadas as curvas ajustadas com os modelos que apresentaram maiores valores do coeficiente de determinação e menores

valores do erro médio estimado. Nas Figuras 38b a 40b, são apresentadas as curvas ajustadas com os modelos que apresentaram menor coeficiente de determinação e maiores valores do erro médio estimado, para uma melhor visualização dos resultados.



(a)

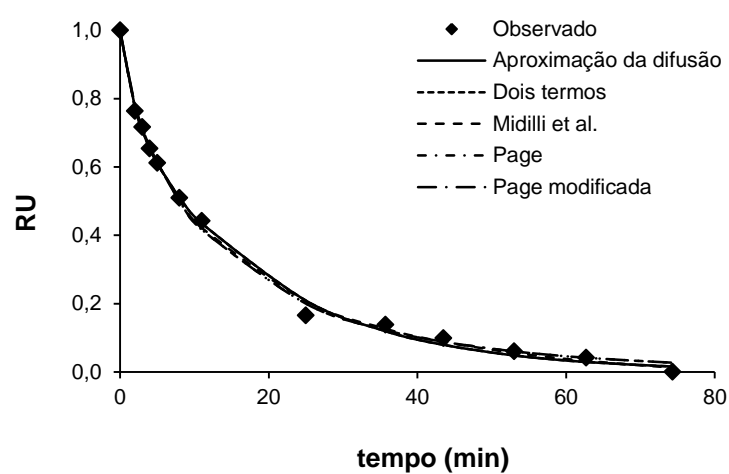


(b)

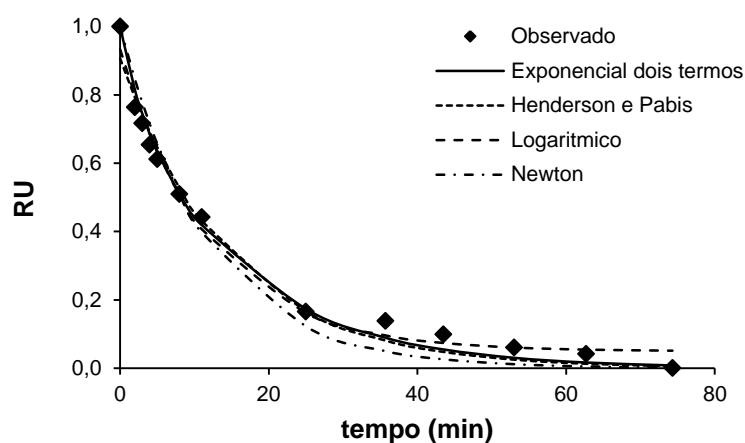
Figura 38. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais, $T = 40^{\circ} \text{C}$.

Os resultados obtidos estão de acordo com Srinivasakannan e Balasubramanian (2006) e, posteriormente em (2009), e Meziane (2011), que avaliaram o comportamento da secagem de produtos agrícolas em leito fluidizado e obtiveram resultados semelhantes. Srinivasakannan e Balasubramanian (2006,2009) ajustaram os modelos de Newton, Page, Henderson e Pabis, Exponencial de Dois Termos e Aproximação da Difusão aos dados de

secagem de rami (*Eleusine corocana*) e do milho miúdo (millet), respectivamente, obtidos em um secador de leito fluidizado. Estes autores encontraram que o modelo de Page foi o mais adequado na descrição do processo de secagem dos dois produtos utilizados em seus estudos. Meziane (2011) estudou a cinética da secagem em leito fluidizado do bagaço de azeitona. Este autor ajustou dez modelos aos dados de secagem obtidos, e concluiu que os modelos de Midilli *et al.*, Page, Page Modificado e Aproximação da Difusão foram os modelos mais adequados na descrição do processo de secagem do referido produto.



(a)



(b)

Figura 39. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais, T = 50° C.

O ajuste dos modelos matemáticos aos dados de secagem obtidos para as demais condições de velocidade do ar e altura do leito de partículas também foi realizado e os resultados obtidos estão apresentados no Apêndice A. No entanto, devido à extensão dos resultados, somente são apresentados os resultados com os modelos que melhor se ajustaram aos dados experimentais, ou seja, os modelos Aproximação da Difusão, Dois Termos, Midilli *et al.*, Page e Page Modificada. A Tabela 11 apresenta os valores estimados dos parâmetros dos modelos propostos.

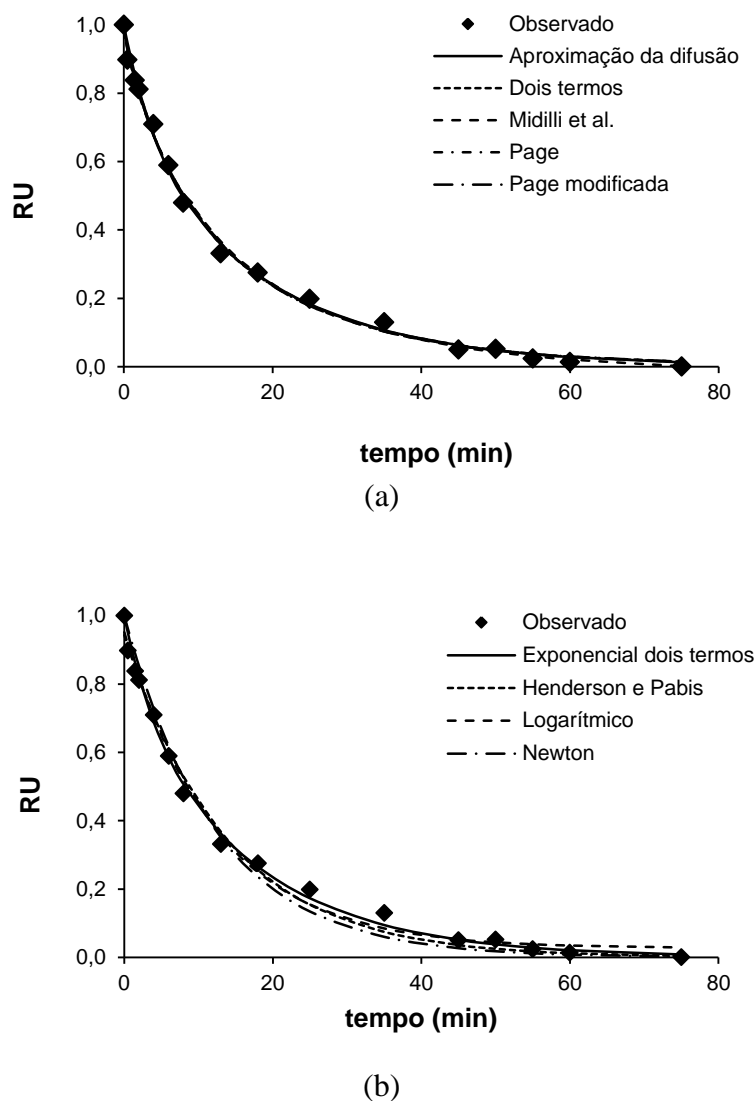


Figura 40. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais, $T = 60^{\circ} \text{C}$.

Tabela 10. Coeficientes de determinação (R^2) e erro médio estimado (SE) para os modelos analisados para a secagem do farelo de soja nas diferentes condições de temperatura.

T (°C)	Modelo	R^2	SE
40	Aproximação da difusão	0,9986	0,0141
	Dois termos	0,9987	0,0143
	Exponencial dois termos	0,9961	0,0229
	Henderson e Pabis	0,9949	0,0264
	Logarítmico	0,9953	0,0259
	Midilli <i>et al.</i>	0,9991	0,0119
	Newton	0,9845	0,0446
	Page	0,9974	0,0188
	Page Modificado	0,9974	0,0188
T (°C)	Modelo	R^2	SE
50	Aproximação da difusão	0,9974	0,0187
	Dois termos	0,9974	0,0197
	Exponencial dois termos	0,9915	0,0321
	Henderson e Pabis	0,9842	0,0438
	Logarítmico	0,9894	0,0377
	Midilli <i>et al.</i>	0,9978	0,0179
	Newton	0,9724	0,0554
	Page	0,9975	0,0175
	Page Modificado	0,9975	0,0175
T (°C)	Modelo	R^2	SE
60	Aproximação da difusão	0,9966	0,0224
	Dois termos	0,9972	0,0214
	Exponencial dois termos	0,9961	0,0233
	Henderson e Pabis	0,9928	0,0315
	Logarítmico	0,9941	0,0295
	Midilli <i>et al.</i>	0,9972	0,0211
	Newton	0,9876	0,0399
	Page	0,9971	0,0205
	Page Modificado	0,9971	0,0205

5.2 Resultados Numéricos

5.2.1 Curvas Características de Fluidização

As Figuras 41 a 43 apresentam uma comparação entre as curvas de fluidização experimentais e numéricas obtidas para diferentes alturas do leito de partículas. Estes resultados foram obtidos para farelo de soja apresentando um diâmetro médio de 0,2080 cm. Os pontos discretos esboçam os valores experimentais obtidos para a perda de carga em

função de valores crescentes e decrescentes da velocidade superficial do ar. As linhas mostram os valores numéricos usando diferentes correlações de arraste disponíveis no código numérico, a saber, as correlações de Syamlal – O’Brien, Gidaspow, Wen – Yu e Koch – Hill - Ladd. As equações que definem as correlações de Gidaspow, Wen – Yu e Koch – Hill – Ladd são apresentadas no Anexo A. A correlação de Syamlal – O’Brien foi apresentada anteriormente na metodologia numérica (Equação 88).

Tabela 11. Valores estimados dos parâmetros dos modelos propostos

T (°C)	Modelo	A	b	c	k	q	n
40	Aproximação da difusão	0,1295	0,0495		0,8524		
	Dois termos	0,8645	0,1249		0,0419	0,6905	
	Exponencial dois termos	0,1345			0,3228		
	Henderson e Pabis	0,9294			0,0461		
	Logarítmico	0,9137		0,0213	0,0495		
	Midilli <i>et al.</i>	0,9861	-0,0006		0,0969		0,7632
	Newton				0,0522		
	Page				0,0956		0,7962
	Page Modificado				0,0524		0,7962
50	Aproximação da difusão	0,2295	0,0996		0,5242		
	Dois termos	0,7701	0,2284		0,0511	0,5202	
	Exponencial dois termos	0,1759			0,3542		
	Henderson e Pabis	0,9068			0,0677		
	Logarítmico	0,8842		0,0494	0,0824		
	Midilli <i>et al.</i>	0,9974	-0,0003		0,1529		0,7172
	Newton				0,0839		
	Page				0,1484		0,7406
	Page Modificado				0,0761		0,7406
60	Aproximação da difusão	0,3109	0,2226		0,2389		
	Dois termos	0,6514	0,3255		0,0518	0,1929	
	Exponencial dois termos	0,2197			0,2744		
	Henderson e Pabis	0,9433			0,0725		
	Logarítmico	0,9253		0,0266	0,0791		
	Midilli <i>et al.</i>	0,9945	-0,0002		0,1265		0,8014
	Newton				0,0803		
	Page				0,1259		0,8135
	Page Modificado				0,0783		0,8135

Cada curva simulada foi obtida por meio de 21 simulações envolvendo diferentes velocidades do ar. Para cada simulação, foram obtidos gráficos da flutuação da pressão em função do tempo. O valor da perda de carga utilizado como resultado de cada simulação foi o valor médio. A Figura 44 representa um gráfico típico usado na determinação de um ponto simulado. Esta figura mostra que existe uma flutuação de pressão em torno de um valor médio de 440 Pa. Este valor foi obtido para uma velocidade superficial do ar igual a 1,28 m/s, para uma altura do leito igual a 7,5 cm, e adotado para a composição da curva característica de fluidização, juntamente com os demais valores obtidos para as diferentes velocidades do ar.

Na análise dos resultados apresentados nas Figuras 41 a 43, consideram-se duas regiões, o estado de leito fixo, com velocidades abaixo da velocidade mínima de fluidização e maior variação da perda de carga, e o estado fluidizado com velocidades maiores, acima da mínima de fluidização, e menor variação da perda de carga.

Na região de estado de leito fixo, os valores preditos da perda de carga, obtidos por meio da correlação de Syamlal-O'Brien, estão abaixo dos valores experimentais da perda de carga para todas as alturas do leito e velocidades superficiais do ar de até 0,5 m/s, apresentando boa concordância com os dados experimentais para velocidades superiores. Já os valores preditos, empregando-se as correlações de Gidaspow e Koch – Hill – Ladd, são maiores que os valores experimentais para velocidades acima de 0,24 m/s, enquanto que os valores preditos, por meio da correlação de Wen – Yu apresentam os maiores valores da perda de carga obtidos no estado de leito fixo.

No estado fluidizado, o emprego das quatro correlações produz resultados numéricos satisfatórios quando comparados aos resultados experimentais. No entanto, as correlações de Syamlal – O'Brien e de Koch – Hill – Ladd apresentam os menores desvios em relação aos dados experimentais, apresentando uma boa concordância com os mesmos. Os resultados preditos utilizando as correlações de Wen – Yu e Gidaspow apresentam um maior desvio em relação aos dados experimentais. Estes resultados mostraram também, que os valores preditos da velocidade mínima de fluidização não são afetados quando são utilizadas diferentes condições de altura do leito de partículas.

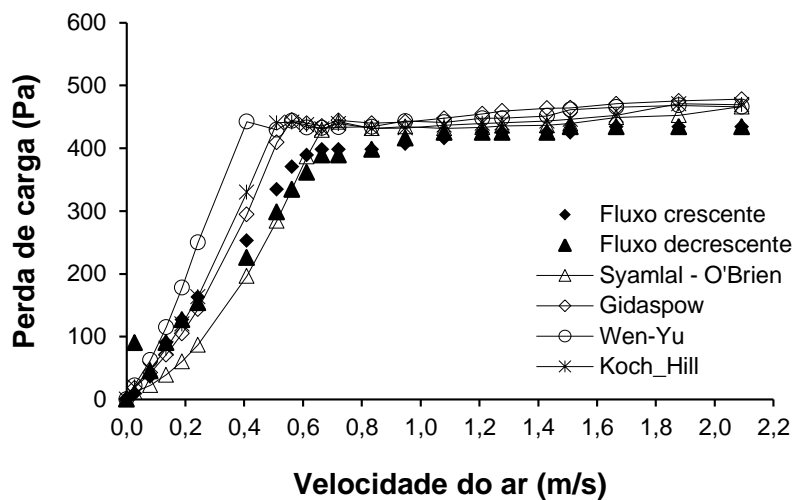


Figura 41. Curva característica de fluidização para $H = 7,5$ cm, $d_p = 0,2080$ cm.
Experimental vs. numérico.

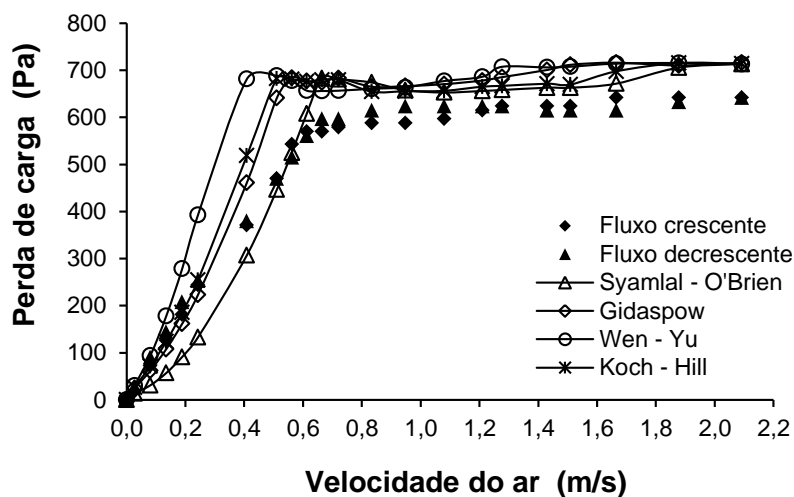


Figura 42. Curva característica de fluidização para $H = 10,0$ cm, $d_p = 0,2080$ cm.
Experimental vs. numérico

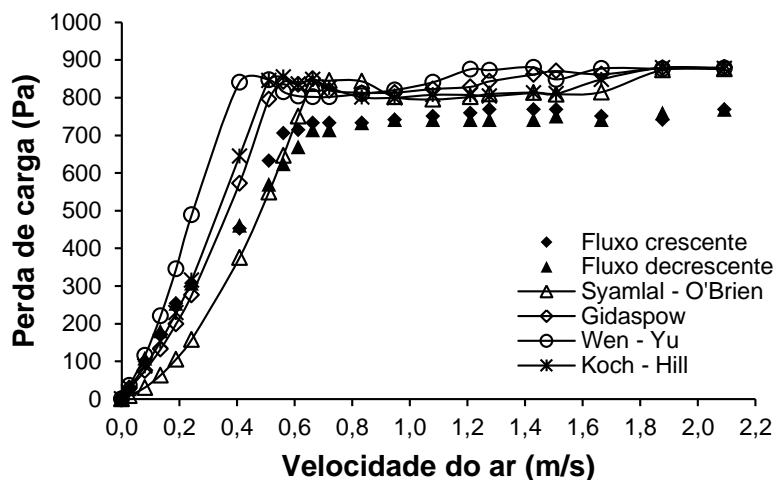


Figura 43. Curva característica de fluidização para $H = 12,0$ cm, $d_p = 0,2080$ cm.

Experimental vs. numérico

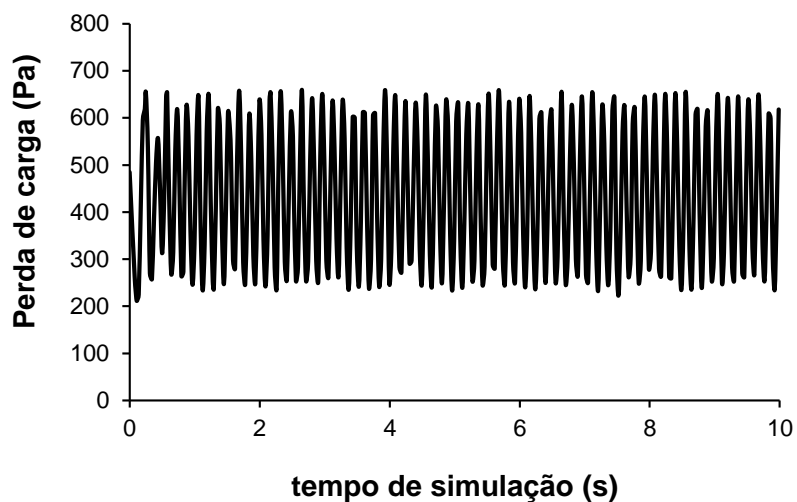


Figura 44. Flutuação de pressão típica de leito fluidizado.

A Figura 45 apresenta o efeito nos resultados numéricos para as diferentes correlações do termo de arraste no grau de decaimento do teor de umidade dos sólidos em função do tempo para o farelo de soja. Para este caso de estudo, as simulações

computacionais foram realizadas para 660 segundos. Pode-se observar que as correlações de Wen – Yu, Koch – Hill - Ladd e Gidaspow predizem o mesmo grau de decréscimo do teor de umidade do farelo de soja em função do tempo de secagem. A correlação de Syamlal – O'Brien apresenta uma boa concordância com os resultados experimentais e, além disso, é a única correlação que pode ser ajustada para a velocidade mínima de fluidização sendo, desta forma, utilizada em todas as demais simulações realizadas no presente trabalho.

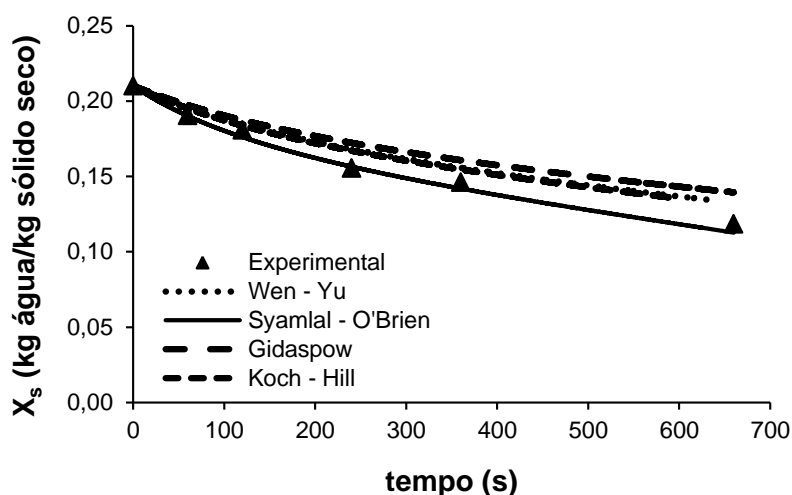


Figura 45. Efeito das diferentes correlações de arraste nos resultados numéricos da secagem

5.2.2 Comparativo Numérico e Experimental das Curvas de Secagem do Farelo de Soja.

As Figuras 46 a 48 apresentam um comparativo entre os resultados numéricos e experimentais das curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de temperatura, altura do leito e velocidade superficial do ar de secagem.

As condições iniciais e de contorno utilizadas nas simulações numéricas são apresentadas na Tabela 2. Na Figura 46, as condições iniciais de temperatura do ar, altura do leito de partículas e velocidade superficial do ar utilizadas nas simulações são referentes às condições experimentais do caso apresentado na Tabela 7, sendo iguais a: $T_{ar} = 40^{\circ} C$, $H = 10,0$ cm e $v_{ar} = 1,64$ m/s. Para fins de simulação, as paredes do leito foram consideradas isoladas termicamente.

O teor de umidade de equilíbrio, necessário para a determinação da taxa de evaporação da umidade, de acordo com a Equação 64, foi considerado, para todas as simulações realizadas, como sendo igual à média aritmética dos três últimos valores do teor de umidade do sólido encontrados experimentalmente.

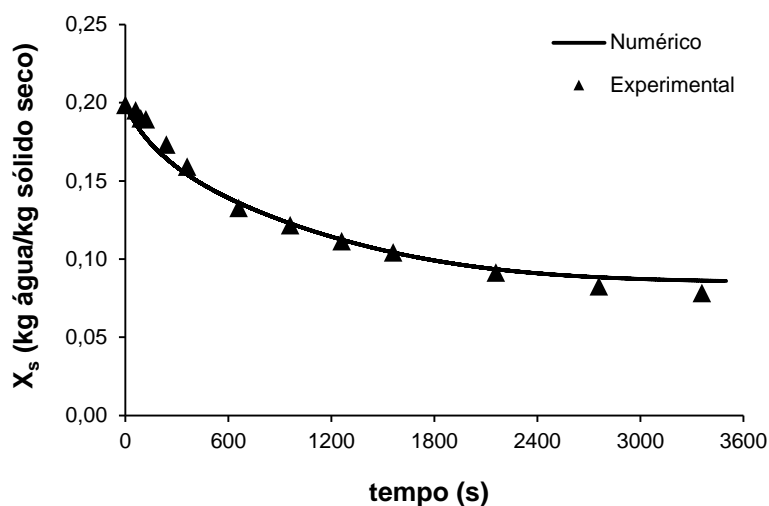


Figura 46. Curva de secagem do farelo de soja em função do tempo.

Numérico vs. Experimental. $T_{ar} = 40^{\circ} \text{C}$, $H = 10,0 \text{ cm}$, $v_{ar} = 1,64 \text{ m/s}$, $d_p = 0,2080 \text{ cm}$.

As condições iniciais de temperatura do ar, altura do leito de partículas e velocidade superficial do ar, utilizadas nas simulações referentes às condições experimentais do caso apresentado na Figura 47, são iguais a: $T_{ar} = 50^{\circ} \text{C}$, $H = 7,5 \text{ cm}$ e $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$. Para o caso apresentado na Figura 48, as condições são: $T_{ar} = 60^{\circ} \text{C}$, $H = 7,5 \text{ cm}$ e $v_{ar} = 1,01 \text{ m/s}$.

É possível observar, nas Figuras 46 a 48, uma boa concordância entre os resultados numéricos, obtidos por meio de simulações computacionais, e os resultados experimentais nas condições analisadas. Ou seja, o modelo matemático disponível no código MFIX, constituído pelas equações conservativas de massa, calor e momento para cada uma das fases (fluida e sólida) e por equações constitutivas, necessárias para o “fechamento” das equações de balanço e, ainda, implementado com a correlação de transferência de massa, apresentada na Equação 64, é adequado para prever o processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado. Pode-se dizer que a principal vantagem do modelo matemático é que o comportamento do processo de secagem pode ser predito com uma boa concordância com os resultados experimentais, pois a fluidodinâmica do leito fluidizado está incorporada com a transferência de massa e de calor.

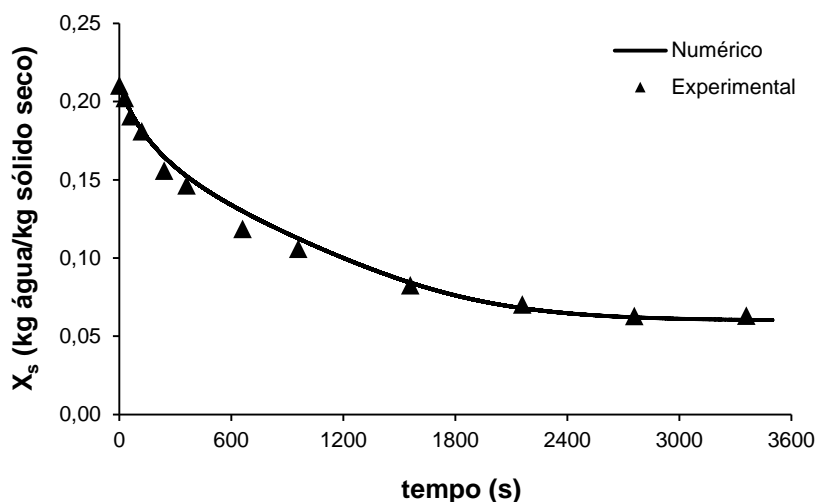


Figura 47. Curva de secagem do farelo de soja em função do tempo.

Numérico vs. experimental. $T_{ar} = 50^{\circ} \text{C}$, $H = 7,5 \text{ cm}$, $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$, $d_p = 0,2080 \text{ cm}$.

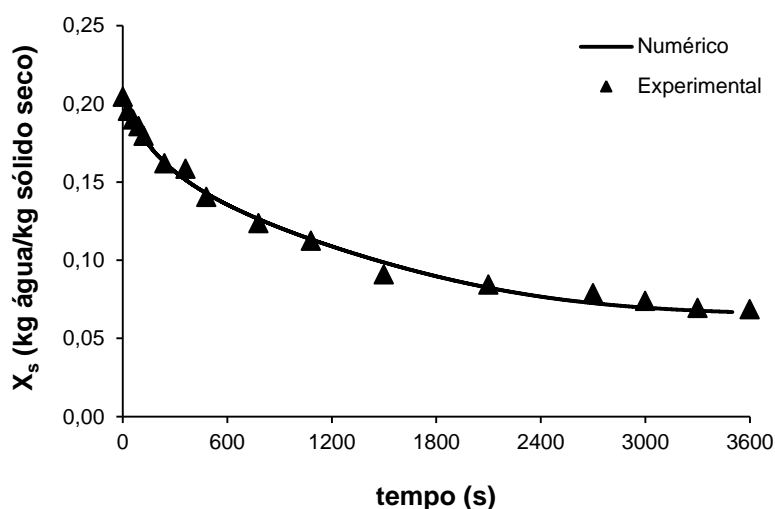


Figura 48. Curva de secagem do farelo de soja. Numérico vs. experimental.

$T_{ar} = 60^{\circ} \text{C}$, $H = 7,5 \text{ cm}$, $v_{ar} = 1,01 \text{ m/s}$, $d_p = 0,2080 \text{ cm}$.

Resultados semelhantes aos encontrados no presente trabalho, referentes à comparação de dados obtidos experimentalmente e numericamente, via CFD, para as curvas de secagem, foram apresentados em Assari *et al.* (2007). Estes autores também utilizaram em seu trabalho a modelagem Euleriana – Euleriana e um sistema de coordenadas cilíndricas

bidimensionais (2D), com simetria em relação ao eixo. No entanto, os resultados apresentados por estes autores foram de apenas 250 segundos do processo de secagem.

A Tabela 12 apresenta o tempo real de simulação para cada uma das situações das Figuras 46 a 48. Cabe ressaltar que foi considerado um tempo de secagem para a realização das simulações apresentadas nas Figuras 46 a 48, de 3600 segundos.

Tabela 12. Tempo real de simulação para os casos apresentados nas Figuras 46 a 48.

Figura	Tempo real de simulação (h)	Número de células (radial x axial)
46	40	5 x 20
47	76	5 x 20
48	55	5 x 20

A opção de se utilizar uma malha mais “grosseira” foi em virtude de favorecer resultados para tempos maiores de processo, como os apresentados no presente trabalho. Para o tempo de processo que foi escolhido para simular uma curva de secagem do farelo de soja, o tempo de simulação real requerido, ou seja, o esforço computacional, seria muito grande se fossem utilizadas malhas mais refinadas. No entanto, cabe ressaltar, que o MFIX emprega o método dos volumes finitos para a discretização das equações de transporte e, segundo Patankar (1980), o emprego deste método fornece bons resultados mesmo quando malhas mais “grosseiras” são utilizadas.

Com o objetivo de avaliar a capacidade preditiva do modelo matemático e a precisão dos resultados numéricos, simulações computacionais foram realizadas para duas das diferentes condições de velocidade superficial do ar apresentadas na Figura 32. A comparação entre os resultados numéricos e experimentais é apresentada na Figura 49. As condições experimentais, bem como as condições iniciais de simulação, relativas à temperatura do ar, altura do leito de partículas e teor de umidade inicial do ar foram apresentadas na Tabela 8.

A Tabela 13 apresenta o tempo real de simulação requerido para realizar as simulações de cada um dos casos apresentados na Figura 49.

Os resultados experimentais obtidos, com o intuito de investigar a influência da velocidade superficial do ar no processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado, mostraram que quando considerando velocidades que correspondem a $2,6 u_{mf}$ e $3,2 u_{mf}$, ou seja, 1,64 e 2,06 m/s, respectivamente, este parâmetro não exerce influência sobre o processo em questão. Desta forma, simulações numéricas foram realizadas, baseadas no caso

apresentado na Figura 35, com condições iniciais de temperatura e altura do leito de partículas iguais a 60° C e 12,0 cm, respectivamente, considerando-se as velocidades do ar iguais a 1,64 m/s e 2,06 m/s. A comparação entre os resultados numéricos e experimentais é apresentada na Figura 50.

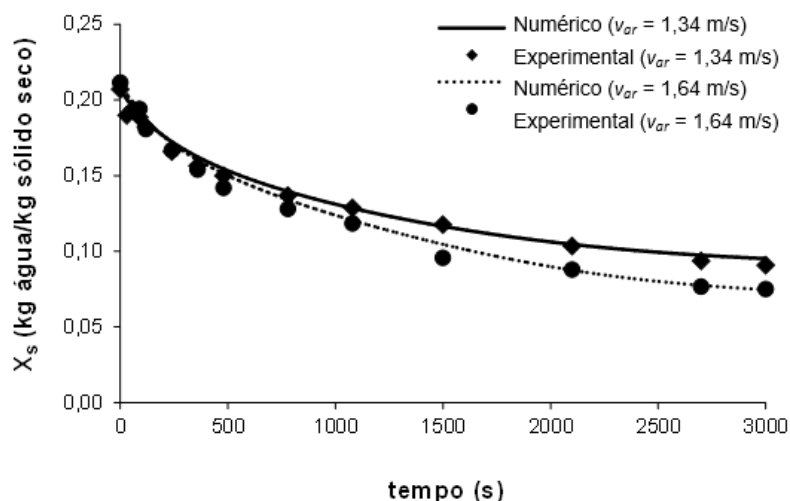


Figura 49. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de velocidade superficial do ar. Numérico vs. experimental. $T_{ar} = 40^{\circ}$ C, $H = 7,5$ cm

Tabela 13. Tempo real de simulação para os casos apresentados na Figura 49.

v_{ar} (m/s)	Tempo real de simulação (h)	Número de células (radial x axial)
1,34	56	5 x 20
1,64	59	5 x 20

Pode-se observar, nas Figuras 49 e 50, uma boa concordância entre os resultados numéricos e experimentais. O modelo matemático foi capaz de prever a dependência do processo de secagem com a velocidade superficial do agente secante, encontrada experimentalmente quando utilizadas menores velocidades do ar. A não influência deste parâmetro no processo de secagem, para maiores velocidades superficiais do ar, também foi captada pelo modelo.

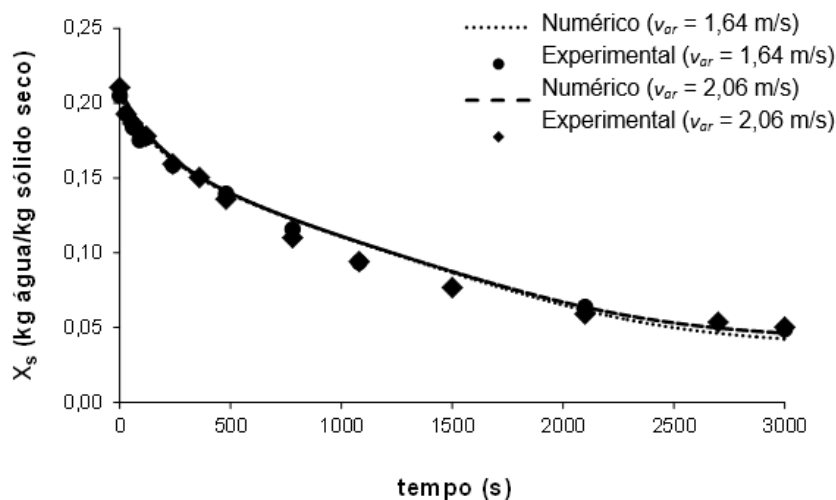


Figura 50. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de velocidade superficial do ar. Numérico vs. experimental. $T_{ar} = 60^\circ$ C, $H = 12,0$ cm.

Como discutido anteriormente, esta dependência do processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado com a velocidade do ar, mesmo que este processo ocorra à taxa de secagem decrescente, para menores velocidades, pode estar relacionado ao regime de fluidização, que pode acarretar menores taxas de transferência de calor e massa no leito durante o processo de secagem. A partir desta análise, pode-se dizer que as simulações de CFD fornecem detalhes da transferência de calor e massa no secador de leito fluidizado e predizem o efeito no processo de secagem de parâmetros do processo, como no caso, a velocidade superficial do ar. Adicionalmente, pode-se afirmar que a correlação proposta por Luz *et al.* (2009) para o coeficiente de transferência de massa é adequada para aplicações de secagem do farelo de soja em leito fluidizado, nas condições estudadas.

A Tabela 14 apresenta o tempo real de simulação requerido para realizar as simulações de cada um dos casos apresentados na Figura 50.

Tabela 14. Tempo real de simulação para os casos apresentados nas Figura 50.

v_{ar} (m/s)	Tempo real de simulação (h)	Número de células (radial x axial)
1,64	66	5 x 20
2,06	61	5 x 20

Resultados numéricos de secagem foram obtidos para diferentes condições de altura do leito de partículas, mantendo-se as mesmas condições de temperatura e velocidade superficial do agente secante, conforme resultados experimentais apresentados na Figura 27, que corresponde ao caso em que a temperatura inicial e a velocidade superficial do ar eram iguais a 60° C e 2,06 m/s, respectivamente. A comparação entre os resultados obtidos por meio das simulações de CFD e os resultados experimentais é apresentada na Figura 51.

A Tabela 15 apresenta o tempo real de simulação requerido para realizar as simulações de cada um dos casos apresentados na Figura 51.

Tabela 15. Tempo real de simulação para os casos apresentados na Figura 51.

<i>H</i> (cm)	Tempo real de simulação (h)	Número de células (radial x axial)
7,5	109	5 x 20
10,0	111	5 x 20
12,0	112	5 x 20

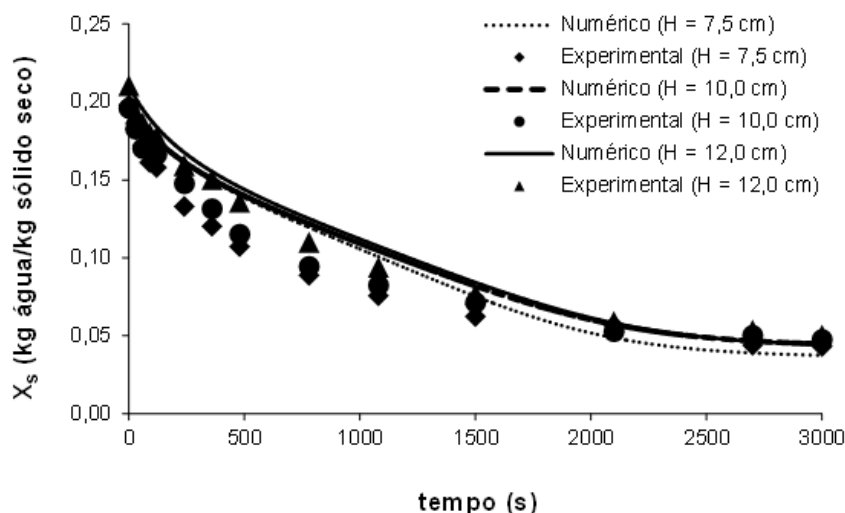


Figura 51. Curvas de secagem do farelo de soja em diferentes condições de altura do leito de partículas. Numérico vs. experimental. $T_{ar} = 60^{\circ} \text{C}$, $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$.

É possível observar na Figura 51, uma concordância qualitativa entre os resultados numéricos e experimentais para as diferentes condições de altura do leito de partículas, considerando-se as mesmas condições de temperatura inicial e velocidade do ar. Entretanto, observa-se que alterando somente a condição inicial de altura do leito de partículas, para as

simulações numéricas, não há diferenças significativas nos resultados numéricos das curvas de secagem.

Na Figura 52, curvas simuladas de secagem do farelo de soja em função do tempo para diferentes condições iniciais de tamanho das partículas são apresentadas. Os casos experimentais utilizados para a comparação com os resultados numéricos foram apresentados na Figura 36. Para a realização das simulações apresentadas na Figura 52, foi considerado um tempo de secagem de 2000 segundos, considerando-se que para este tempo, é possível ter um bom comparativo dos resultados numéricos e experimentais.

É possível observar na Figura 52, uma boa concordância entre os resultados numéricos e experimentais, principalmente para condições de tamanho das partículas iguais a 0,0993 cm e 0,2362 cm. Os maiores desvios foram encontrados quando utilizando partículas com menor diâmetro médio, no entanto, os desvios apresentados em relação aos resultados experimentais estão em torno de 17 %.

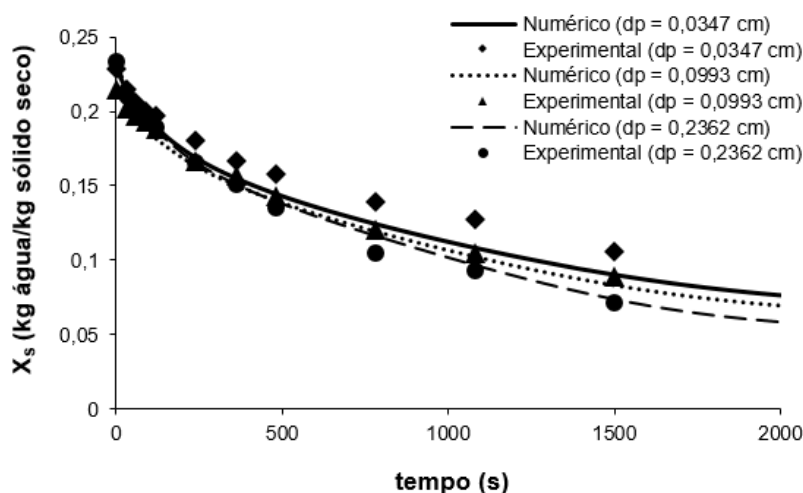


Figura 52. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de tamanho das partículas. Numérico vs. experimental. $T_{ar} = 40^{\circ} C$, $H = 7,5$ cm, $v_{ar} = 1,64$ m/s.

A Tabela 16 apresenta o tempo real de simulação requerido para realizar as simulações de cada um dos casos apresentados na Figura 52.

Tabela 16. Tempo real de simulação para os casos apresentados na Figura 52.

d_p (cm)	Tempo real de simulação (h)	Número de células (radial x axial)
0,0347	73	5 x 20
0,0993	73	5 x 20
0,2362	73	5 x 20

A Figura 53 apresenta comparativo numérico e experimental das curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de temperatura inicial do ar. As condições iniciais de altura do leito de partículas e velocidade superficial do ar foram, respectivamente, $H = 7,5$ cm e $v_{ar} = 1,64$ m/s. O diâmetro médio da partícula utilizado foi de 0,2080 cm. Observa-se na Figura 53, uma boa concordância entre os resultados numéricos e experimentais. Os maiores desvios encontrados foram em relação à temperatura de 60° C, sendo que, para as temperaturas de 40 e 50° C, quase não se observa diferenças significativas entre os valores numéricos e experimentais.

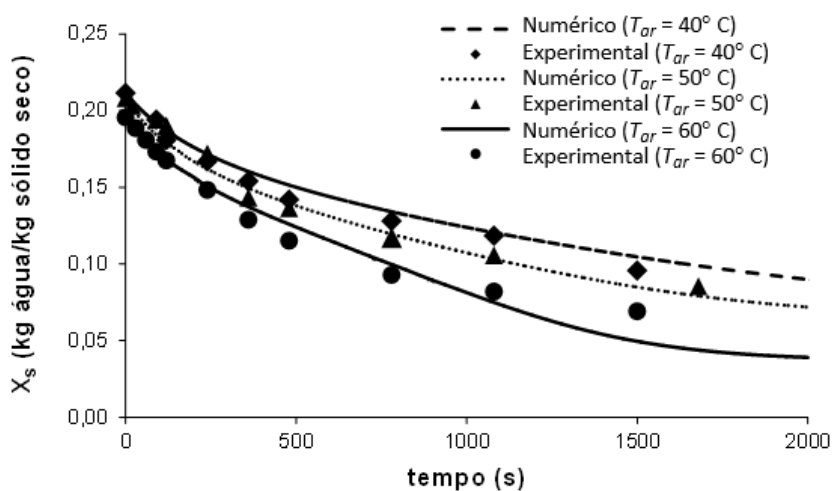


Figura 53. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de temperatura inicial do ar de secagem. Numérico vs. experimental. $H = 7,5$ cm, $v_{ar} = 1,64$ m/s.

Os resultados numéricos de secagem mostram a capacidade preditiva do modelo matemático, e a sensibilidade do mesmo em relação à variação das condições de operação

utilizadas no presente estudo. Ainda, é possível afirmar que, mesmo empregando-se um sistema de coordenadas cilíndricas bidimensional (2D) e uma malha menos refinada, as simulações de CFD, utilizando o código MFIX fornecem resultados qualitativos muito bons.

A Tabela 17 apresenta o tempo real de simulação requerido para realizar as simulações de cada um dos casos apresentados na Figura 53.

Tabela 17. Tempo real de simulação para os casos apresentados na Figura 53.

T_{ar} (°C)	Tempo real de simulação (h)	Número de células (radial x axial)
40	59	5 x 20
50	46	5 x 20
60	48	5 x 20

5.2.3 Resultados Numéricos de Temperatura

A Figura 54 apresenta um comparativo entre as curvas de temperatura do ar obtidas experimentalmente e por meio de simulações numéricas. Estas curvas foram obtidas considerando-se uma temperatura inicial do ar de secagem igual a 40° C (313 K), altura do leito de partículas e velocidade superficial do ar igual a 10,0 cm e 1,64 m/s, respectivamente. Observa-se na Figura 54, que os valores preditos para a temperatura do ar estão em boa concordância com os valores experimentais, apresentando um desvio médio de 2,3% em relação às medidas experimentais. O mesmo comportamento da temperatura do ar, observado experimentalmente, pode ser observado no perfil numérico. Ou seja, a temperatura experimental do ar, inicialmente a 40° C (313 K), apresenta uma queda abrupta nos primeiros 80 segundos do processo, chegando a um valor mínimo próximo de 16° C (289 K), passando então, a elevar-se gradativamente até atingir um valor constante de aproximadamente 35° C (308 K). Por outro lado, a temperatura simulada do ar apresenta um decréscimo levemente menor, de 40° C (313 K) para 21° C (294 K), com subsequente elevação até atingir valor constante e igual à temperatura inicial. Cabe ressaltar aqui que, para fins de simulação, as paredes do leito foram consideradas isoladas termicamente, como colocado anteriormente.

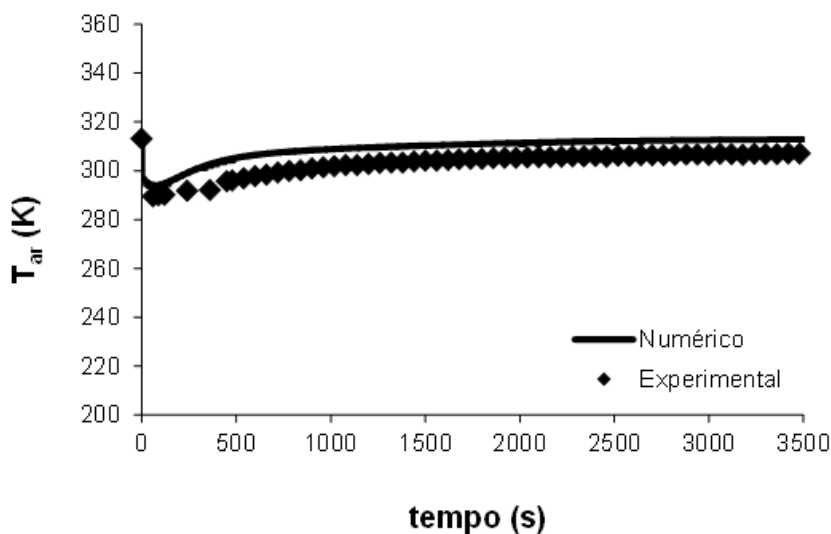


Figura 54. Perfil numérico e experimental da temperatura do ar.
(condições iniciais: $T_{ar} = 40^{\circ} \text{C}$, $v_{ar} = 1,64 \text{ m/s}$, $H = 10,0 \text{ cm}$).

Nas mesmas condições utilizadas na obtenção das curvas apresentadas na Figura 54, curvas experimental e numérica da umidade absoluta do ar foram obtidas. É possível observar na Figura 55, uma maior diferença entre resultados numéricos e experimentais no período inicial do processo de secagem. Esta diferença diminui gradativamente, chegando a valores muito próximos no decorrer do processo. No entanto, os resultados numéricos representam adequadamente o comportamento da umidade do ar durante o processo de secagem, ou seja, um aumento súbito destes valores nos instantes iniciais do processo com posterior diminuição gradativa dos mesmos até atingir um valor constante, muito próximo ao valor inicial da umidade do ar, significando que o sólido está completamente seco. O valor inicial da umidade do ar, nestas condições foi de 0,0028 e o valor final obtido experimentalmente foi de 0,0032. O valor final da umidade, obtida numericamente, corresponde a 0,0029.

Este comportamento da umidade relativa do ar com o tempo de secagem observado experimentalmente, também foi encontrado por Luz (2010). A umidade é retirada do sólido a partir do fornecimento de calor por um meio secante que apresenta uma concentração de umidade inferior em relação à concentração de equilíbrio. A tendência é o sistema entrar em equilíbrio mássico e térmico. A umidade relativa do ar irá aumentar durante o período em

que a umidade do farelo de soja é mais fácil de ser removida e, então, diminui gradativamente, indicando que ocorre pouca remoção de umidade do sólido. Por outro lado, o decréscimo na temperatura do sólido nos instantes iniciais de secagem ocorre pois, o ar, que está a uma temperatura superior à do sólido, cede energia para vaporizar a umidade presente no farelo de soja. Cabe ressaltar que o tempo decorrido entre o decréscimo e o início da elevação da temperatura, e entre o aumento da umidade do ar, e o início do decréscimo da mesma foi o mesmo. Este comportamento se dá nos primeiros 80 segundos de processo.

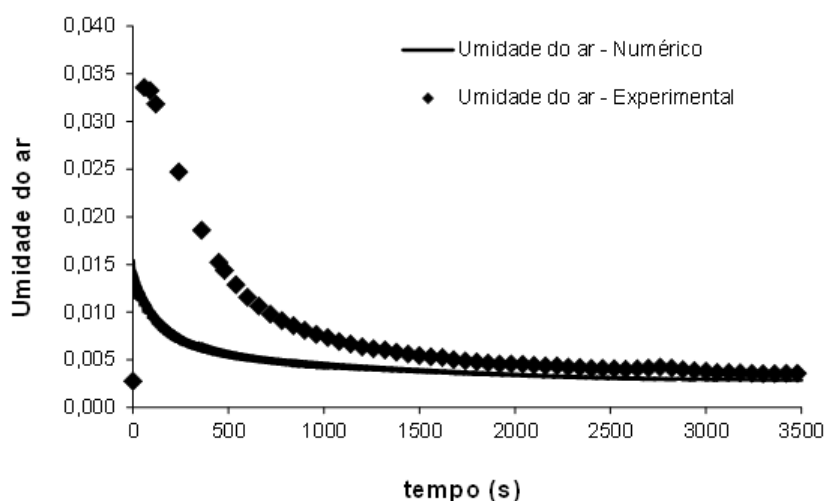


Figura 55. Umidade do ar em função do tempo de secagem.

(condições iniciais: $T_{ar} = 40^{\circ} \text{C}$, $H = 10,0 \text{ cm}$, $v_{ar} = 1,64 \text{ m/s}$).

Diante de limitações pertinentes ao módulo experimental utilizado na obtenção dos dados de secagem do farelo de soja, não foi possível determinar experimentalmente sua temperatura no interior do leito durante o processo de secagem. No entanto, dados numéricos da temperatura do sólido foram obtidos por meio de simulações computacionais. A Figura 56 representa os perfis numéricos da temperatura do ar e do sólido, considerando-se as seguintes condições iniciais: altura do leito de partículas igual a 7,5 cm e temperatura e velocidade superficial do ar igual 313 K (40°C) e 2,06 m/s, respectivamente.

A temperatura inicial do sólido foi considerada igual à temperatura ambiente nas simulações computacionais. Observa-se, na Figura 56, que a temperatura do sólido apresenta um leve decréscimo nos instantes iniciais da secagem, passando então a elevar-se gradativamente. Este mesmo comportamento foi observado em Luz (2010), na simulação dos perfis de temperatura do farelo de soja em um secador rotativo com aquecimento indireto

para menores valores da temperatura de vapor nos tubos. Este tipo de comportamento deve-se às altas taxas de evaporação da umidade nos instantes iniciais do processo, levando ao declínio da temperatura do sólido neste período. Adicionalmente, observa-se que as diferenças de temperatura entre o sólido e o ar são desprezíveis na maior parte do processo. Foi observada uma diferença máxima de 9,6% em relação à temperatura do ar no instante de 1,7 segundos. Este comportamento permite afirmar a possibilidade de medir apenas a temperatura do ar no leito, e inferir como sendo praticamente a temperatura do sólido, caracterizando um leito praticamente isotérmico.

A Figura 57 representa os perfis de temperatura do ar e do sólido para as seguintes condições iniciais: altura do leito de partículas igual a 7,5 cm e temperatura e velocidade superficial do ar de secagem iguais a 333 K (60° C) e 2,06 m/s, respectivamente. Ou seja, as mesmas condições de altura do leito de partículas e velocidade superficial do ar utilizadas na obtenção dos perfis apresentados na Figura 56. No entanto, observa-se que a temperatura do sólido não apresenta um decréscimo nos seus valores iniciais como foi observado quando considerando uma temperatura do ar de secagem de 40° C (313 K). Inicialmente à temperatura ambiente, 25° C (298 K), a temperatura do sólido apresenta um perfil crescente e encontra-se em equilíbrio com a temperatura do ar durante quase todo o processo.

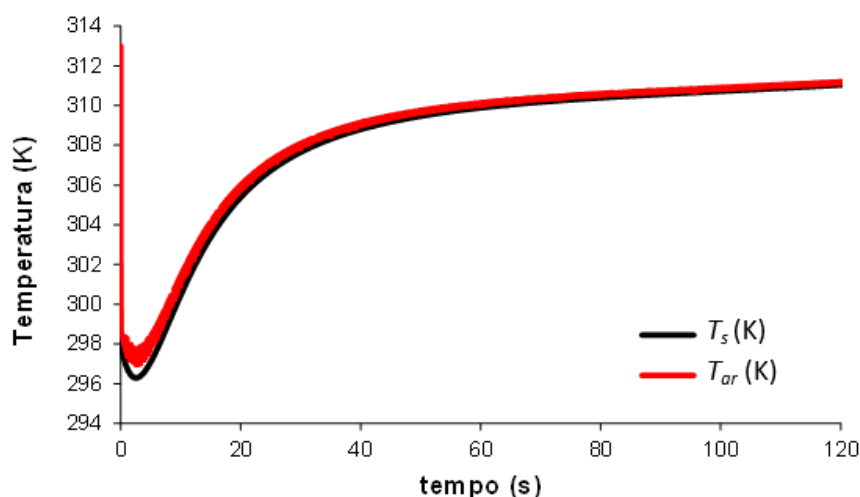


Figura 56. Perfil de temperatura do ar e do sólido via CFD, em função do tempo.

(condições iniciais: $T_{ar} = 40^{\circ}\text{C}$, $v_{ar} = 2,06\text{ m/s}$, $H = 7,5\text{ cm}$).

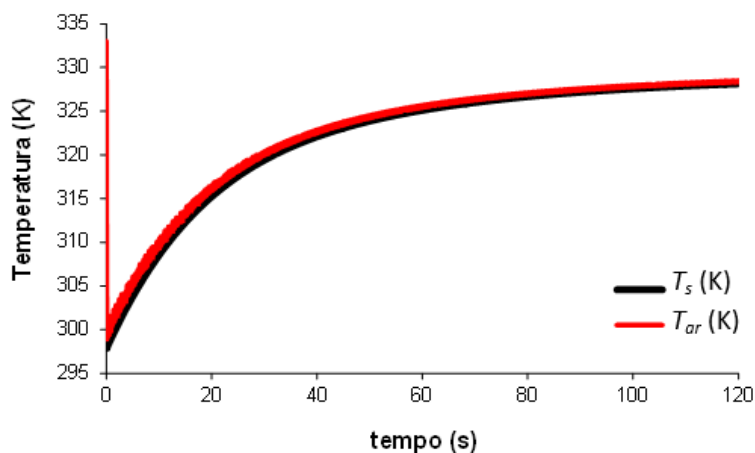
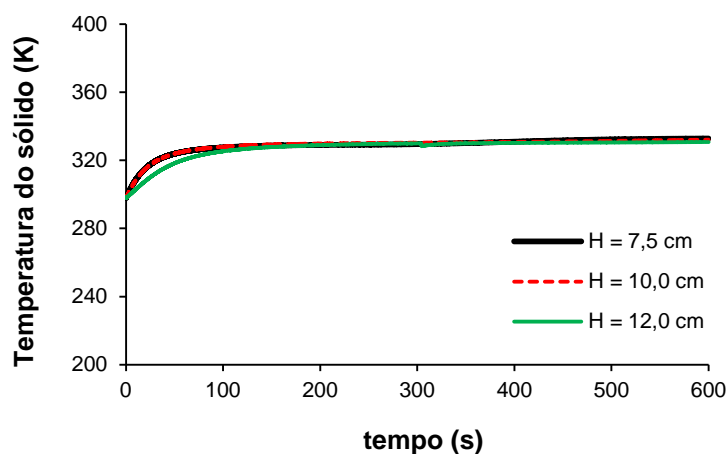


Figura 57. Perfil de temperatura do ar e do sólido via CFD, em função do tempo.

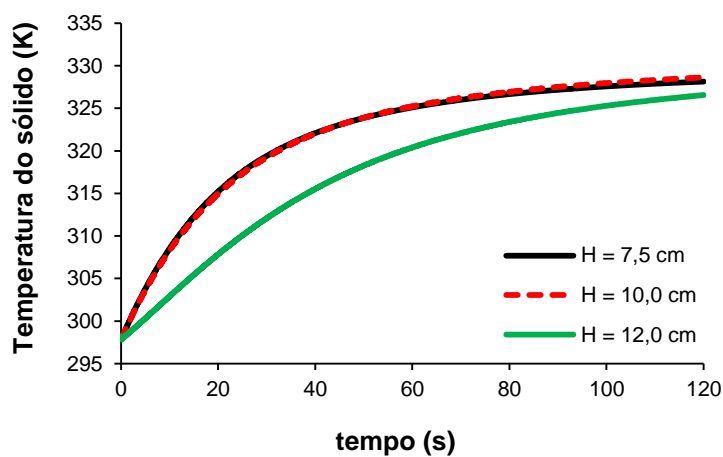
(condições iniciais: $T_{ar} = 60^\circ \text{C}$, $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$, $H = 7,5 \text{ cm}$).

Os perfis de temperatura do sólido e do ar com o tempo, apresentados nas Figuras 56 e 57, foram obtidos considerando-se uma localização fixa na região densa do leito. No entanto, vale ressaltar, que foi investigado os perfis da temperatura do sólido e do ar com o tempo em diferentes localizações na região densa do leito fluidizado, porém não foram encontradas diferenças nos valores das temperaturas para as diferentes localizações.

A Figura 58 mostra os resultados numéricos obtidos para a temperatura do sólido em diferentes condições de altura do leito de partículas. As condições iniciais de temperatura e velocidade superficial do ar utilizadas na obtenção destas curvas foram: $T_{ar} = 60^\circ \text{C}$ e $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$. Na Figura 58, as curvas (a) e (b) representam os mesmos resultados numéricos, porém para tempos de simulação diferentes, 600 e 120 segundos, respectivamente. O motivo para tal é para que se possa ter a clareza de que, a partir de um determinado período de tempo, as temperaturas do sólido, para as diferentes condições de altura do leito, alcançam o mesmo patamar e seguem sem alterações até o final do processo. No entanto, para ter uma maior clareza do que acontece no início do processo, o item b da Figura 58 apresenta resultados para um tempo menor. É possível observar, que para uma maior altura do leito de partículas, ($H = 12,0 \text{ cm}$), um tempo maior será necessário para que a temperatura do sólido alcance uma condição constante. Porém, não foram observadas diferenças significativas entre as temperaturas do sólido para alturas equivalentes a 7,5 e 10,0 cm.



(a)



(b)

Figura 58. Perfil simulado de temperatura do sólido em função do tempo de secagem para diferentes condições de altura do leito. $T_{ar} = 60^{\circ} \text{C}$, $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$.

Com o objetivo de investigar o comportamento da temperatura do sólido e da temperatura do ar para diferentes condições de velocidade superficial do agente secante, curvas numéricas das temperaturas do sólido e do ar em função do tempo de secagem foram obtidas. A Figura 59 apresenta os resultados obtidos considerando-se uma temperatura inicial do ar igual a 40°C (313 K) e altura do leito de partículas igual a 7,5 cm.

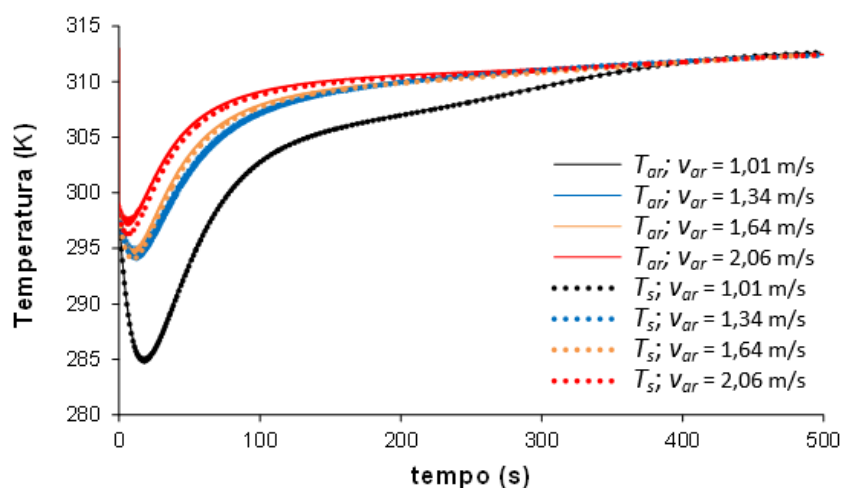


Figura 59. Resultados numéricos do efeito da velocidade superficial do agente secante na temperatura do sólido e do ar em função do tempo de secagem.

$$T_{ar} = 40^{\circ} \text{ C}, H = 7,5 \text{ cm}.$$

Pode-se observar na Figura 59, a influência da velocidade superficial do ar nas temperaturas do sólido e do ar durante o processo de secagem. O decréscimo das temperaturas do sólido e do ar nos instantes iniciais do processo é mais acentuado para menores velocidades do agente secante. Após este período inicial, ambas as temperaturas começam a subir gradativamente, chegando a valores constantes e próximos à temperatura inicial do ar de secagem em torno de 8 minutos de processo. Em decorrência do maior decréscimo das temperaturas do sólido e do ar para menores velocidades do agente secante, observa-se que, para velocidade do ar igual a 1,01 m/s, o tempo necessário para as temperaturas atingirem valores próximos à temperatura inicial do ar são maiores.

Resultados semelhantes aos apresentados na Figura 59 foram encontrados para condições de temperatura inicial do ar igual a 60° C (333 K) e altura do leito de partículas igual a 12,0 cm. Os resultados são apresentados na Figura 60. Observa-se que tanto a temperatura do sólido quanto a temperatura do ar apresentam um decréscimo acentuado para velocidades do ar que correspondem aos valores de 1,01 e 1,34 m/s. Este decréscimo da temperatura do sólido é quase insignificante ou inexistente para velocidades do agente secante iguais a 1,64 e 2,06 m/s.

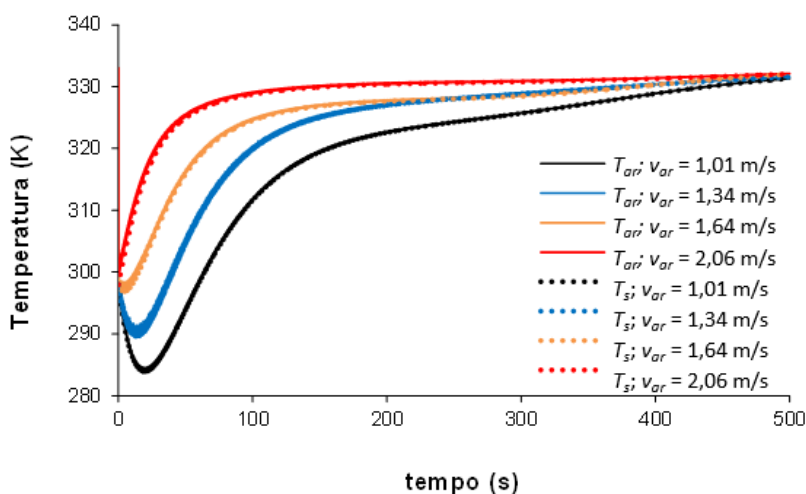


Figura 60. Resultados numéricos do efeito da velocidade superficial do agente secante na temperatura do sólido e do ar em função do tempo de secagem.

$$T_{ar} = 60^{\circ} \text{ C}, H = 12,0 \text{ cm}.$$

5.2.4 Porosidade do Leito e Campos de Velocidade do Ar e do Sólido

As Figuras 61 e 62 apresentam instantâneos da porosidade, juntamente com os campos de velocidade do ar e do sólido, respectivamente. Pode-se observar claramente a formação de regiões de alta porosidade (bolhas) na parte inferior do leito denso, movendo-se ascendentemente ao longo do leito. No intervalo de tempo colocado, é possível observar que a formação das bolhas no leito conduz a uma variação na direção do vetor de velocidade do ar para o interior da bolha e novamente para fora da mesma. Consequentemente ocorre um fluxo de ar da fase contínua para dentro da bolha e novamente para fora tendendo a fluir em linhas de correntes bem definidas (Figura 61). Na Figura 62, observa-se a formação contínua destas bolhas gerando uma variação na direção do vetor velocidade do sólido, acarretando um intenso movimento das partículas no leito. Este movimento ascendente e descendente dos sólidos conduz a uma intensa mistura das fases, gerando altas taxas de transferência de calor e de massa nestes secadores.

As Figuras 61 e 62 foram geradas para o caso no qual a temperatura inicial do ar de secagem é de 60° C, a altura do leito de partículas é igual a 7,5 cm e a velocidade superficial do ar de secagem é igual a 1,34 m/s.

Diante dos resultados numéricos apresentados, pode-se afirmar que o modelo matemático implementado no código de fluidodinâmica computacional MFIX, incrementado com as correlações de transferência de massa, é adequado para prever tanto a fluidodinâmica, quanto o processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado.

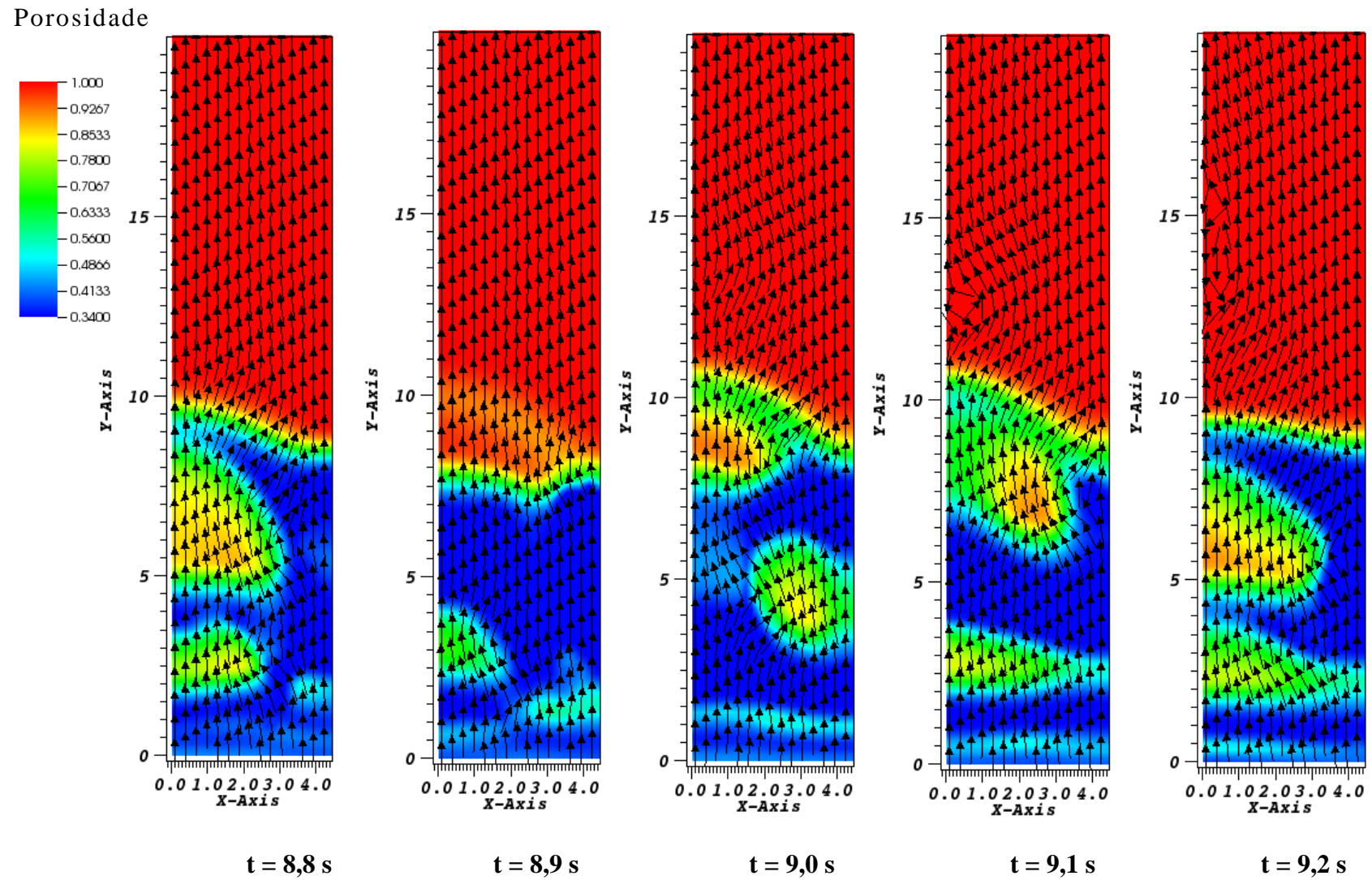


Figura 61. Instantâneos da porosidade e campo de velocidade do gás. Figuras geradas pela ferramenta de visualização VISIT, v. 2.3.2.

Porosidade

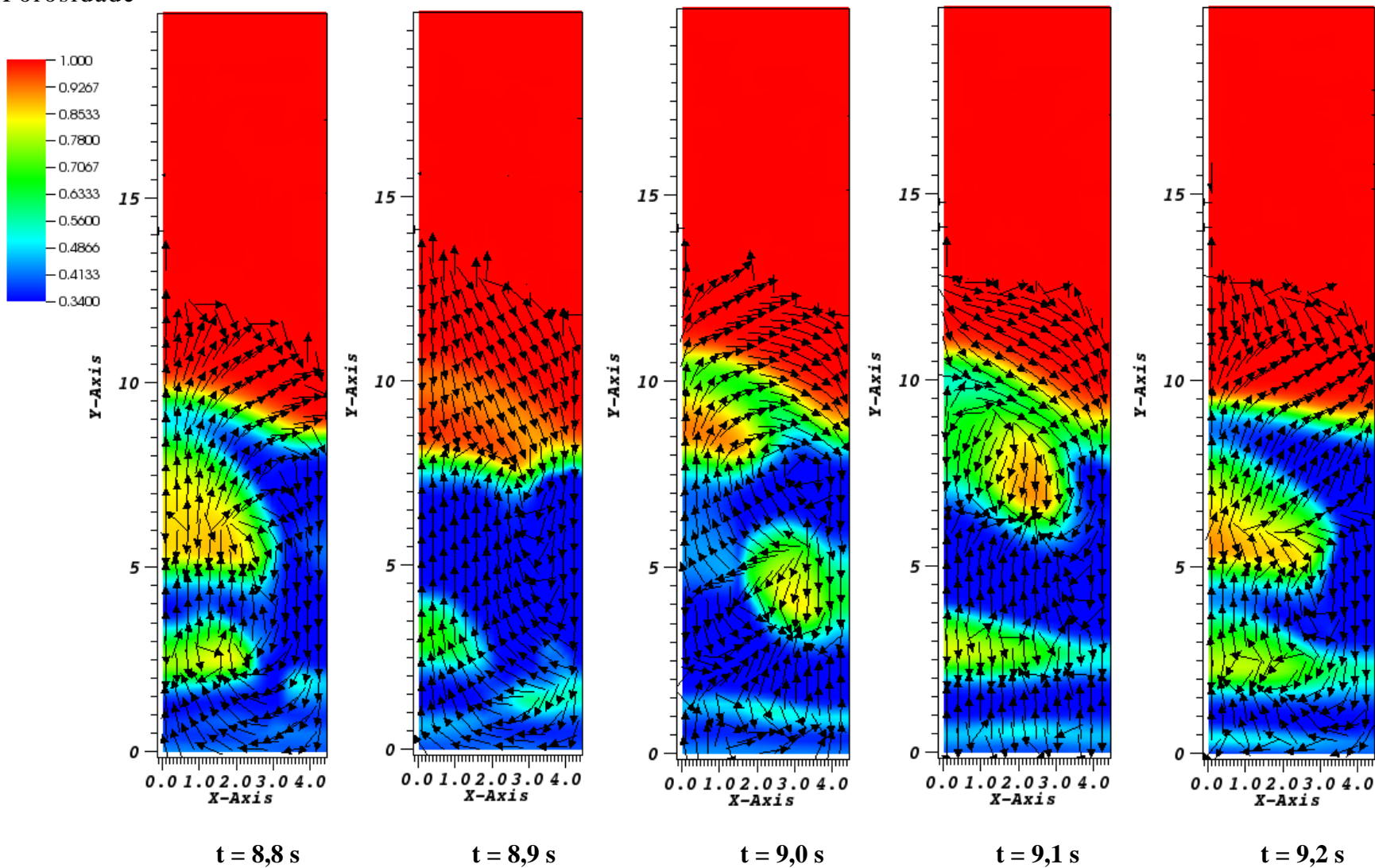


Figura 62. Instantâneos da porosidade e campo de velocidade do sólido. Figuras geradas pela ferramenta de visualização VISIT, v. 2.3.2

CAPÍTULO VI

6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

As principais conclusões obtidas neste trabalho sobre a secagem do farelo de soja em leito fluidizado e a aplicação da fluidodinâmica computacional com o código MFIX no processo de secagem serão apresentadas a seguir. Na sequência, serão apresentadas sugestões para trabalhos futuros.

6.1 CONCLUSÕES

Curvas de Fluidização e Determinação da Velocidade Mínima de Fluidização

- As curvas de fluidização do farelo de soja apresentaram comportamento semelhante às curvas de fluidização apresentadas na literatura, sendo possível identificar claramente as regiões de leito fixo e leito fluidizado.
- Para diferentes condições de altura de leito de partículas, a velocidade mínima de fluidização permanece praticamente a mesma. As diferenças encontradas foram atribuídas a erros experimentais que porventura possam ter ocorrido durante os ensaios experimentais.
- Para diferentes condições de tamanho das partículas, a velocidade mínima de fluidização varia substancialmente, ou seja, quanto maior o tamanho das partículas, maior será a velocidade mínima de fluidização.

Processo de Secagem do Farelo de Soja em Leito Fluidizado

- As curvas de secagem obtidas para o farelo de soja apresentaram comportamento semelhante ao de outros materiais apresentados na literatura e, particularmente, o mesmo comportamento apresentado na secagem do farelo de soja em um secador do tipo bandeja, apresentado em Luz (2006).

- As curvas da taxa de secagem do farelo de soja, obtidas para diferentes condições de operação, apresentaram comportamento semelhante às curvas obtidas por Luz (2006) para a secagem do farelo em secador do tipo bandeja.
- As curvas da taxa de secagem do farelo de soja apresentaram somente o período de taxa decrescente, indicando que a migração da umidade no interior dos sólidos é o fator limitante do processo.

Influência das Condições de Operação no Processo de Secagem do Farelo de Soja

- A temperatura inicial do ar apresentou uma influência significativa sobre o processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado, para todas as condições de altura do leito e velocidade superficial do ar utilizadas. Quanto maior a temperatura, maiores taxas de secagem foram alcançadas em um menor tempo de processo.
- Para todas as condições de temperatura inicial e velocidade superficial do agente secante, a altura do leito de partículas não apresentou influência significativa sobre o processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado. Uma leve influência foi observada somente quando utilizadas uma velocidade superficial do ar igual a 1,01 m/s ($1,6 u_{mf}$) e temperatura inicial do ar igual a 40°C, ou seja, os menores valores destes parâmetros utilizados no presente trabalho.
- Quando utilizando velocidades superficiais do ar iguais a 1,64 m/s ($2,6 u_{mf}$) e 2,06 m/s ($3,2 u_{mf}$), foi possível observar que esta variável não influencia de forma significativa o processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado. No entanto, utilizando-se menores velocidades do agente secante, 1,01 m/s ($1,6 u_{mf}$) e 1,34 m/s ($2,1 u_{mf}$), foi possível observar uma influência significativa desta variável no processo de secagem do farelo, principalmente para a menor velocidade utilizada.
- Nas condições estudadas, foi possível observar, claramente, que o tamanho das partículas apresenta uma influência significativa sobre o processo de secagem do farelo de soja em leito fluidizado. Ou seja, para partículas apresentando um menor

diâmetro médio, um maior grau no decréscimo do teor de umidade é alcançado em um menor tempo de processo.

Ajuste de Modelos Matemáticos aos Dados de Secagem

- O estudo da aplicação dos modelos Aproximação da Difusão, Dois Termos, Exponencial a Dois Termos, Henderson e Pabis, Logarítmico, Midilli *et al.*, Newton, Page e Page Modificado aos dados experimentais de secagem, mostrou que os modelos Aproximação da Difusão, Dois Termos, Midilli *et al.*, Page e Page Modificado, foram os que melhor representaram os dados experimentais em todas as condições analisadas. Para estes modelos, os valores do coeficiente de determinação estão acima de 99% e, além disso, foram os modelos que apresentaram menores valores para o erro médio estimado.

Aplicação da Fluidodinâmica Computacional ao Processo de Secagem do Farelo de Soja em Leito Fluidizado

- As simulações das curvas características de fluidização, para diferentes condições de altura de leito de partículas, mostraram boa concordância com os valores experimentais. Esta boa concordância se deu principalmente na região de fluidização, ou seja, para velocidades superficiais do ar acima da velocidade mínima de fluidização.
- As simulações das curvas características de fluidização foram realizadas empregando-se diferentes correlações de arraste: Syamlal-O'Brien, Gidaspow, Wen-Yu e Koch-Hill-Ladd. Na região de leito fluidizado, os valores preditos da perda de carga por meio do emprego das correlações de Syamlal-O'Brien e Koch-Hill-Ladd, foram os que mais se aproximaram dos valores experimentais.
- Curvas simuladas de secagem foram obtidas empregando-se as diferentes correlações de arraste disponíveis no código aberto de fluidodinâmica computacional MFIX: Syamlal-O'Brien, Gidaspow, Wen-Yu e Koch-Hill-Ladd. A comparação das curvas simuladas com curvas obtidas experimentalmente, mostrou que os

resultados numéricos obtidos por meio do emprego da correlação de arraste de Syamlal-O'Brien são os que mais se aproximam dos resultados experimentais, apresentando uma boa concordância entre os mesmos.

- A correlação de arraste de Syamlal–O'Brien é a única das correlações acima citadas que pode ser ajustada com a velocidade mínima de fluidização e com dados obtidos experimentalmente de porosidade do leito e diâmetro das partículas. Diante deste fato, e da boa concordância obtida com os valores experimentais, a correlação de Syamlal–O'Brien foi utilizada nas simulações das curvas de secagem do farelo de soja.
- Curvas de secagem simuladas do farelo de soja foram obtidas para diferentes condições iniciais de temperatura do ar, velocidade superficial do ar e altura do leito de partículas. As simulações foram realizadas para um tempo de 3000 segundos e a comparação com as curvas obtidas experimentalmente apresentaram uma boa concordância.
- Esta boa concordância entre as curvas de secagem simuladas e experimentais mostrou que o modelo matemático, baseado na abordagem Euleriana–Euleriana, implementado no código MFIX, e incrementado com as correlações de transferência de massa, incorporadas ao código por meio de uma rotina para o tratamento da transferência de massa, é adequado para prever o comportamento do processo de secagem em leito fluidizado.
- O perfil de temperatura do ar em função do tempo, obtido por simulações numéricas, está em boa concordância com os valores experimentais. A comparação dos perfis de temperatura do ar e do sólido em função do tempo mostrou que o sistema entra em equilíbrio nos instantes iniciais do processo, não sendo observadas diferenças significativas entre as temperaturas do ar e do sólido na maior parte do processo.
- Os perfis simulados da temperatura do sólido mostraram que, para baixas velocidades e temperatura do ar, a temperatura do sólido sofre um decréscimo nos

instantes iniciais do processo. Para maiores velocidades e temperatura inicial do ar, este decréscimo não foi observado.

- Os instantâneos da porosidade do leito e do campo de velocidades do sólido e do ar, obtidos por uma ferramenta de visualização dos dados gerados pelo MFIX, mostraram que ocorre uma formação contínua de bolhas na parte inferior do leito, conduzindo a uma variação dos vetores velocidade do ar e do sólido. O movimento ascendente e descendente dos sólidos conduz a uma intensa mistura das fases, gerando altas taxas de transferência de calor e massa dentro do leito.
- Com os resultados obtidos por meio de simulações numéricas, foi possível observar que, mesmo considerando uma malha mais “grosseira”, em decorrência de se optar em obter resultados numéricos para maiores tempos de processo, com o intuito de obter curvas de secagem numéricas do farelo de soja, o modelo matemático disponível no código MFIX é capaz de reproduzir qualitativamente bem os resultados experimentais de secagem do farelo de soja em leito fluidizado.

Diante do exposto, as principais conclusões obtidas, referentes ao presente trabalho, são que a técnica do leito fluidizado pode ser utilizada para a secagem do farelo de soja, e que a fluidodinâmica computacional é uma poderosa ferramenta a ser aplicada não somente para estudos da fluidodinâmica de leitos fluidizados, mas também para estudos relativos ao processo de secagem em leitos fluidizados, fornecendo dados relevantes para projeto e otimização destes secadores.

6.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Realizar simulações computacionais empregando-se malhas mais refinadas. O refino da malha numérica exige um grande esforço computacional e desta forma, computadores mais potentes são requeridos. Cabe ressaltar, que o método dos volumes finitos, utilizado para a discretização das equações de transporte no código MFIX, fornece bons resultados mesmo utilizando malhas mais “grosseiras”.

- Realizar simulações numéricas tridimensionais do leito fluidizado. Estas também requerem um elevado esforço computacional, necessitando de computadores mais potentes para a realização das mesmas.
- Explorar outros parâmetros físicos que caracterizam as partículas como o coeficiente de restituição, que reflete a dissipação da energia devido às colisões entre as partículas, e o ângulo de fricção interno, que está relacionado à dissipação no regime denso com contato direto. Estes parâmetros podem influenciar de maneira significativa o comportamento fluidodinâmico dos leitos fluidizados. Cabe ressaltar, que neste estudo foi considerado um valor do coeficiente de restituição de 0,8. Este valor foi utilizado por pesquisadores empregando o código MFIX para simulações da fluidodinâmica de leitos fluidizados, apresentando bons resultados numéricos. O coeficiente de restituição pode ser modificado para valores entre 0 e 1.
- Utilizar processamento paralelo para realizar as simulações de fluidodinâmica computacional. A vantagem de usar um processamento paralelo é obter um alto desempenho em tarefas consideradas pesadas na utilização de computadores individuais.

CAPÍTULO VII

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABIOVE – Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais. *Capacidade Instalada da Indústria de Óleos Vegetais*. Disponível em: < <http://www.abiove.com.br>> Acesso em: 01 de dezembro de 2011.
- AHUJA, G. N., PATWARDHAN, A. W., CFD and Experimental Studies of Solids Hold-Up Distribution and Circulation Patterns in Gas-Solid Fluidized Beds. *Chemical Engineering Journal*, vol. 143, pp. 147 – 160, 2008.
- ANDERSON JR., J. D., Computational Fluid Dynamics, An Introduction. John F. Wendt Editor, A von Karman Institute Book, 3a. ed. Part I, pp. 3 – 149, 2009.
- ASSARI, M. R., TABRIZI, H. B., SAFFAR-AVVAL, M., Numerical Simulation of Fluid Bed Drying Based on Two-Fluid Model and Experimental Validation. *Applied Thermal Engineering*, vol. 27, pp. 422 – 429, 2007.
- BEHJAT, Y., SHAHHOSSEINI, S., HASHEMABADI, S. H., CFD Modeling of Hydrodynamic and Heat Transfer in Fluidized Bed Reactors. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, vol. 35, pp. 357 – 368, 2008.
- BELLAVER, C., SNIZEK JR, P. N., Processamento da Soja e suas Implicações na Alimentação de Suínos e Aves, 1999. Disponível em: http://www.cnpsa.embrapa.br/sgc/sgc_publicacoes/publicacao. Acesso em 12/01/2012.
- BENYAHIA, S., SYAMLAL, M., O'BRIEN, T. J., Summary of MFIx Equations 2005-4. Disponível em: <<http://mfix.netl.doe.gov/documentation/MFIxEquations2005-4-4.pdf>>, 2008.
- BOZZA, G. M., *Em 2011 exportações do agronegócio paranaense crescem 27%*. Disponível em: <<http://www.sistemafaep.org.br/noticia.aspx?id=1090>>. Publicado em 26/01/2012. Acesso em 31/01/2012.

- BRAUN, M. P. S., MINETO, A. T., NAVARRO, H. A., CABEZAS-GÓMEZ, L., SILVA, R. C., The Effect of Numerical Diffusion and the Influence of Computational Grid Over Gas – Solid Two-Phase Flow in a Bubbling Fluidized Bed. *Mathematical and Computer Modelling*, vol. 52, pp. 1390 – 1402, 2010.
- BROD, F. P. R., Avaliação de um Secador Vibro-Fluidizado. Tese (Doutorado), Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), Campinas – SP, (2003).
- CASTILHO, G. J., GASCHI, P. S., PARAÍSO, P. R., JORGE, L. M. M., Estudo da Secagem do Farelo de Soja em Leito Fluidizado. Congresso Brasileiro de Engenharia Química – Iniciação Científica, COBEQ-IC, 2005.
- CHANG, J., WANG, G., GAO, J., ZHANG, K., CHEN, H., YANG, Y., CFD Modeling of Particle-Particle Heat Transfer in Dense Gas-Solid Fluidized Beds of Binary Mixture. *Powder Technology*, vol. 217, pp. 50 – 60, 2012.
- CORRÊA, P. C., RESENDE, O., MARTINAZZO, A. P., GONELI, A. L. D., BOTELHO, F. M., Modelagem Matemática para a Descrição do Processo de Secagem do Feijão (*Phaseolus vulgaris* L.) em Camadas Delgadas. *Eng. Agríc. Jaboticabal*, vol. 27, pp. 501 – 510, 2007.
- COUDERC, J. P., Incipient Fluidization and particle Systems. In: DAVIDSON, J. F., CLIFT, R., HARRISON, D., Fluidization. 2^a ed. Academic Press. Cap. 1, pp. 1 – 46, 1985.
- CROMWELL G. L., Soybean Meal – The Gold Standard, 1999, Disponível em : <<http://www.uky.edu/Ag/AnimalSciences/pubs/soybeanmeal-thegoldstandard.pdf>> Acesso em 03/09/2011
- DAVIDSON, D. L., The Role of Computational Fluid Dynamics in Process Industries. Disponível em:< www.nae.edu/File.aspx?id=7309> Acesso em 15/11/2011. 2002.
- DEBASTE, F., HALLOIN, V., BOSSART, L., HAUT, B., A New Modeling Approach for the Prediction of Yeast Drying Rates in Fluidized Beds. *Journal of Food Engineering*, vol. 84, pp. 335 – 347, 2008.
- DEHNAVI, M. A., SHAHHOSSEINI, S., HASHEMABADI, S. H., GHAFELEBASHI, S. M., CFD Simulation of Hydrodynamics and Heat Transfer in Gas Phase Ethylene Polymerization Reactors. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, vol. 37, pp. 437 – 442, 2010.

- ESMAILI, E., MAHINPEY, N., Adjustment of Drag Coefficient Correlations in Three Dimensional CFD Simulation of Gas-Solid Bubbling Fluidized Bed. *Advances in Engineering Software*, vol. 42, pp. 375 – 386, 2011.
- FAEP – Federação da Agricultura do Estado do Paraná. Disponível em: <<http://www.sistemafaep.org.br/Faep>>. Acesso em: 31/01/2012.
- FENG, Y., SWENSER-SMITH, T., WITT, P. J., DOBLIN, C., LIM, S., SCHWARZ, M. P., CFD Modeling of Gas-Solid Flow in an Internally Circulating Fluidized Bed. *Powder Technology* (2011), doi:10.1016/j.powtec.2011.12.007.
- FERRARI, L. D. F., Remoção de Corante de Efluentes da Indústria Têxtil Utilizando Processos com Membranas e Adsorção em Bagaço de Laranja. Tese (Doutorado), Universidade Estadual de Maringá (UEM), Maringá – PR, 2009.
- GEANKOPLIS, C. J., Transport Processes and Separation Process Principles. 4^a ed. Ed. Prentice Hall, Cap. 9, pp. 559 – 624, 2003.
- GELDART, D., Types of Gas Fluidization. *Powder Technology*, vol. 7, pp. 285 – 292, 1973.
- GENG, F., XU, D., YUAN, Z., YAN, Y., LUO, D., WANG, H., LI, B., CHYANG, C., Numerical Simulation on Fluidization Characteristics of Tobacco Particles in Fluidized Bed Dryers. *Chemical Engineering Journal*, vol. 150, pp. 581 – 592, 2009.
- GOMES, C., Farelo de soja pode virar cola de madeira. Disponível em: <<http://www.embrapa.br>>. Acesso em 04 de fevereiro de 2010.
- GOMIDE, R., Operações Unitárias. 1^o. Volume: Operações com Sistemas Sólidos Granulares. Edição do Autor, São Paulo – SP, 1983.
- GRACE, J. R., TAGHIPOUR, F., Verification and Validation of CFD Models and Dynamic Similarity for Fluidized Beds. *Powder Technology*, vol. 139, pp. 99 – 110, 2004.
- GUENTHER, C., SYAMLAL, M., The Effect of Numerical Diffusion on Simulation of Isolated Bubbles in a Gas-Solid Fluidized Bed. *Powder Technology*, vol. 116, pp. 142 – 154, 2001.
- GUNN, D. J., Transfer of Heat and Mass to Particles in Fixed and Fluidised Beds. *Int. J. Heat Mass Transfer*, vol. 21, pp. 467 – 476, 1978.
- HAJIDAVALLOO, E., HAMDULLAHPUR, F., Thermal Analysis of a Fluidized Bed Drying Process for Crops. Part I: Mathematical Modeling. *International Journal of Energy Research*, vol. 24, pp. 791 – 807, 2000a.

- HAJIDAVALLOO, E., HAMDULLAHPUR, F., Thermal Analysis of a Fluidized Bed Drying Process for Crops. Part II: Experimental Results and Model Verification. *International Journal of Energy Research*, vol 24., pp. 809 – 820, 2000b.
- HAMZEHEI, M., RAHIMZADEH, H., AHMADI, G., Computational and Experimental Study of Heat Transfer and Hydrodynamics in a 2D Gas-Solid Fluidized Bed Reactor. *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 49, n. 11, pp. 5110 – 5121, 2010.
- HERZOG, N., SCHREIBER, M., EGBERS, C., KRAUTZ, H. J., A Comparative Study of Different CFD-Codes for Numerical Simulation of Gas-Solid Fluidized Bed Hydrodynamics. *Computers and Chemical Engineering* (2011), doi:10.1016/j.compchemeng.2011.12.002.
- HOEBINK, J. H. B. J., RIETEMA, K., Drying Granular Solids in Fluidized Bed – I Description on Basis of Mass and Heat Transfer Coefficients. *Chemical Engineering Science*, vol. 35, pp. 2135 – 2140, 1980a.
- HOEBINK, J. H. B. J., RIETEMA, K., Drying Granular Solids in Fluidized Bed – II The Influence of Diffusion Limitation on the Gas – Solid Contacting Around Bubbles. *Chemical Engineering Science*, vol. 35, pp. 2257 – 2265, 1980b.
- HOSSEINI, S. H., AHMADI, G., RAHIMI, R., ZIVDAR, M., ESFAHANY, M. N., CFD Studies of Solids Hold-Up Distribution and Circulation Patterns in Gas-Solid Fluidized Beds. *Powder Technology*, vol. 200, pp. 202 – 215, 2010.
- HUANG, L., KUMAR, K., MUJUMDAR, A. S., A Comparative Study of a Spray Dryer with Rotary Disc Atomizer and Pressure Nozzle Using Computational Fluid Dynamic Simulations. *Chemical Engineering and Processing*, vol. 45, pp. 461 – 470, 2006.
- HUANG, L., KUMAR, K., MUJUMDAR, A. S., A Parametric Study of the Gas Flow Patterns and Drying Performance of Co-Current Spray Dryer: Results of a Computational Fluid Dynamics Study. *Drying Technology*, vol. 21, n. 6, pp. 957 – 978, 2003.
- JAMALEDDINE, T. J., RAY, M. B., Application of Computational Fluid Dynamics for Simulation of Drying Processes: A Review. *Drying Technology*, vol. 28, pp. 120 – 154, 2010.

- JOHN, T., LAILACH, S., NEBELUNG, M., TSCHEUSCHNER, H. D., Fluidized Bed Drying of Bread and Biscuit Crumbs. *Journal of Food Engineering*, vol. 12, pp. 29 – 43, 1990.
- JONGENEELLEN, H. P. J., Energy Conservation in Solvent Extraction Plants. *Journal of American Oil Chemist's Society*, vol. 53, pp. 291 – 292, 1976.
- JÚNIOR, P. C. A., CORRÊA, P. C., Comparação de Modelos Matemáticos para Descrição da Cinética de Secagem em Camada Fina de Sementes de Feijão. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*, vol. 3, n. 3, pp. 349 – 353, 1999.
- KUNII, D., LEVENSPIEL, O., Fluidization Engineering. 1^a ed. Ed. John Wiley & Sons, Inc., 1969.
- LAW, C. L., MUJUMDAR, A. S., Fluidized Bed Dryers. In Handbook of Industrial Drying. Taylor & Francis Group LLC. Cap. 8, pp. 174 – 199, 2006.
- LEBRUN, A., KNOTT, M., BEHERAY, J., POSSCHELLE, G. L., Meal Desolventizing and Finishing. *Journal of the American Oil Chemist's Society*, vol. 62, n. 4, pp. 793 – 799, 1985.
- LI, T., DIETIKER, J., ZHANG Y., SHAHNAM, M., Cartesian Grid Simulations of Bubbling Fluidized Beds with a Horizontal Tube Bundle. *Chemical Engineering Science*, vol. 66, pp. 6220 – 6231, 2011a.
- LI, T., GRACE, J., SHADLE, L., GUENTHER, C., On the Superficial Gas Velocity in Deep Gas-Solids Fluidized Beds. *Chemical Engineering Science*, vol. 66, pp. 5735 – 5738, 2011b.
- LIÉBANES, M. D., ARAGÓN, J. M., PALANCAR, M. C., ARÉVALO, G., JIMÉNEZ, D., Fluidized Bed Drying of 2-Phase Olive Oil Mill By-Products. *Drying Technology*, vol. 24, pp. 1609 – 1618, 2006.
- LUZ, G. R., Modelagem Matemática e Análise do Secador Rotativo de Farelo de Soja. Dissertação (Mestrado), Universidade Estadual de Maringá (UEM), Maringá – Paraná, (2006).
- LUZ, G. R., SOUZA, L. H. C. D., JORGE, L. M. M., PARAÍSO, P. R., Estudo das Isotermas de Equilíbrio do Farelo de Soja. *Ciência e Tecnologia de Alimentos*, vol. 26, n. 2, 2006.
- LUZ, G. R., PEREIRA, N. C., JORGE, L. M. M., ANDRADE, C. M. G., PARAÍSO, P. R., Mass Transfer Coefficient in Soybean Meal Drying. *Brazilian Journal of Food Technology*, vol. 12, n. 2, pp. 92 – 96, 2009.

- LUZ, G. R., Avaliação de Estratégias de Operação e de Controle da Secagem Industrial do Farelo de Soja. Tese (Doutorado). Universidade Estadual de Maringá (UEM). Maringá – Paraná, 2010.
- MAKKAWI, Y. T., WRIGHT, P. C., OCONE, R., The Effect of Friction and Inter-Particle Cohesive Forces on the Hydrodynamics of Gas-Solid Flow: A Comparative Analysis of Theoretical Predictions and Experiments. *Powder Technology*, vol. 163, pp. 69 – 79, 2006.
- MANDARINO, J. M. G., ROESSING, A. C., Tecnologia para produção do óleo de soja : descrição das etapas, equipamentos, produtos e subprodutos. Disponível em : <http://www.infoteca.cnptia.embrapa.br/handle/doc/462866>. Acesso em 12/11/2011., 2001
- MAPA – Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, Brasil Projeções do Agronegócio 2010/2011 a 2020/2021. Disponível em : <http://www.agricultura.gov.br/arq_editor/file/Ministerio/gestao/projecao/PROJEC_OES>, Publicado em junho de 2011. Acesso em 15/01/2012.
- MASSARANI, G., Fluidodinâmica em Sistemas Particulados. 2ª. ed. Editora e-papers, Rio de Janeiro, RJ, 2002.
- McCABE, W. L., SMITH, J. C., HARRIOT, P., Unit Operations of Chemical Engineering. 6th ed. Ed. McGraw Hill, Cap. 24, pp. 773 – 811, 2001.
- MEZIANE, S., Drying Kinetics of Olive Pomace in a Fluidized Bed Dryer. *Energy Conversion and Management*, vol. 52, pp. 1644 – 1649, 2011.
- MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, Portaria no. 795, de 15/12/1993. Disponível em: <http://www.cisoja.com.br/downloads/legislacao/anexo_PT_795_2.pdf>. Acesso em 29/01/2011.
- MOTTA LIMA, O. C., PEREIRA, N. C., MENDES, E. S., Curvas generalizadas na análise da cinética de secagem de papel artesanal com ar ambiente em convecção forçada. *Acta Scientiarum. Technology*, vol. 25, n. 1, pp. 45 – 52, 2003.
- MUJUMDAR, A. S., Handbook of Industrial Drying. Taylor & Francis Group LLC, (2006).
- MURTHY, Z. V. P., JOSHI, D., Fluidized Bed Drying of Aonla (*Emblica officinalis*). *Drying Technology*, vol. 25, pp. 883 – 889, 2007.
- NG, W. K., TAN, R. B. H., Investigation of Drying Geldart D and B Particles in Different Fluidization Regimes. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 84, pp. 656 – 662, 2006.

- NIAMNUY, C., DEVAHASTIN, S., Drying kinetics and quality of coconut dried in a fluidized bed dryer. *Journal of Food Engineering*, vol. 66, pp. 267 – 271, 2005.
- PARK, K. J., ANTONIO, G. C., OLIVEIRA, R.A., PARK, K. J. B., Conceitos de Processo e Equipamentos de Secagem. Disponível em: <http://www.feagri.unicamp.br/ctea/projpesq.html>. 2007.
- PATANKAR, S. V., Numerical Heat Transfer And Fluid Flow. Series in Computational Methods in Mechanics and Thermal Sciences. McGraw – Hill Corporation, 1980.
- RADÚNZ, L. L., MOSSI, A. J., ZAKRZEWSKI, A., AMARAL, A. S., GRASSMANN, L., Análise da Cinética de Secagem de Folhas de Sálvia. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*, vol. 14, n. 9, pp. 979 – 986, 2010.
- REAY, D., BAKER, C. G. J., Drying. In: DAVIDSON, J. F., CLIFT, R., HARRISON, D., Fluidization. 2^a ed. Academic Press. Cap. 16, pp. 529 - 562, 1985.
- REUGE, N., CADORET, L., COUFORT-SAUDEJAUD, C., PANNALA, S., SYAMLAL, M., CAUSSAT, B., Multifluid Eulerian Modeling of Dense Gas-Solids Fluidized Bed Hydrodynamics: Influence of the Dissipation Parameters. *Chemical Engineering Science*, vol. 63, pp. 5540 – 5551, 2008.
- SALEM, A., AHMADLOUIEDARAB, M., GHASEMZADEH, K., CFD Approach for the Prediction in Spray Chamber for Drying of Salt Solution. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 17, pp. 527 – 532, 2011.
- SCHAEFFER, D. G., Instability in the Evolution Equations Describing Incompressible Granular Flow. *Journal of Differential Equations*, vol. 66, pp. 19 – 50, 1987.
- SMITH, P. G., Applications of Fluidization to Food Processing. 1^a ed. Blackwell Publishing, Cap. 4, pp. 113 – 138, 2007.
- SRINIVASAKANNAN, C., BALASUBRAMANIAM, N., An Experimental and Modeling Investigation on Drying of Ragi (*Eleusine corocana*) in Fluidized Bed. *Drying Technology*, vol. 24, pp. 1683 – 1689, 2006.
- SRINIVASAKANNAN, C., BALASUBRAMANIAM, N., An Investigation on Drying of Millet in Fluidized Beds. *Advanced Powder Technology*, vol. 20, pp. 298 – 302, 2009.
- SRINIVASAKANNAN, C., BALASUBRAMANIAM, N., An Analysis on Modeling of Fluidized Bed Drying of Granular Material. *Advanced Powder Technology*, vol. 19, pp. 73 – 82, 2008.

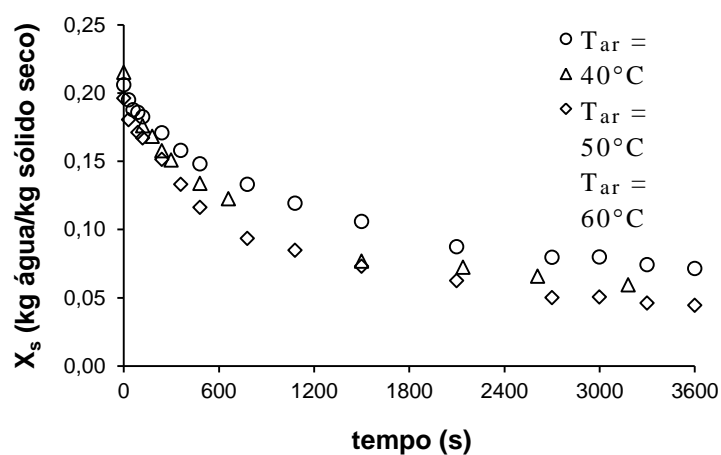
- SRINIVASAKANNAN, C., SUBBA RAO, S., VARMA, Y. B. G., A Kinetic Model for Drying of Solids in Batch Fluidized Beds. *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 33, pp 363 – 370, 1994.
- STRUMILLO, C., KUDRA, T., Drying: Principles, Applications and Design. Topics in Chemical Engineering, Volume 3. Gordon and Breach Science Publishers, S. A., 1986.
- SYAMLAL, M., MFX Documentation. Numerical Technique. DOE/MC 31346-5824, NTIS/DE 98002029, 1998. Disponível em: <http://www.mfix.netl.doe.gov>.
- SYAMLAL, M., O'BRIEN, T. J., BENYAHIA, S., GEL, A., PANNALA, S., Open-Source Software in Computational Research: A Case Study. *Modelling and Simulation in Engineering*. Article ID 937542, doi: 10.1155/2008/937542, 10 p., 2008.
- SYAMLAL, M., PANNALA, S., Multiphase Continuum Formulation for Gas – Solids Reacting Flows. In: PANNALA, S., SYAMLAL, M., O'BRIEN, T. J., Computational Gas – Solids Flow and Reacting Systems: Theory, Methods and Practice. 1a. ed., Engineering Science Reference, IGI Global. Cap. 1, pp. 1 – 65, 2011.
- SYAMLAL, M., ROGERS, W., O'BRIEN, T. J., MFX Documentation. Theory Guide. Technical Note. DOE/METC-94/1004 (DE94000087). U. S. Department of Energy, Office of Fossil Energy, Morgantown Energy Technology Center, Morgantown, West Virginia, 1993.
- SZAFRAN, R. G., KMIEC, A., CFD Modelling of Heat and Mass Transfer in a Spouted Bed Dryer. *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 43, pp. 1113 – 1124, 2004.
- TABRIZI, H. B., HAMDULLAHPUR, F., Mathematical Modelling of Drying Based on a Surface Evaporation Source Term for Coupled Energy and Mass Transfer. *International Journal of Energy Research*, vol. 31, pp 1455 – 1464, 2007.
- TAGHIPOUR, F., ELLIS, N., WONG, C., Experimental and Computational Study of Gas-Solid Fluidized Bed Hydrodynamics. *Chemical Engineering Science*, vol. 60, pp. 6857 – 6867, 2005.
- TASIRIN, S. M., KAMARUDIN, S. K., JAAFAR, K., LEE, K. F., The Drying Kinetics of Bird's Chillies in a Fluidized Bed Dryer. *Journal of Food Engineering*, vol. 79, pp. 695 – 705, 2007.

- TOPUZ, A., GUR, M., GUL, M. Z., An Experimental and Numerical Study of Fluidized Bed Drying of Hazelnuts. *Applied Thermal Engineering*, vol. 24, pp. 1535 – 1547, 2004.
- TREYBAL, R. E., Mass Transfer Operations. 3^a. ed. Ed. McGraw-Hill, Cap. 20, pp. 655 – 716. 1981.
- WANG, Y., CHUNG, D., SPILLMAN, C. K., Physical Properties of Soybean Meal. *Cereal Chemistry*, vol. 72, n. 6, pp. 523 – 526, 1995.
- WANG, H. G., DYAKOWSKI, T., SENIOR, P., RAGHAVAN, R. S., YANG, W. Q., Modelling of Batch Fluidised Bed Drying of Pharmaceutical Granules. *Chemical Engineering Science*, vol. 62, pp. 1524 – 1535, 2007.
- WANG, H. G., YANG, W. Q., SENIOR, P., RAGHAVAN, R. S., DUNCAN, S. R., Investigation of Batch Fluidized-Bed Drying by Mathematical Modeling, CFD Simulation and ECT Measurement. *AIChE Journal*, vol. 54, n.2, pp. 427 – 444, 2008.
- WANG, S., YANG, X., LU, H., WANG, S., DING, Y., CFD Studies on Mass Transfer of Gas-Particle Cluster in a Circulating Fluidized Bed. *Computers and Chemical Engineering*, vol. 33, pp. 393 – 402, 2009.
- WILDHAGEN, G. R. S., CALÇADA, L. A., MASSARANI, G., Drying of Porous particles in Fluidized Beds: Modeling and Experiments. *Journal of Porous Media*, vol. 5, n. 2, pp. 123 – 133, 2002.
- XIA, B., SUN, D., Applications of Computational Fluid Dynamics (CFD) in the Food Industry: A Review. *Computers and Electronics in Agriculture*, vol. 34, pp. 5 – 24, 2002.
- XIE, N., BATTAGLIA, F., PANNALA, S., Effects of Using Two- versus Three-Dimensional Computational Modeling of Fluidized Beds. Part I, Hydrodynamics. *Powder Technology*, vol. 182, pp. 1 – 13, 2008a.
- XIE, N., BATTAGLIA, F., PANNALA, S., Effects of Using Two- versus Three-Dimensional Computational Modeling of Fluidized Beds: Part II, Budget Analysis. *Powder Technology*, vol. 182, pp. 14 – 24, 2008b.
- ZHONGHUA, W., MUJUMDAR, A. S., Simulation of the Hydrodynamics and Drying in a Spouted Bed Dryer. *Drying Technology*, vol. 25, pp. 59 – 74, 2007.

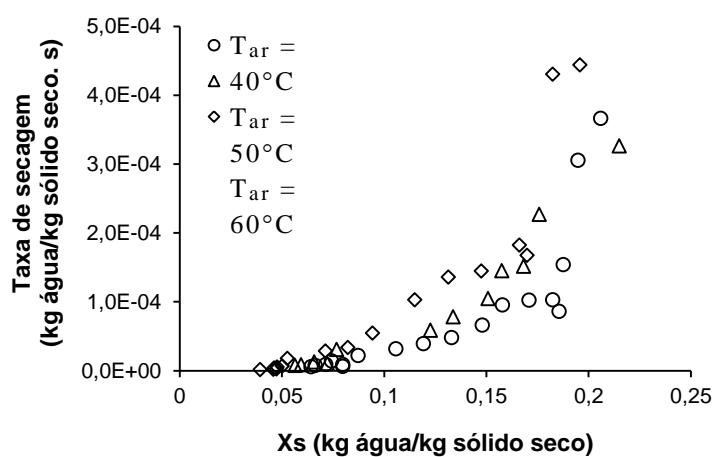
APÊNDICE A

Resultados Experimentais

A.1 - Curvas de Secagem da Taxa de Secagem Para Diferentes Condições de Temperatura do Ar.

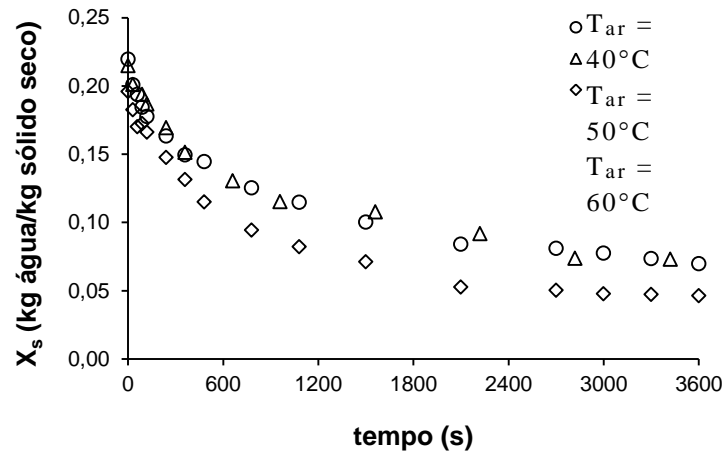


(a)

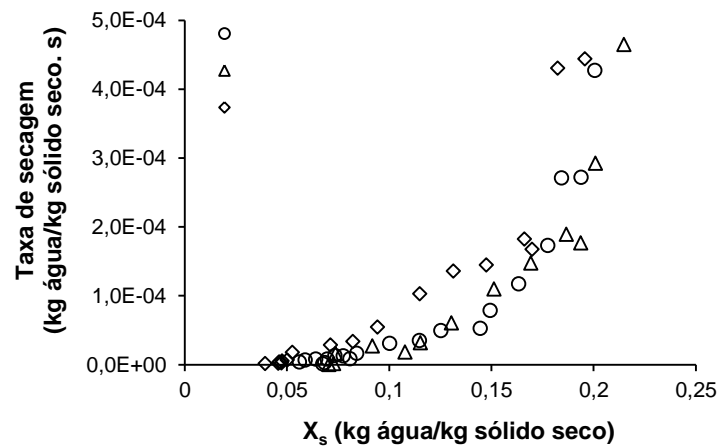


(b)

Figura A1. (a) curva de secagem; (b) curva da taxa de secagem para diferentes condições de temperatura do ar. $\bar{X}_0 = 0,2032$ kg água/kg sólido seco, $H = 10,0$ cm, $v_{ar} = 1,64$ m/s.



(a)



(b)

Figura A2. (a) curvas de secagem; (b) curvas da taxa de secagem para diferentes condições de temperatura do ar. $\bar{X}_0 = 0,2101$ kg água/kg sólido seco, $H = 10,0$ cm, $v_{ar} = 2,06$ m/s.

A.2 - Curvas de Secagem da Taxa de Secagem Para Diferentes Condições de Altura do Leito de Partículas.

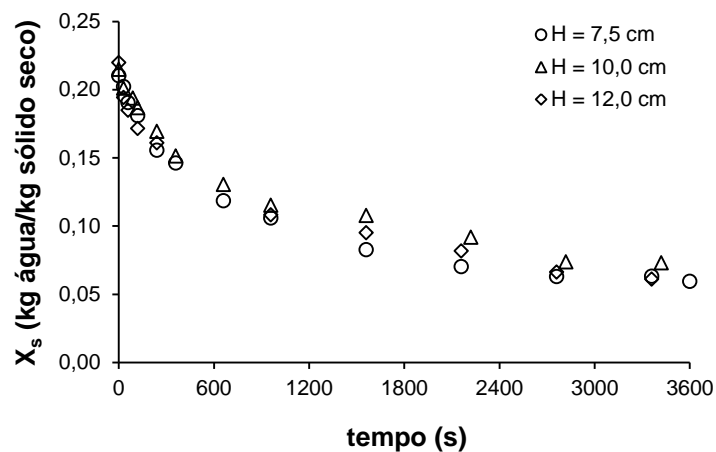


Figura A3. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 50^{\circ}\text{C}$, $v_{ar} = 2,06 \text{ m/s}$

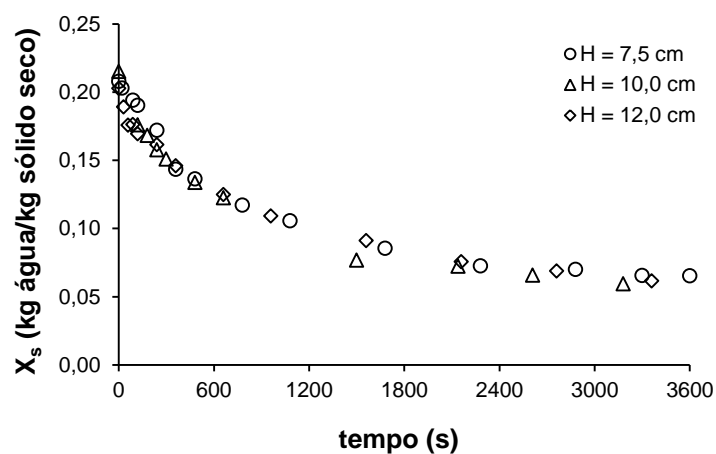


Figura A4. Curvas de secagem do farelo de soja para diferentes condições de altura do leito de partículas. $T_{ar} = 50^{\circ}\text{C}$, $v_{ar} = 1,64 \text{ m/s}$.

A3 - Ajuste de modelos matemáticos semi-empíricos aos dados de secagem

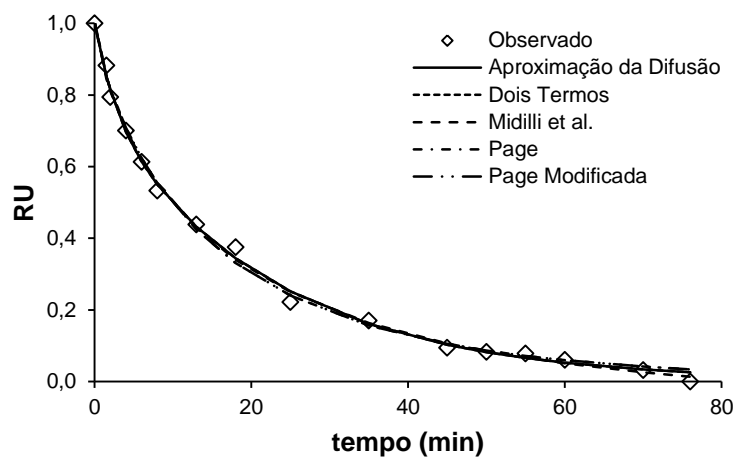


Figura A5. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 7,5 \text{ cm}, v_{ar} = 1,64 \text{ m/s.}$$

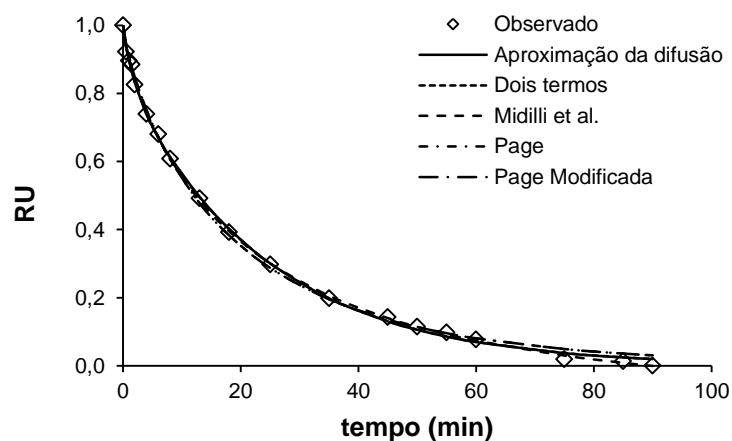


Figura A6. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 12,0 \text{ cm}, v_{ar} = 1,64 \text{ m/s.}$$

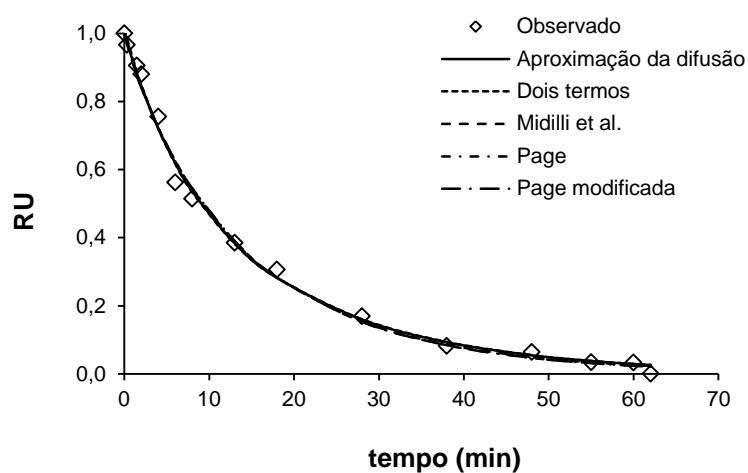


Figura A7. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 50 \text{ }^\circ\text{C}, H = 7,5 \text{ cm}, v_{ar} = 1,64 \text{ m/s.}$$

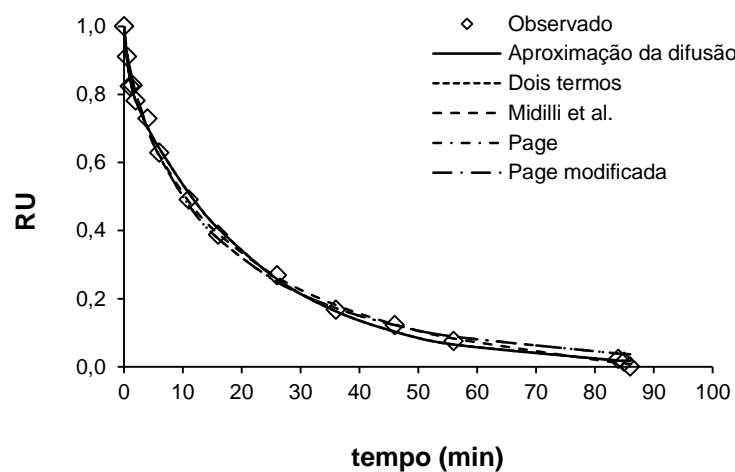


Figura A8. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 50 \text{ }^\circ\text{C}, H = 12,0 \text{ cm}, v_{ar} = 1,64 \text{ m/s.}$$

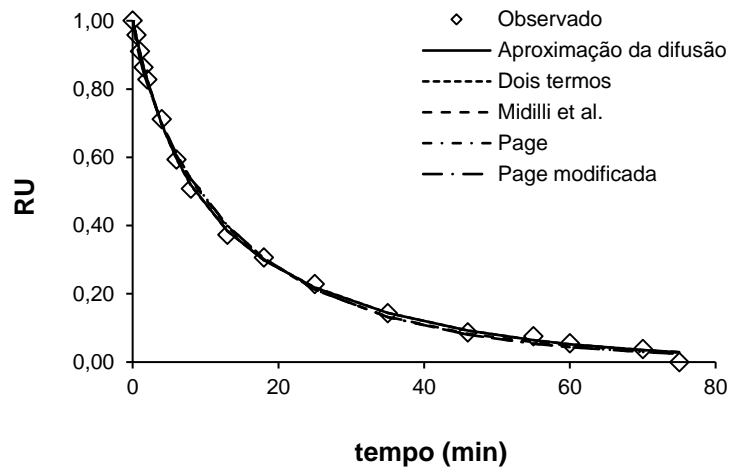


Figura A9. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 7,5 \text{ cm}, v_{ar} = 1,64 \text{ m/s.}$$

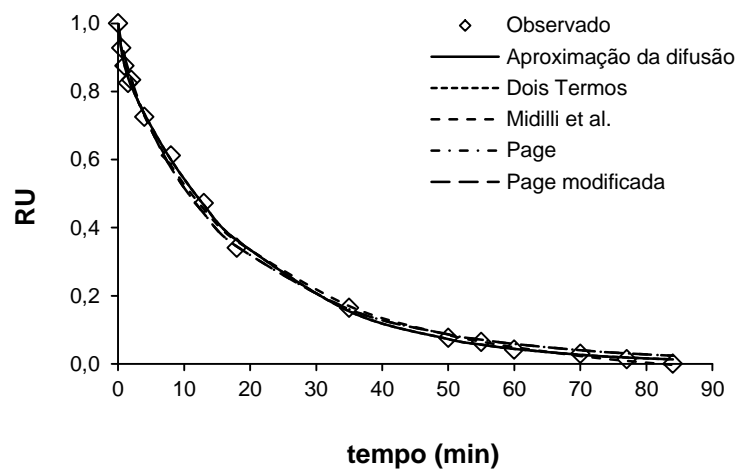


Figura A10. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 12,0 \text{ cm}, v_{ar} = 1,64 \text{ m/s.}$$

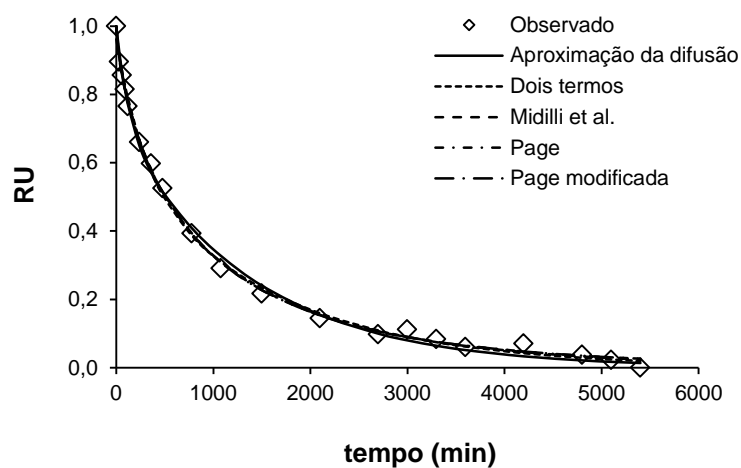


Figura A11. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.
 $T_{ar} = 40$ °C, $H = 7,5$ cm, $v_{ar} = 2,06$ m/s.

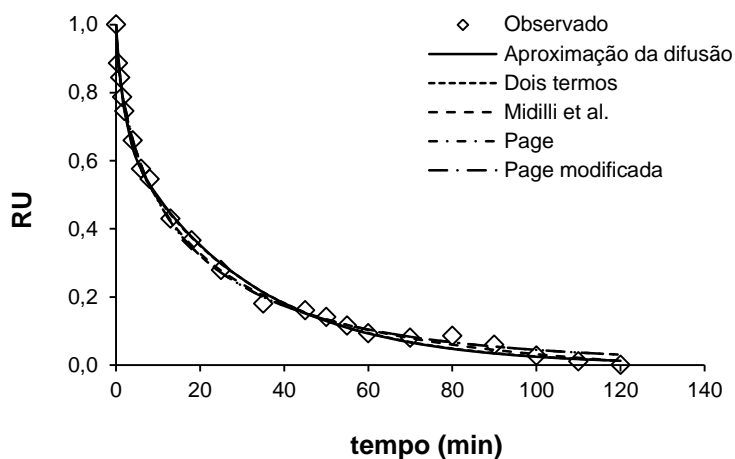


Figura A12. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.
 $T_{ar} = 40$ °C, $H = 10,0$ cm, $v_{ar} = 2,06$ m/s.

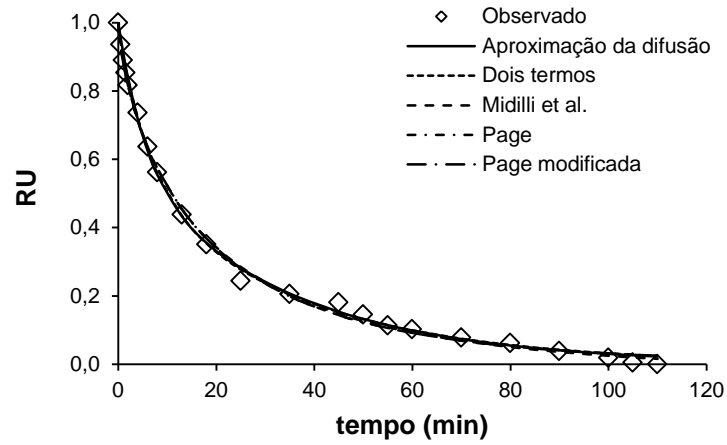


Figura A13. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 40 \text{ }^\circ\text{C}, H = 12,0 \text{ cm}, v_{ar} = 2,06 \text{ m/s.}$$

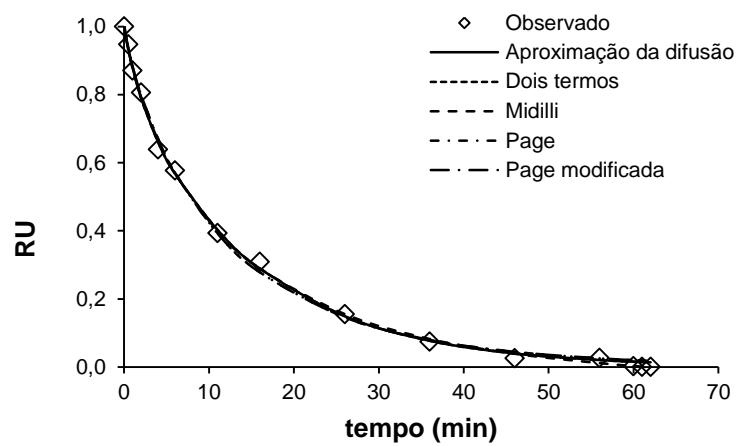


Figura A14. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 50 \text{ }^\circ\text{C}, H = 7,5 \text{ cm}, v_{ar} = 2,06 \text{ m/s.}$$

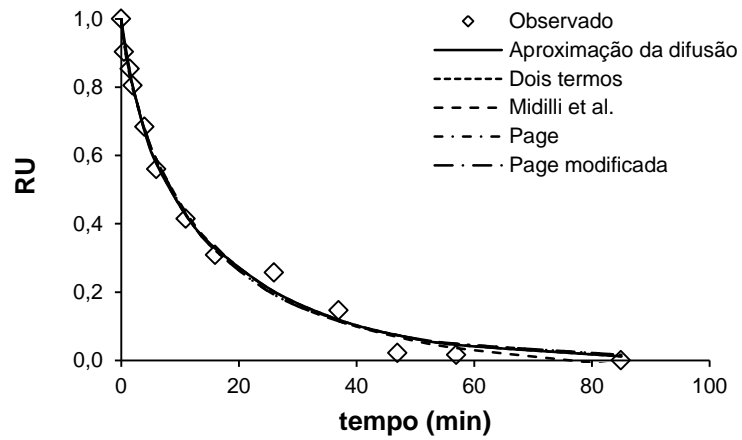


Figura A15. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 50 \text{ }^\circ\text{C}, H = 10,0 \text{ cm}, v_{ar} = 2,06 \text{ m/s.}$$

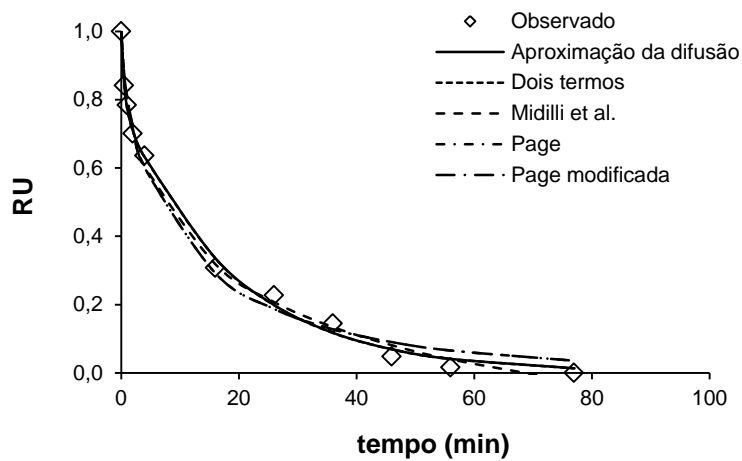


Figura A16. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 50 \text{ }^\circ\text{C}, H = 12,0 \text{ cm}, v_{ar} = 2,06 \text{ m/s.}$$

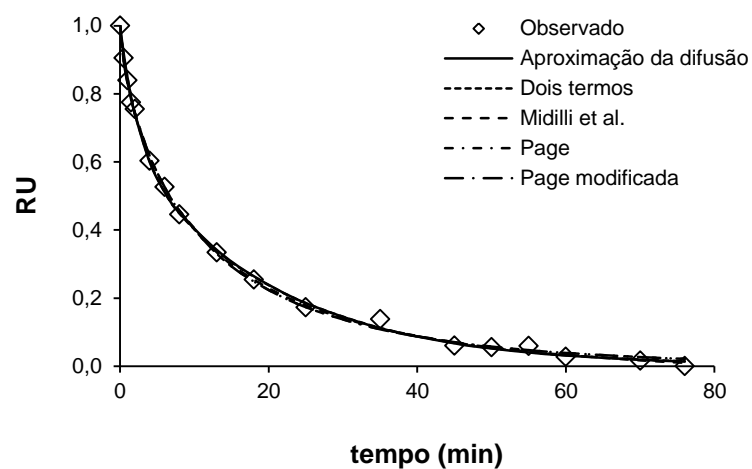


Figura A17. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 7,5 \text{ cm}, v_{ar} = 2,06 \text{ m/s.}$$

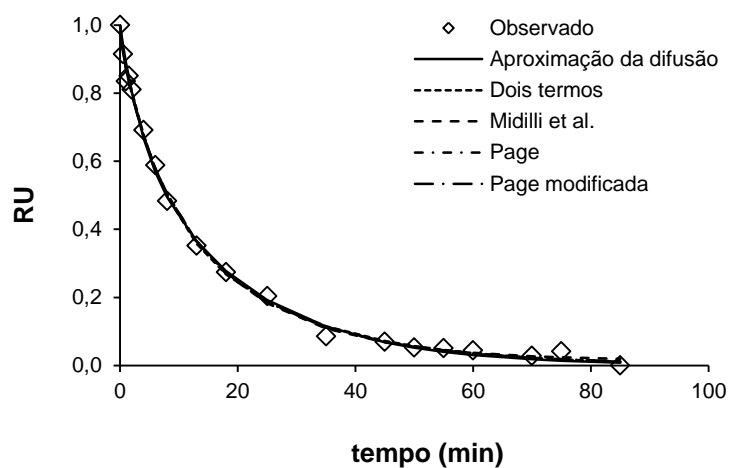


Figura A18. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 10,0 \text{ cm}, v_{ar} = 2,06 \text{ m/s.}$$

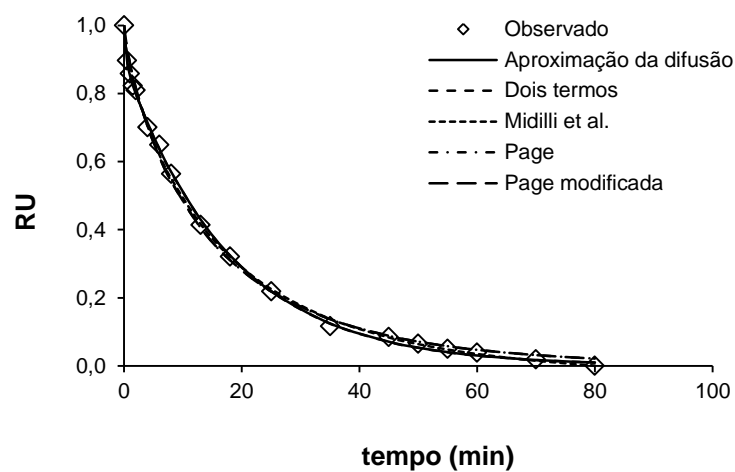


Figura A19. Ajuste dos modelos matemáticos propostos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 12,0 \text{ cm}, v_{ar} = 2,06 \text{ m/s.}$$

Na Tabela A1 são apresentados os coeficientes de determinação (R^2) e erro médio estimado (SE) para cada uma das condições de operação utilizadas no presente estudo.

APÊNDICE A – Resultados Experimentais

Tabela A1. Coeficientes de determinação (R^2) e erro médio estimado (SE) para os modelos analisados para a secagem do farelo de soja nas diferentes condições utilizadas.

Modelo	v_{ar} (m/s)	T (°C)	H (cm)	R^2	SE	Modelo	v_{ar} (m/s)	T (°C)	H (cm)	R^2	SE
Aproximação da difusão	1,64	40	7,5	0,9973	0,0187	Midilli	1,64	40	7,5	0,9971	0,0206
			10,0	0,9986	0,0141				10,0	0,9991	0,0119
			12,0	0,9989	0,0128				12,0	0,9995	0,0089
	2,06	40	7,5	0,9967	0,0211		7,5	0,9986	0,0140		
			10,0	0,9973	0,0180		10,0	0,9987	0,0128		
			12,0	0,9978	0,0174		12,0	0,9978	0,0177		
	1,64	50	7,5	0,9958	0,0266		7,5	0,9951	0,0299		
			10,0	0,9974	0,0187		10,0	0,9978	0,0179		
			12,0	0,9983	0,0162		12,0	0,9981	0,0177		
	2,06	50	7,5	0,9988	0,0142		7,5	0,9989	0,0144		
			10,0	0,9937	0,0317		10,0	0,9938	0,0331		
			12,0	0,9973	0,0215		12,0	0,9969	0,0247		
1,64	60	7,5	0,9992	0,0110	7,5	0,9981	0,0176				
		10	0,9966	0,0224	10	0,9972	0,0211				
		12	0,9992	0,0118	12	0,9985	0,0166				
2,06	60	7,5	0,9988	0,0131	7,5	0,9989	0,0122				
		10,0	0,9968	0,0217	10,0	0,9979	0,0183				
		12,0	0,9994	0,0095	12,0	0,9985	0,0155				
Dois Termos	1,64	40	7,5	0,9973	0,0194	Newton	1,64	40	7,5	0,9776	0,0503
			10,0	0,9987	0,0143				10,0	0,9845	0,0446
			12,0	0,9989	0,0129				12,0	0,9863	0,0424
	2,06	40	7,5	0,9972	0,0200		7,5	0,998	0,0602		
			10,0	0,9975	0,0180		10,0	0,9402	0,0808		
			12,0	0,9982	0,0162		12,0	0,9731	0,0579		
	1,64	50	7,5	0,9959	0,0272		7,5	0,9927	0,0324		
			10,0	0,9974	0,0197		10,0	0,9724	0,0554		
			12,0	0,9983	0,0168		12,0	0,9713	0,0612		
	2,06	50	7,5	0,9988	0,0148		7,5	0,9924	0,0334		
			10,0	0,9938	0,0329		10,0	0,9758	0,0566		
			12,0	0,9973	0,0229		12,0	0,9388	0,0918		
1,64	60	7,5	0,9992	0,0113	7,5	0,9868	0,0422				
		10	0,9972	0,0214	10	0,9876	0,0399				
		12	0,9992	0,0122	12	0,9889	0,0405				
2,06	60	7,5	0,9988	0,0131	7,5	0,9704	0,0601				
		10,0	0,9975	0,0199	10,0	0,9867	0,0418				
		12,0	0,9994	0,0098	12,0	0,9858	0,0431				
Exponencial a dois termos	1,64	40	7,5	0,9941	0,0267	Page	1,64	40	7,5	0,9963	0,0212
			10,0	0,9961	0,0229				10,0	0,9974	0,0188
			12,0	0,9972	0,0199				12,0	0,9981	0,0161
	2,06	40	7,5	0,9875	0,0397		7,5	0,9986	0,0134		
			10,0	0,9692	0,0594		10,0	0,9981	0,0150		
			12,0	0,9899	0,0362		12,0	0,9976	0,0177		
	1,64	50	7,5	0,9958	0,0256		7,5	0,9949	0,0282		
			10,0	0,9915	0,0321		10,0	0,9975	0,0175		
			12,0	0,9887	0,0398		12,0	0,9961	0,0236		
	2,06	50	7,5	0,9986	0,0148		7,5	0,9981	0,0174		
			10,0	0,9905	0,0371		10,0	0,9929	0,0321		
			12,0	0,9673	0,0706		12,0	0,9922	0,0345		
1,64	60	7,5	0,9971	0,0204	7,5	0,9977	0,0183				
		10	0,9961	0,0233	10	0,9971	0,0205				
		12	0,9969	0,0222	12	0,9971	0,0218				
2,06	60	7,5	0,9889	0,0379	7,5	0,9988	0,0127				
		10,0	0,9957	0,0246	10,0	0,9978	0,0177				
		12,0	0,9959	0,0237	12,0	0,9971	0,0199				
Henderson e Pabis	1,64	40	7,5	0,9873	0,0392	Page Modificado	1,64	40	7,5	0,9963	0,0212
			10,0	0,9949	0,0264				10,0	0,9974	0,0188
			12,0	0,9949	0,0265				12,0	0,9981	0,0161
	2,06	40	7,5	0,9859	0,0423		7,5	0,9986	0,0134		
			10,0	0,9758	0,0527		10,0	0,9981	0,0150		
			12,0	0,9841	0,0457		12,0	0,9976	0,0177		
	1,64	50	7,5	0,9929	0,0330		7,5	0,9949	0,0282		
			10,0	0,9842	0,0438		10,0	0,9975	0,0175		
			12,0	0,9906	0,0362		12,0	0,9961	0,0236		
	2,06	50	7,5	0,9952	0,0277		7,5	0,9981	0,0174		
			10,0	0,9845	0,0474		10,0	0,9929	0,0321		
			12,0	0,9780	0,0579		12,0	0,9922	0,0345		
1,64	60	7,5	0,9899	0,0379	7,5	0,9977	0,0183				
		10	0,9928	0,0315	10	0,9971	0,0205				
		12	0,9963	0,0244	12	0,9971	0,0218				
2,06	60	7,5	0,9843	0,0451	7,5	0,9988	0,0127				
		10,0	0,9930	0,0314	10,0	0,9978	0,0177				
		12,0	0,9960	0,0235	12,0	0,9971	0,0199				
Logaritmico	1,64	40	7,5	0,9899	0,0363						
			10,0	0,9953	0,0259						
			12,0	0,9954	0,0261						
	2,06	40	7,5	0,9924	0,0319						
			10,0	0,9835	0,0446						
			12,0	0,9901	0,0369						
	1,64	50	7,5	0,9942	0,0313						
			10,0	0,9894	0,0377						
			12,0	0,9914	0,0361						
	2,06	50	7,5	0,9953	0,0285						
			10,0	0,9856	0,0478						
			12,0	0,9784	0,0609						
1,64	60	7,5	0,9945	0,0289							
		10	0,9941	0,0295							
		12	0,9964	0,0248							
2,06	60	7,5	0,9893	0,0385							
		10,0	0,9958	0,0250							
		12,0	0,9965	0,02285							

Tabela A2. Valores estimados dos parâmetros dos modelos propostos para as diferentes condições operacionais.

Modelo	$v_{ar}(m/s)$	$T(^{\circ}C)$	H (cm)	a	k	b	q	c	n
Aproximação da difusão	1,64	40	7,5	0,232161	0,358438	0,124721			
			10,0	0,129506	0,852371	0,049544			
			12,0	0,144829	0,583976	0,071596			
	2,06	40	7,5	0,278593	0,468031	0,093974			
			10,0	0,313001	0,550259	0,060653			
			12,0	0,423145	0,183414	0,160321			
	1,64	50	7,5	0,325177	0,157194	0,333438			
			10,0	0,229469	0,524215	0,099600			
			12,0	0,156353	1,346934	0,033895			
	2,06	50	7,5	0,167696	0,501159	0,131855			
			10,0	0,297734	0,304660	0,157513			
			12,0	0,221098	1,825245	0,028797			
1,64	60	7,5	0,416804	0,183687	0,218607				
		10	0,310983	0,238950	0,222643				
		12	0,103164	1,503625	0,033418				
2,06	60	7,5	0,341791	0,428610	0,118246				
		10,0	0,299492	0,279631	0,185360				
		12,0	0,105783	2,549998	0,022069				
Dois Termos	1,64	40	7,5	0,236074	0,370480	0,769309	0,044758		
			10,0	0,864536	0,041929	0,124878	0,690483		
			12,0	0,848832	0,041531	0,139916	0,483929		
	2,06	40	7,5	0,597066	0,037807	0,364353	0,218975		
			10,0	0,677480	0,032931	0,305273	0,478792		
			12,0	0,434717	0,155427	0,544546	0,028356		
	1,64	50	7,5	0,318434	0,175166	0,694546	0,052824		
			10,0	0,770132	0,052189	0,228433	0,520160		
			12,0	0,156536	1,349933	0,843699	0,045658		
	2,06	50	7,5	0,834049	0,066164	0,170205	0,525337		
			10,0	0,292589	0,279289	0,695000	0,047726		
			12,0	0,220612	1,797709	0,778306	0,052668		
1,64	60	7,5	0,413135	0,190700	0,591471	0,040461			
		10	0,651407	0,051839	0,325498	0,192949			
		12	0,896957	0,050256	0,104322	1,523176			
2,06	60	7,5	0,342897	0,388429	0,645935	0,049939			
		10,0	0,399624	0,169684	0,570372	0,045960			
		12,0	0,893838	0,893838	0,105556	2,431075			
Exponencial a dois termos	1,64	40	7,5	0,175895	0,286556				
			10,0	0,134537	0,322803				
			12,0	0,141678	0,306253				
	2,06	40	7,5	0,174506	0,325684				
			10,0	0,171548	0,283138				
			12,0	0,208837	0,206152				
	1,64	50	7,5	0,335689	0,154681				
			10,0	0,175873	0,354169				
			12,0	0,135222	0,375192				
	2,06	50	7,5	0,154747	0,440839				
			10,0	0,190538	0,306971				
			12,0	0,142445	0,475416				
1,64	60	7,5	0,228612	0,233260					
		10	0,219713	0,274409					
		12	0,099933	0,521428					
2,06	60	7,5	0,181432	0,397749					
		10,0	0,190251	0,323418					
		12,0	0,111331	0,520254					

Tabela A2. Continuação.

Modelo	$v_{ar}(m/s)$	$T(^{\circ}C)$	H (cm)	a	k	b	q	c	n
Henderson e Pabis	1,64	40	7,5	0,921824	0,055652				
			10,0	0,929403	0,046133				
			12,0	0,934401	0,046922				
	2,06		7,5	0,902576	0,059714				
			10,0	0,861351	0,045602				
			12,0	0,918398	0,048164				
	1,64	50	7,5	0,987293	0,071562				
			10,0	0,906839	0,067688				
			12,0	0,906183	0,051051				
	2,06		7,5	0,957667	0,078730				
			10,0	0,933495	0,066860				
			12,0	0,871792	0,061232				
1,64	60	7,5	0,957562	0,066357					
		10	0,943305	0,072485					
		12	0,937817	0,053862					
2,06		7,5	0,907622	0,077350					
		10,0	0,937169	0,071141					
		12,0	0,926464	0,059742					
Logarítmico	1,64	40	7,5	0,899761	0,064138			0,038639	
			10,0	0,913687	0,049485			0,021332	
			12,0	0,919619	0,050120			0,020141	
	2,06		7,5	0,869049	0,073394			0,052770	
			10,0	0,826068	0,059324			0,058968	
			12,0	0,885674	0,060333			0,054404	
	1,64	50	7,5	0,967626	0,077682			0,027555	
			10,0	0,884249	0,082436			0,049355	
			12,0	0,888951	0,054968			0,022515	
	2,06		7,5	0,951688	0,080865			0,008345	
			10,0	0,912423	0,073544			0,029366	
			12,0	0,856529	0,066174			0,019743	
1,64	60	7,5	0,921514	0,078582			0,051629		
		10	0,925305	0,079078			0,026624		
		12	0,930194	0,055715			0,010139		
2,06		7,5	0,878204	0,091833			0,046010		
		10,0	0,912963	0,080081			0,035085		
		12,0	0,913695	0,063228			0,017486		
Midilli	1,64	40	7,5	1,007255	0,129986	-0,0005			0,727138
			10,0	0,986057	0,096857	-0,0006			0,763174
			12,0	0,992845	0,098911	-0,0005			0,762592
	2,06		7,5	0,995278	0,153104	-0,00003			0,702504
			10,0	0,996005	0,176017	-0,0002			0,611661
			12,0	1,016031	0,137134	-0,0001			0,688988
	1,64	50	7,5	1,016102	0,100756	0,00001			0,879932
			10,0	0,997380	0,152856	-0,0003			0,717183
			12,0	0,983055	0,129152	-0,0005			0,700784
	2,06		7,5	1,007838	0,137845	-0,0005			0,787526
			10,0	1,003069	0,142275	-0,0005			0,734214
			12,0	0,990316	0,219040	-0,0012			0,573614
1,64	60	7,5	1,022593	0,130483	0,0001			0,774953	
		10	0,994520	0,126529	-0,0002			0,801373	
		12	0,980873	0,097653	-0,0004			0,797934	
2,06		7,5	1,010145	0,193750	-0,0002			0,675002	
		10,0	0,990030	0,124523	0,0001			0,813388	
		12,0	0,970748	0,102840	-0,0003			0,817158	

Tabela A2. Continuação.

Modelo	$v_{ar}(m/s)$	$T(^{\circ}C)$	H (cm)	a	k	b	q	c	n	
Newton	1,64	40	7,5		0,064029					
			10,0		0,052202					
			12,0		0,052704					
	2,06	40	7,5		0,073586					
			10,0		0,062550					
			12,0		0,057092					
	1,64	50	7,5		0,073174					
			10,0		0,083897					
			12,0		0,061832					
	2,06	50	7,5		0,084983					
			10,0		0,076340					
			12,0		0,080955					
1,64	60	7,5		0,072201						
		10		0,080328						
		12		0,101395						
2,06	60	7,5		0,094475						
		10,0		0,080438						
		12,0		0,068414						
Page	1,64	40	7,5		0,117375				0,776371	
			10,0		0,095615				0,796214	
			12,0		0,094477				0,801612	
	2,06	40	7,5		0,155478				0,700667	
			10,0		0,173432				0,626881	
			12,0		0,123786				0,722831	
	1,64	50	7,5		0,092906				0,902285	
			10,0		0,148383				0,740627	
			12,0		0,131170				0,724251	
	2,06	50	7,5		0,124392				0,840644	
			10,0		0,133786				0,770943	
			12,0		0,212595				0,633596	
1,64	60	7,5		0,117587				0,800863		
		10		0,125913				0,813536		
		12		0,101395				0,813711		
2,06	60	7,5		0,181751				0,703922		
		10,0		0,133548				0,786983		
		12,0		0,116456				0,797737		
Page Modificado	1,64	40	7,5		0,063325				0,776371	
			10,0		0,052432				0,796214	
			12,0		0,052691				0,801612	
	2,06	40	7,5		0,070201				0,700667	
			10,0		0,061131				0,626881	
			12,0		0,055559				0,722831	
	1,64	50	7,5		0,071826				0,902285	
			10,0		0,076067				0,740627	
			12,0		0,060528				0,724251	
	2,06	50	7,5		0,083791				0,840644	
			10,0		0,073596				0,770943	
			12,0		0,086833				0,633596	
1,64	60	7,5		0,069056				0,800863		
		10		0,078307				0,813536		
		12		0,060042				0,813711		
2,06	60	7,5		0,088717				0,703922		
		10,0		0,077441				0,786983		
		12,0		0,067514				0,797737		

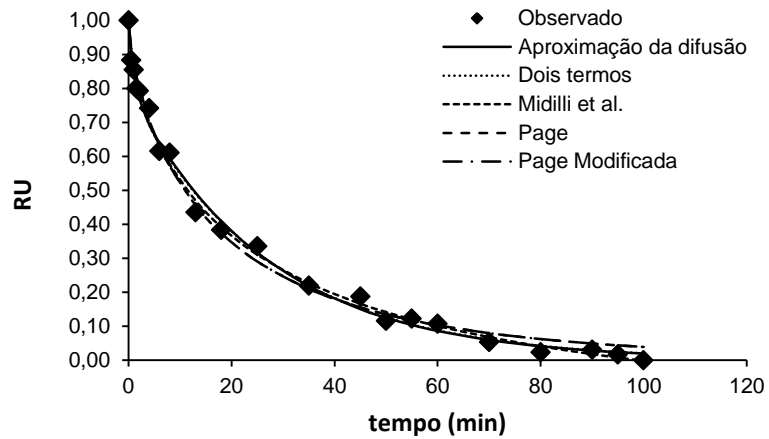


Figura A20. Ajuste dos modelos matemáticos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 7,5 \text{ cm}, v_{ar} = 1,01.$$

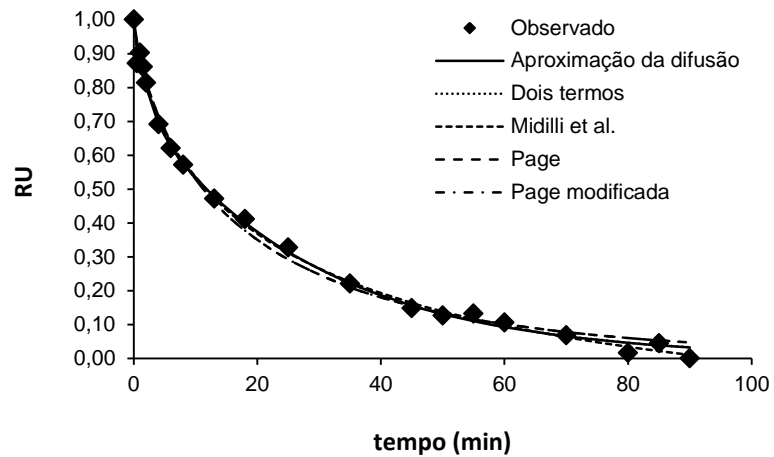


Figura A21. Ajuste dos modelos matemáticos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 7,5 \text{ cm}, v_{ar} = 1,34.$$

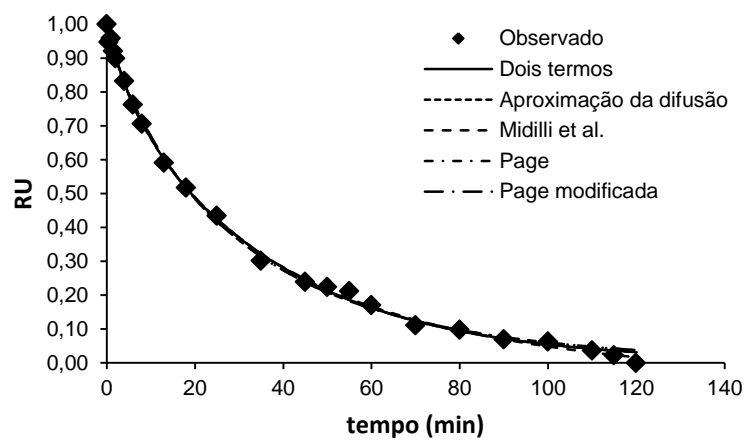


Figura A22. Ajuste dos modelos matemáticos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 12,0 \text{ cm}, v_{ar} = 1,01.$$

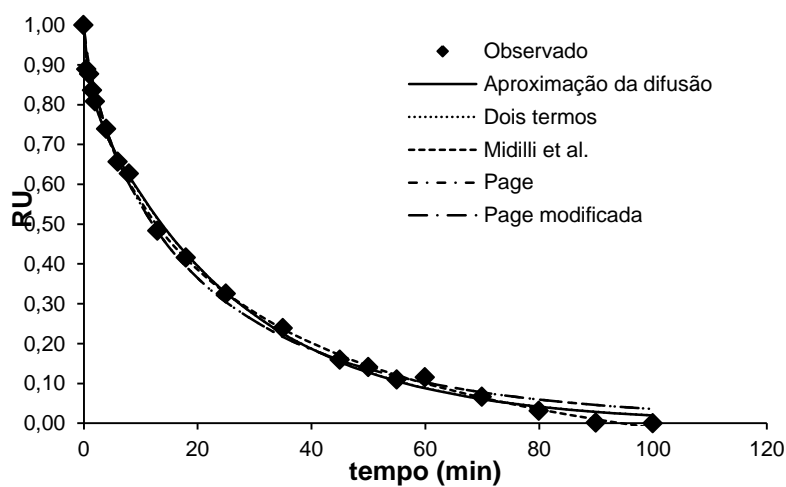


Figura A23. Ajuste dos modelos matemáticos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 12,0 \text{ cm}, v_{ar} = 1,34.$$

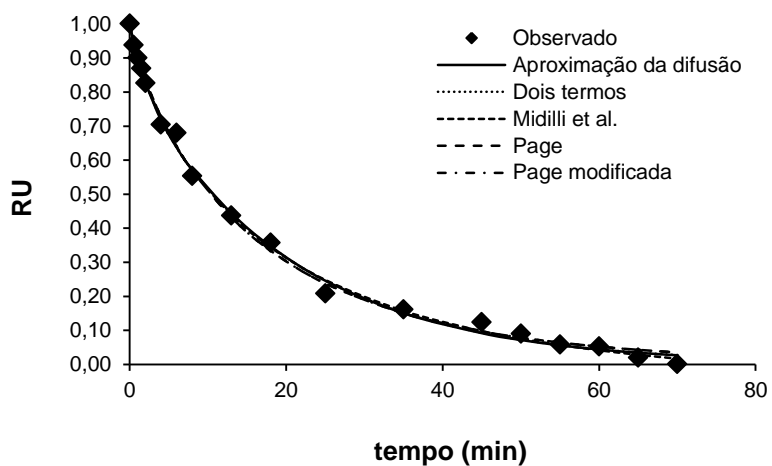


Figura A24. Ajuste dos modelos matemáticos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 7,5 \text{ cm}, v_{ar} = 1,01.$$

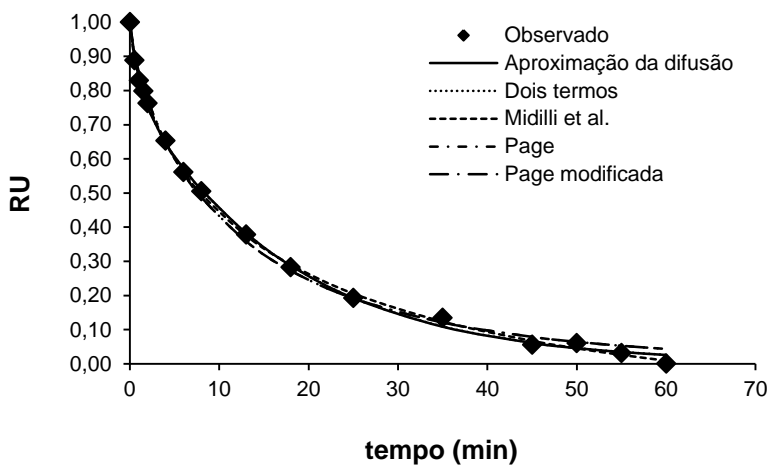


Figura A25. Ajuste dos modelos matemáticos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 7,5 \text{ cm}, v_{ar} = 1,34.$$

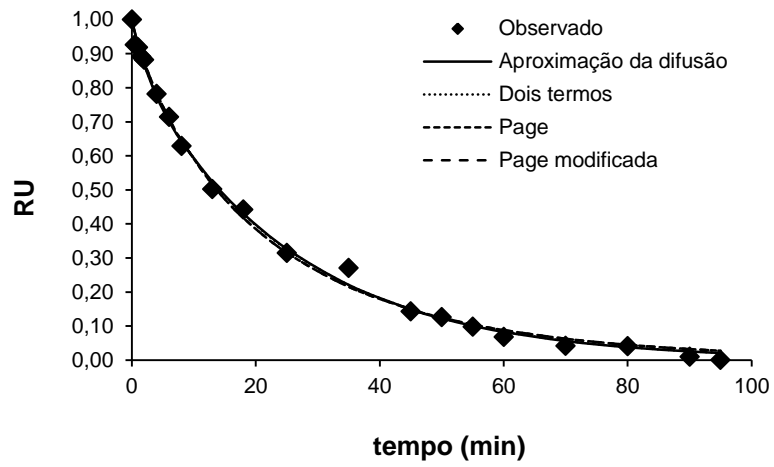


Figura A26. Ajuste dos modelos matemáticos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 12,0 \text{ cm}, v_{ar} = 1,01.$$

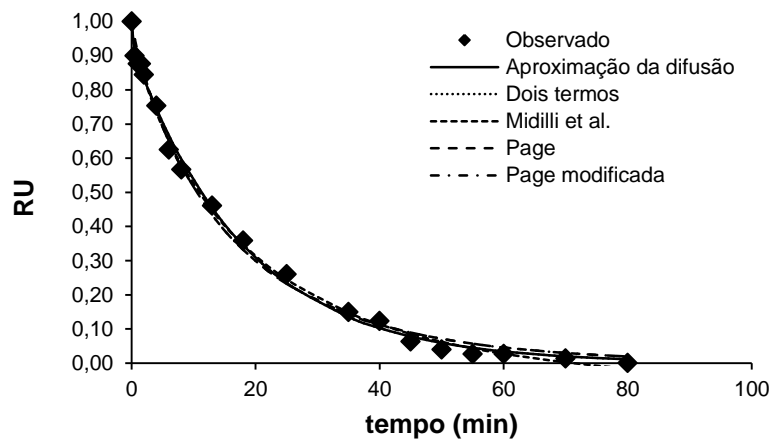


Figura A27. Ajuste dos modelos matemáticos aos dados experimentais.

$$T_{ar} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}, H = 12,0 \text{ cm}, v_{ar} = 1,34.$$

Tabela A3. Coeficientes de determinação (R^2) e erro médio estimado (SE) para os modelos analisados para a secagem do farelo de soja nas diferentes condições utilizadas.

T (°C)	Modelo	R^2	SE
H (cm)			
v_{ar} (m/s)			
	Aproximação da difusão	99,50	0,0237
40	Dois termos	99,51	0,0234
7,5	Exponencial dois termos	98,09	0,0462
1,01	Henderson e Pabis	98,54	0,0404
	Logarítmico	98,68	0,0384
	Midili <i>et al.</i>	99,66	0,0195
	Newton	95,87	0,0681
	Page	99,34	0,0271
	Page Modificada	99,34	0,0271
T (°C)	Modelo	R^2	SE
H (cm)			
v_{ar} (m/s)			
	Aproximação da difusão	99,63	0,0204
	Dois termos	99,66	0,0197
	Exponencial dois termos	98,48	0,0414
40	Henderson e Pabis	98,44	0,0419
7,5	Logarítmico	98,67	0,0388
1,34	Midili <i>et al.</i>	99,69	0,0185
	Newton	96,22	0,0653
	Page	99,47	0,0245
	Page Modificada	99,47	0,0245
T (°C)	Modelo	R^2	SE
H (cm)			
v_{ar} (m/s)			
	Aproximação da difusão	99,87	0,0129
	Dois termos	99,87	0,0127
	Exponencial dois termos	99,86	0,0134
40	Henderson e Pabis	99,55	0,0239
12	Logarítmico	99,60	0,0224
1,01	Midili <i>et al.</i>	99,89	0,0114
	Newton	99,16	0,0326
	Page	99,83	0,0145
	Page Modificada	99,83	0,0145

Tabela A3. Continuação.

T (°C)	Modelo	R^2	SE
H (cm)			
v_{ar} (m/s)			
	Aproximação da difusão	99,76	0,0167
	Dois termos	99,77	0,0164
	Exponencial dois termos	98,95	0,0351
40	Henderson e Pabis	99,16	0,0314
12	Logarítmico	99,18	0,0310
1,34	Midili <i>et al.</i>	99,89	0,0112
	Newton	97,26	0,0568
	Page	99,49	0,0244
	Page Modificada	99,49	0,0244
T (°C)	Modelo	R^2	SE
H (cm)			
v_{ar} (m/s)			
	Aproximação da difusão	99,71	0,0190
	Dois termos	99,72	0,0189
	Exponencial dois termos	99,66	0,0207
60	Henderson e Pabis	99,34	0,0289
7,5	Logarítmico	99,46	0,0262
1,01	Midili <i>et al.</i>	99,76	0,0174
	Newton	98,80	0,0389
	Page	99,71	0,0192
	Page Modificada	99,71	0,0192
T (°C)	Modelo	R^2	SE
H (cm)			
v_{ar} (m/s)			
	Aproximação da difusão	99,86	0,0125
	Dois termos	99,87	0,0123
	Exponencial dois termos	99,00	0,0335
60	Henderson e Pabis	98,94	0,0345
7,5	Logarítmico	99,09	0,0319
1,34	Midili <i>et al.</i>	99,94	0,0085
	Newton	97,05	0,0576
	Page	99,71	0,0179
	Page Modificada	99,71	0,0179

Tabela A3. Continuação.

T (°C)	Modelo	R^2	SE
H (cm)			
v_{ar} (m/s)			
	Aproximação da difusão	99,75	0,0179
	Dois termos	99,77	0,0173
	Exponencial dois termos	99,74	0,0184
60	Henderson e Pabis	99,55	0,0241
12,0	Logarítmico	99,56	0,0238
1,01	Midili <i>et al.</i>	75,65	0,1777
	Newton	99,08	0,0345
	Page	99,70	0,0197
	Page Modificada	99,70	0,0197
T (°C)	Modelo	R^2	SE
H (cm)			
v_{ar} (m/s)			
	Aproximação da difusão	99,75	0,0181
	Dois termos	99,75	0,0181
	Exponencial dois termos	99,65	0,0214
60	Henderson e Pabis	99,58	0,0233
12,0	Logarítmico	99,58	0,0232
1,34	Midili <i>et al.</i>	99,76	0,0176
	Newton	98,99	0,0361
	Page	99,56	0,0237
	Page Modificada	99,56	0,0237

APÊNDICE A – Resultados Experimentais

Tabela A4. Valores estimados dos parâmetros dos modelos propostos para as diferentes condições operacionais.

<i>T</i> (°C)	Modelo	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>K</i>	<i>q</i>	<i>n</i>
40 7,5 1,01	Aproximação da difusão	0,2013	0,0412		0,8993		
	Dois termos	0,7892	0,1933		0,0366	0,7135	
	Exponencial dois termos	0,1621			0,2645		
	Henderson e Pabis	0,8849			0,0427		
	Logarítmico	0,8633		0,0313	0,0481		
	Midili <i>et al.</i>	0,9849	-0,0007		0,1371		0,6473
	Newton				0,0534		
	Page				0,1317		0,6957
	Page Modificada				0,0543		0,6957
<i>T</i> (°C)	Modelo	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>K</i>	<i>q</i>	<i>n</i>
40 7,5 1,34	Aproximação da difusão	0,2488	0,0787		0,4429		
	Dois termos	0,7440	0,2362		0,0346	0,3769	
	Exponencial dois termos	0,1641			0,2589		
	Henderson e Pabis	0,8971			0,0434		
	Logarítmico	0,8678		0,0426	0,0509		
	Midili <i>et al.</i>	0,9988	-0,0008		0,1388		0,6445
	Newton				0,0529		
	Page				0,1249		0,7101
	Page Modificada				0,0535		0,7101
<i>T</i> (°C)	Modelo	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>K</i>	<i>q</i>	<i>n</i>
40 12 1,01	Aproximação da difusão	0,1596	0,1359		0,2019		
	Dois termos	0,8342	0,1589		0,0273	0,1798	
	Exponencial dois termos	0,1555			0,1787		
	Henderson e Pabis	0,9558			0,0314		
	Logarítmico	0,9382		0,0232	0,0338		
	Midili <i>et al.</i>	1,0045	-0,0003		0,0659		0,7930
	Newton				0,0335		
	Page				0,0581		0,8427
	Page Modificada				0,0341		0,8427
<i>T</i> (°C)	Modelo	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>K</i>	<i>q</i>	<i>n</i>
40 12 1,34	Aproximação da difusão	0,1628	0,0383		0,9826	0,0374	
	Dois termos	0,1539	0,8329		0,8333		
	Exponencial dois termos	0,1456			0,2805		
	Henderson e Pabis	0,9027			0,0416		
	Logarítmico	0,8929		0,0135	0,0436		
	Midili <i>et al.</i>	0,9821	-0,0007		0,1144		0,6869
	Newton				0,0495		
	Page				0,1093		0,7422
	Page Modificada				0,0506		0,7422

Tabela A4. Continuação.

<i>T</i> (°C)	Modelo	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>K</i>	<i>q</i>	<i>n</i>
60 7,5 1,01	Aproximação da difusão	0,1587	0,1107		0,4444		
	Dois termos	0,1609	0,8318		0,3803	0,0487	
	Exponencial dois termos	0,1549			0,3263		
	Henderson e Pabis	0,9466			0,0570		
	Logarítmico	0,9251		0,0303	0,0631		
	Midili <i>et al.</i>	1,0023	-0,0005		0,1101		0,7787
	Newton				0,0629		
	Page				0,1019		0,8219
	Page Modificada				0,0621		0,8219
<i>T</i> (°C)	Modelo	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>K</i>	<i>q</i>	<i>n</i>
60 7,5 1,34	Aproximação da difusão	0,1938	0,0618		0,9276		
	Dois termos	0,8025	0,1887		0,0570	0,8482	
	Exponencial dois termos	0,1475			0,4474		
	Henderson e Pabis	0,9052			0,0678		
	Logarítmico	0,8816		0,0329	0,0757		
	Midili <i>et al.</i>	0,9944	-0,0010		0,1673		0,6724
	Newton				0,0820		
	Page				0,1575		0,7304
	Page Modificada				0,0796		0,7304
<i>T</i> (°C)	Modelo	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>K</i>	<i>q</i>	<i>n</i>
60 12,0 1,01	Aproximação da difusão	0,1299	0,1055		0,3712		
	Dois termos	0,1255	0,8583		0,2707	0,0388	
	Exponencial dois termos	0,1331			0,2959		
	Henderson e Pabis	0,9506			0,0434		
	Logarítmico	0,9436		0,0094	0,0447		
	Midili <i>et al.</i>	0,6461	-0,0070		-0,0001		0,0
	Newton				0,0471		
	Page				0,0749		0,8493
	Page Modificada				0,0749		0,8493
<i>T</i> (°C)	Modelo	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>K</i>	<i>q</i>	<i>n</i>
60 12,0 1,34	Aproximação da difusão	0,0723	0,0070		7,8524		
	Dois termos	0,9279	0,0721		0,0550	43,12	
	Exponencial dois termos	0,1069			0,4989		
	Henderson e Pabis	0,9433			0,0564		
	Logarítmico	0,9463		-0,0040	0,0557		
	Midili <i>et al.</i>	0,9777	-0,0006		0,0889		0,8401
	Newton				0,0619		
	Page				0,0935		0,8538
	Page Modificada				0,0623		0,8538

ANEXO A

CORRELAÇÕES DE ARRASTE

A1 - Correlação de Arraste de Wen – Yu (apresentada no trabalho de Benyahia *et al.* (2008)).

$$F_{gm} = \frac{3}{4} C_D \frac{\rho_g \varepsilon_g \varepsilon_m |\vec{v}_g - \vec{v}_m|}{d_p} \varepsilon_g^{-2,65} \quad (\text{A.1})$$

em que:

$$C_D = \begin{cases} 24/\text{Re}(1+0,15\text{Re}^{0,687}) & \text{Re} < 1000 \\ 0,44 & \text{Re} \geq 1000 \end{cases} \quad (\text{A.2})$$

$$\text{Re} = \frac{\rho_g \varepsilon_g |\vec{v}_g - \vec{v}_m| d_p}{\mu_g} \quad (\text{A.3})$$

A2 – Correlação de Arraste de Gidaspow (apresentada no trabalho de Benyahia *et al.* (2008)).

$$F_{gm} = \begin{cases} \frac{3}{4} C_D \frac{\rho_g \varepsilon_g \varepsilon_m |\vec{v}_g - \vec{v}_m|}{d_p} \varepsilon_g^{-2,65} & \varepsilon_g \geq 0,8 \\ \frac{150 \varepsilon_s (1 - \varepsilon_g) \mu_g}{\varepsilon_g d_p^2} + \frac{1,75 \rho_g \varepsilon_m |\vec{v}_g - \vec{v}_m|}{d_p} & \varepsilon_g < 0,8 \end{cases} \quad (\text{A.4})$$

com C_D sendo dado pela Equação A.2.

A3 – Correlação de Arraste de Hill – Koch – Ladd (apresentada no trabalho de Benyahia *et al.* (2008)).

Esta expressão é válida para somente uma fase sólida.

$$F_{gm} = 18 \mu_g (1 - \varepsilon_m)^2 \varepsilon_m \frac{F}{d_p^2} \quad (\text{A.5})$$

em que, a força de arraste F é dada pelas Equações A.6, A.7 e A.8, dependendo das condições.

$$F = 1 + \frac{3}{8} \text{Re} \quad (\text{A.6})$$

para as seguintes condições:

$$\varepsilon_s \leq 0,01 \quad \text{e} \quad \text{Re} \leq \frac{(F_2 - 1)}{(3/8 - F_3)}$$

$$F = F_0 + F_1 \text{Re}^2 \quad (\text{A.7})$$

para as seguintes condições:

$$\varepsilon_s > 0,01 \quad \text{e} \quad \text{Re} \leq \frac{F_3 + \sqrt{F_3^2 - 4 F_1 (F_0 - F_2)}}{2 F_1}$$

$$F = F_2 + F_3 \text{ Re} \quad (\text{A.8})$$

para as seguintes condições:

$$\begin{cases} \varepsilon_s \leq 0,01 & \text{Re} > \frac{(F_2 - 1)}{(3/8 - F_3)} \\ \varepsilon_s > 0,01 & \text{Re} > \frac{F_3 + \sqrt{F_3^2 - 4F_1(F_0 - F_2)}}{2F_1} \end{cases}$$

Os coeficientes das expressões acima são definidos como segue:

$$F_0 = (1-w) \left[\frac{1 + 3\sqrt{\varepsilon_s/2} + (135/64)\varepsilon_s \ln(\varepsilon_s) + 17,14\varepsilon_s}{1 + 0,681\varepsilon_s - 8,48\varepsilon_s^2 + 8,16\varepsilon_s^3} \right] + w \left[10 \frac{\varepsilon_s}{(1-\varepsilon_s)^3} \right] \quad (\text{A.9})$$

se, $0,01 < \varepsilon_s < 0,4$, ou então,

$$F_0 = 10 \frac{\varepsilon_s}{(1-\varepsilon_s)^3} \quad (\text{A.10})$$

se, $\varepsilon_s \geq 0,4$.

$$F_1 = \begin{cases} \frac{\sqrt{2/\varepsilon_s}}{40} & 0,01 < \varepsilon_s \leq 0,1 \\ 0,11 + 0,00051 \exp(11,6 \varepsilon_s) & \varepsilon_s > 0,1 \end{cases} \quad (\text{A.11})$$

$$F_2 = (1-w) \left[\frac{1+3\sqrt{\varepsilon_s/2} + (135/64)\varepsilon_s \ln(\varepsilon_s) + 17,89\varepsilon_s}{1+0,681\varepsilon_s - 11,03\varepsilon_s^2 + 15,41\varepsilon_s^3} \right] + w \left[10 \frac{\varepsilon_s}{(1-\varepsilon_s)^3} \right] \quad (\text{A.12})$$

se, $\varepsilon_s < 0,4$, ou então,

$$F_2 = 10 \frac{\varepsilon_s}{(1-\varepsilon_s)^3} \quad (\text{A.13})$$

se $\varepsilon_s \geq 0,4$.

$$F_3 = \begin{cases} 0,9351\varepsilon_s + 0,03667 & \varepsilon_s < 0,0953 \\ 0,0673 + 0,212\varepsilon_s + 0,0232/(1-\varepsilon_s)^5 & \varepsilon_s \geq 0,0953 \end{cases} \quad (\text{A.14})$$

$$w = \exp(-10(0,4 - \varepsilon_s)/\varepsilon_s) \quad (\text{A.15})$$